



Universidade Federal de Uberlândia

Faculdade de Engenharia Química

PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA



**ESTUDOS FLUIDODINÂMICOS E DE SECAGEM DE
FERTILIZANTES EM SECADORES ROTATÓRIOS CONCORRENTES**

Beatriz Cristina Silvério

Uberlândia - MG - Brasil

2010



Universidade Federal de Uberlândia

Faculdade de Engenharia Química

PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA



**ESTUDOS FLUIDODINÂMICOS E DE SECAGEM DE
FERTILIZANTES EM SECADORES ROTATÓRIOS
CONCORRENTES**

Beatriz Cristina Silvério

Orientadores:

Prof. . Dr. Marcos Antonio de Souza
Barrozo

Prof^a. Dr^a. Valéria Viana Murata

Dissertação submetida ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Uberlândia como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Mestre em Engenharia Química

Uberlândia - MG - Brasil

2010

Dados Internacionais de Catalogação na Publicação (CIP)

S587e Silvério, Beatriz Cristina, 1985-
 Estudos fluidodinâmicos e de secagem de fertilizantes em secadores
 rotatórios concorrentes [manuscrito] / Beatriz Cristina Silvério. - 2010.
 100 f. : il.

 Orientadores: Marcos Antonio de Souza Barrozo e Valéria Viana
 Murata.

 Dissertação (mestrado) – Universidade Federal de Uberlândia, Progra-
 ma de Pós-Graduação em Engenharia Química.
 Inclui bibliografia.

 1. Secagem - Teses. 2. Fertilizantes - Teses. I. Barrozo, Marcos Anto-
 nio de Souza. II. Murata, Valéria Viana. III. Universidade Federal de
 Uberlândia. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química. III.
 Título.

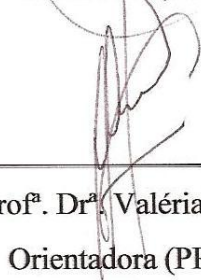
CDU: 66.047

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO SUBMETIDA AO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA COMO PARTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA OBTENÇÃO DO TÍTULO DE MESTRE EM ENGENHARIA QUÍMICA, EM 26 DE FEVEREIRO DE 2010.

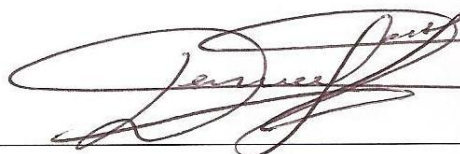
BANCA EXAMINADORA



Prof. Dr. Marcos Antonio de Souza Barrozo
Orientador (PPGEQ/UFU)



Prof.ª Dr.ª Valéria Viana Murata
Orientadora (PPGEQ/UFU)



Prof. Dr. Dermeval José Mazzini Sartori
DEQ/UFSCar



Prof. Dr. Edu Barbosa Arruda
(FACIP/UFU)



Prof. Dr. Cláudio Roberto Duarte
(PPGEQ/UFU)

DEDICATÓRIA

Aos meus pais Geraldo Eustáquio Silvério e Marta Regina Gomes Silvério que sempre estiveram ao meu lado, me incentivando e com muito amor não mediram esforços para investirem na minha educação.

AGRADECIMENTOS

Agradeço primeiramente a Deus pelo sublime milagre da salvação, pela obra que começou a fazer em minha vida, pelo amigo e consolador que é trazendo força nos momentos mais difíceis; pelo amor, sabedoria e pela fé concedidos a mim para que me fosse possível a realização de todo trabalho acadêmico.

À minha mãe, pelo imensurável amor, dedicação e companheirismo, por acreditar e investir na minha formação sem medir esforços, trabalhando, renunciando conforto e descanso para garantir o melhor pra mim. Ao meu pai pelas orações e palavras de incentivo, pelos recursos financeiros e também exemplo de vida e de caráter e testemunho de fé. À minha avó Maria, pelo amor, pelos conselhos e carinho oferecidos a mim. À minha irmã Cíntia e ao meu cunhado Israel por todo amor e apoio dedicados.

Ao Carlos e à sua mãe, pelo amor e amizade, por acreditarem nos meus sonhos, cujas orações, a distância não impediu de alcançarem meu coração.

Agradeço também ao meu orientador Marcos Antonio de Souza Barrozo, pelo carinho, pelos elogios, pela paciência, pela disposição em me atender e me ouvir, pela preocupação com o meu futuro profissional e por ser um instrumento de Deus em minha vida. À minha orientadora Valéria Viana Murata, pela graça, delicadeza e elegância demonstradas nas sugestões, colaborações e pelo tempo e preocupação oferecidos a mim.

Ao amigo e colega, e hoje Professor Edu Barbosa Arruda, pela grande disposição e ajuda durante todo este trabalho, tanto na construção do aparato experimental como no tratamento dos dados, a quem tenho muito orgulho de ter conhecido pelo exemplo de vida.

A todos os alunos de iniciação científica que muito colaboraram na execução deste trabalho, Juliana Façanha, Isabele, Clarissa, Davi, Marlla e Luiza, pelo esforço e comprometimento empenhados ao longo dessa etapa.

Aos meus colegas de laboratório da pós-graduação e seus alunos de iniciação científica, pelo companheirismo, ajuda e amizade.

À Faculdade de Engenharia Química da Universidade Federal de Uberlândia e aos funcionários Anísio Ferreira Martins Junior, Silvino Joaquim Corrêa, José Henrique pelo apoio técnico dedicado durante este trabalho.

Ao CNPq pelo apoio financeiro investido para a execução desse trabalho.

*“Se alguém julga saber alguma
coisa, com efeito, não aprendeu ainda como
convém saber.”*

I Corintios 8.2

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS	i
LISTA DE TABELAS.....	iv
LISTA DE SÍMBOLOS.....	v
RESUMO	xi
ABSTRACT	xii
CAPÍTULO 1	1
INTRODUÇÃO.....	1
CAPÍTULO 2.....	5
REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	5
2.1 - Produção de Fertilizantes no Brasil	6
2.2 - Processo de Secagem	7
2.3 - O Secador Rotatório.....	7
2.5 - Projeto de Suspensores.....	11
2.5.1 - Carga de Sólidos nos Suspensores	11
2.5.2 - Metodologia REVOL <i>et al.</i> (2001)	15
2.5.3 - Estudo da Fluidodinâmica do Secador Rotatório.....	20
2.7 - Transporte e Tempo de Residência.....	26
2.8 - Transferência de Calor em Secadores Rotatórios	30
2.9 - Umidade de Equilíbrio	34
2.10 - Cinética de Secagem	36
2.11 - Modelagem da Transferência Simultânea de Calor e Massa em Secadores Rotatórios	39
CAPITULO 3	44
MATERIAIS E MÉTODOS	44
3.1 - Materiais	44
3.2 - Cinética de Secagem	44
3.3 - Secador Rotatório.....	45
3.4 - Procedimento Experimental	47
3.5 - Coeficiente Global Volumétrico de Transferência de Calor e Calor Perdido	49
3.6 - Planejamento Experimental.....	49
3.7 - Modelagem e Simulação da Transferência Simultânea de Calor e Massa no Secador Rotatório Concorrente.....	52

3.11.1 - Balanço de Massa para a Fase Fluida.....	53
3.11.2 - Balanço de Massa para a Fase Sólida.....	53
3.11.3 - Balanço de Energia para a Fase Fluida.....	53
3.11.4 - Balanço de Energia para o Sólido	54
3.11.5 - Equações Constitutivas.....	54
CAPÍTULO 4	57
RESULTADOS	57
4.1 - Cinética de Secagem.	57
4.2 - Fluidodinâmica do Secador Rotatório Concorrente.....	58
4.2.1 - Influência da Velocidade de Rotação	61
4.2.2 - Influência da Velocidade do Ar	63
4.2.3 - Influência da Vazão de Sólidos Alimentada.....	64
4.2.4 - Influência do Ângulo de Inclinação	65
4.3 - Comparações dos Secadores Rotatórios Concorrentes e Contracorrente.....	67
4.3.1 - Carregamento de Sólidos (<i>Holdup</i> (H^*)).....	67
4.3.2 - Tempo Médio de Residência ($\bar{\tau}$)	69
4.3.3 - Taxa de Secagem (R_w).....	70
4.4 - Coeficiente Global Volumétrico de Transferência de Calor	72
4.5 - Resultados da Simulação do Modelo Aplicado ao Secador Concorrente	76
CAPITULO 5	82
CONCLUSÕES.....	82
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	84
ANEXO A.....	89
RESULTADOS EXPERIMENTAIS DE CINÉTICA DE SECAGEM EM CAMADA FINA DO FERTILIZANTE SUPER FOSFATO SIMPLES REALIZADOS POR ARRUDA (2008)	89
ANEXO B.....	91
RESULTADOS EXPERIMENTAIS DO SECADOR ROTATÓRIO CONTRACORRENTE ESTUDADO POR ARRUDA (2008).....	91
APÊNDICE A	93
RESULTADOS EXPERIMENTAIS DE CINÉTICA DE SECAGEM EM CAMADA FINA DO FERTILIZANTE SUPER FOSFATO SIMPLES	93
APÊNDICE B.....	96

RESULTADOS EXPERIMENTAIS DA FLUIDODINÂMICA DO SECADOR ROTATÓRIO CONCORRENTE	96
APÊNDICE C	98
RESULTADOS EXPERIMENTAIS DE SECAGEM DO SECADOR CONCORRENTE	98

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 - Esquema de um secador rotatório com cascadeamento (PERRY e GREEN,1999).....	8
Figura 2.2 - Esquema da seção transversal do secador rotatório de contato direto com cascadeamento (FERNANDES, 2008).	9
Figura 2.3 - Secadores rotatórios em funcionamento: (a) versão convencional (REVOL 2001); (b) versão roto-aerado (LISBOA, 2005).	10
Figura 2.4 - Tipos de suspensores mais comuns em secadores rotatórios.....	11
Figura 2.5 - Esquema ilustrando a posição angular (θ_i), da linha com origem no centro do tambor até a ponta do suspensor.	14
Figura 2.6: Esquema ilustrando o conjunto de coordenadas estacionário (X,Y), com origem no eixo do tambor, e o móvel (x,y), com origem na ponta do suspensor, (ARRUDA, 2008).	16
Figura 2.7 - Fotografias das medidas do ângulo dinâmico de repouso, com suspensores de 2 segmentos (a) e 3 segmentos (b) utilizadas por ARRUDA (2008).....	21
Figura 2.8 - Esquema do suspensor em 0° de rotação, (VAN PUYVELD, 2009).	22
Figura 2.9 - Esquema da altura de queda de uma partícula (ARRUDA, 2008).	24
Figura 2.10 - Esquema do caminho percorrido pelo sólido em um ciclo de cascata (ARRUDA, 2008).	41
Figura 3.1 - Esquema da unidade experimental utilizada para medidas de secagem em camada fina.....	44
Figura 3.2 - Esquema da unidade experimental utilizada.	46
Figura 3.3 - Fotografia do secador rotatório convencional concorrente utilizado.	47
Figura 3.4 - Esquema do elemento infinitesimal de volume do secador rotatório operando com fluxo concorrente (ARRUDA, 2008).	52
Figura 4.1 - Gráfico dos resultados de cinética de secagem deste estudo juntamente com os obtidos por ARRUDA (2008), [$T_{ar}=80^{\circ}C$ e $v_{ar} = 3,0$ m/s].	58
Figura 4.2 - Tempos de residência calculado e experimental em cada condição da Tabela 4.1.....	60
Figura 4.3 – Valores preditos e observados dos tempos de residência.....	61
Figura 4.4 – Gráfico do carregamento de sólidos (H^*) em função da velocidade rotacional (N_R).	62

Figura 4.5 – Gráfico do tempo médio de residência da partícula ($\bar{\tau}$) em função da velocidade rotacional (N_R).	62
Figura 4.6 –Gráfico da carga de sólidos (H^*) em função da velocidade do ar (v_{ar}).....	63
Figura 4.7 – Gráfico do tempo médio de residência da partícula ($\bar{\tau}$) em função da velocidade do ar (v_{ar}).	63
Figura 4.8 – Gráfico da carga de sólidos (H^*) em função da vazão de sólidos (G_{su}).	64
Figura 4.9 - Gráfico do tempo médio de residência da partícula ($\bar{\tau}$) em função da vazão de sólidos (G_{su}).	65
Figura 4.10 - Gráfico do carregamento de sólidos (H^*) em função do ângulo de inclinação do tambor (α).	66
Figura 4.11 – Gráfico do tempo médio de residência da partícula ($\bar{\tau}$) em função do ângulo de inclinação do tambor (α).	66
Figura 4.12 - Carregamento de sólidos dos secadores rotatórios concorrente e contracorrente para rotação de 3,6 rpm.	68
Figura 4.13- Comparação do carregamento de sólidos para as configurações concorrente com rotação de 2,5 rpm e contracorrente com 3,6 rpm.	68
Figura 4.14 - Tempo médio de residência dos experimentos para rotação de 3,6 rpm.	69
Figura 4.15 - Comparação do tempo médio de residência para as configurações concorrente com rotação de 2,5 rpm e contracorrente com 3,6 rpm.	70
Figura 4.16 - Comparação das taxas de secagem (R_w) dos secadores concorrente e contracorrente dos experimentos para rotação de 3,6 rpm.	71
Figura 4.17 - Comparação das taxas de secagem (R_w) dos secadores concorrente com rotação de 2,5 rpm e o secador contracorrente com rotação de 3,6rpm.	71
Figura 4.18 - Comparação das taxas de secagem dos experimentos para o secador concorrente operando nas rotações de 3,6 rpm e 2,5 rpm.	72
Figura 4. 19 - Coeficiente global volumétrico de transferência de calor do secador rotatório convencional concorrente.....	73
Figura 4.20 - Valores observados em função dos valores preditos pela equação de FRIEDMAN e MARSHALL (1949b), para o coeficiente global volumétrico de transferência de calor no secador rotatório concorrente.	74

Figura 4.21 - Valores residuais em função dos valores preditos pela equação de FRIEDMAN e MARSHALL (1949b), para o coeficiente global volumétrico de transferência de calor no secador rotatório concorrente.	74
Figura 4.22 - Coeficiente de calor do secador rotatório convencional concorrente.	75
Figura 4.23 - Valores observados em função dos valores preditos pela equação de MYKLESTAD (1963), para o coeficiente de calor perdido.	75
Figura 4.24 - Valores residuais em função dos valores preditos pela equação de MYKLESTAD (1963) para o coeficiente de calor perdido concorrente.	76
Figura 4.25 - Gráfico típico dos resultados experimentais e calculados pelo modelo, para a umidade do fertilizante nas condições do experimento 07 da Tabela 3.2. [$v_{AR} = 3,5$ m/s; $T_f = 95$ °C; $G_{SU} = 0,8$ kg/min]	77
Figura 4.26 - Gráfico típico dos resultados experimentais e calculados pelo modelo, para a temperatura do sólido nas condições do experimento 07 da Tabela 3.2. [$v_{AR} = 3,5$ m/s; $T_f = 95$ °C; $G_{SU} = 0,8$ kg/min]	77
Figura 4.27 - Gráfico típico dos resultados experimentais e calculados pelo modelo, para a temperatura do fluido obtidos nas condições do experimento 07 da Tabela 3.2. [$v_{AR} = 3,5$ m/s; $T_f = 95$ °C; $G_{SU} = 0,8$ kg/min]	78
Figura 4.28 - Gráfico típico dos resultados experimentais e calculados pelo modelo, para a umidade do fertilizante nas condições do experimento 10 da Tabela 3.2. [$v_{AR} = 3,9$ m/s; $T_f = 85$ °C; $G_{SU} = 1,0$ kg/min]	78
Figura 4.29 - Gráfico típico dos resultados experimentais e calculados pelo modelo, para a temperatura do sólido nas condições do experimento 10 da Tabela 3.2. [$v_{AR} = 3,9$ m/s; $T_f = 85$ °C; $G_{SU} = 1,0$ kg/min]	79
Figura 4.30 - Gráfico típico dos resultados experimentais e calculados pelo modelo, para a temperatura do fluido obtidos nas condições do experimento 10 da Tabela 3.2. [$v_{AR} = 3,9$ m/s; $T_f = 85$ °C; $G_{SU} = 1,0$ kg/min]	79
Figura 4.31 - Gráfico dos resultados experimentais e calculados pelo modelo, para a umidade do fertilizante na saída do secador rotatório concorrente, para os experimentos da Tabela 3.2.....	80
Figura 4.32 - Resultados experimentais e calculados para a temperatura do fertilizante na saída do secador rotatório convencional, para os experimentos da Tabela 3.2.	81
Figura 4.33 - Resultados experimentais e calculados para a temperatura do fluido na saída do secador rotatório convencional, para os experimentos da Tabela 3.2.....	81

LISTA DE TABELAS

Tabela 1.1 - Venda de Fertilizantes em 2006 a 2009 ANDA (2009).	2
Tabela 2.1 - Características de cascadeamento para os três suspensores estudados por ARRUDA (2008).	26
Tabela 2.2 - Equações para estimativa de umidade de equilíbrio	35
Tabela 2.3 - Equações semi-empíricas de secagem.	38
Tabela 3.2 - Planejamento experimental dos ensaios de secagem do fertilizante SSPG para comparação de desempenho dos secadores rotatório concorrente e contracorrente.	50
Tabela 3.3 - Condições experimentais para os ensaios de fluidodinâmica.	51
Tabela 4.1 - Resultados experimentais de tempo médio de residência do secador rotatório concorrente.	59
Tabela 4.3 - Parâmetros das equações de FRIEDMAN e MARSHALL (1949b) para U_{va} e de MYKLESTAD (1963) para o coeficiente de calor perdido U_p	73
Tabela Anexo A1 - Resultados experimentais dos experimentos A10 e A12.	90
Tabela Anexo B1 - Resultados experimentais de secagem para o secador rotatório convencional com 6 suspensores de 3 segmentos (2x0,7x0,7cm) operando com rotação $N_R = 3,6$ rpm e inclinação $\alpha = 3^\circ$	92
Tabela Apêndice A1 - Resultados experimentais de cinética em camada fina dos experimentos B09e B10.	94
Tabela Apêndice A2 - Resultados experimentais de cinética em camada fina dos experimentos B11 e B12.	95
Tabela Apêndice B1 - Resultados experimentais do Tempo de Residência (τ) e <i>Holdup</i> (H^*) para o secador rotatório concorrente.	97
Tabela Apêndice C1 - Resultados experimentais de secagem para o secador rotatório convencional concorrente com 6 suspensores de 3 segmentos (2x0,7x0,7cm) operando com rotação $N_R = 3,6$ rpm e inclinação $\alpha = 3^\circ$	99
Tabela Apêndice C2 - Resultados experimentais de secagem para o secador rotatório convencional concorrente com 6 suspensores de 3 segmentos (2x0,7x0,7cm) operando com rotação $N_R = 2,5$ rpm e inclinação $\alpha = 3^\circ$	100

LISTA DE SÍMBOLOS

a	– Relação entre a área efetiva de contato gás-partícula e o volume do secador.....	[-]
a_1	– Interceptação da linha traçada pelo primeiro segmento do suspensor.....	[m]
a_2	– Interceptação da linha traçada pelo segundo segmento do suspensor.....	[m]
a_3	– Interceptação da linha traçada pelo terceiro segmento do suspensor.....	[m]
a_r	– Ângulo estático de repouso do sólido.....	[rad]
A	– Área da seção transversal do secador rotatório.....	[m ²]
A_{FM}	– Parâmetro da Equação 2.67.....	[-]
A_P	– Área da parede do secador rotatório.....	[m ²]
$A_{ponta-W-PI}$	– Área dos triângulos formados entre os segmentos dos suspensores	[m ²]
A_{sp}	– Área superficial das partículas em queda dos suspensores.....	[m ²]
A_W	– Coeficiente definido na Equação 2.38.....	[-]
b_1	– Inclinação da linha traçada pelo primeiro segmento do suspensor	[m]
b_2	– Inclinação da linha traçada pelo segundo segmento do suspensor	[m]
b_3	– Inclinação da linha traçada pelo terceiro segmento do suspensor	[m]
B_{FM}	– Parâmetro da Equação 2.67.....	[-]
B_W	– Coeficiente definido na Equação 2.39.....	[m]
C_W	– Coeficiente definido na Equação 2.40.....	[m ²]
a, b, c	– Parâmetros das equações de umidade de equilíbrio - Tabela 2.2...	[-]
A, B, C	– Parâmetros das equações de secagem - Tabela 2.3.....	[-]
C_p	– Calor específico.....	[kJ kg ⁻¹ C ⁻¹]
D	– Diâmetro do secador.....	[m]
D_0	– Diâmetro da circunferência descrita pela ponta do suspensor.....	[m]
D_{ef}	– Difusividade efetiva.....	[m ² s ⁻¹]
d_p	– Diâmetro da partícula.....	[m]
f	– Fator de atrito.....	[-]
f_a	– Fração de sólido em queda.....	[-]
$f(H^*)$	– Fator de cascata relacionado ao carregamento do secador.....	[-]

f_{tef}	– Fator de tempo efetivo de contato gás-partícula definido na Equação 2.106.....	[-]
F_{ss}	– Fração de sólidos nos suspensores.....	[%]
F_{ST}	– Fração volumétrica de sólidos no tambor: $100V_{ST}/V$	[%]
F_S	– Fluxo mássico de sólidos por unidade de área do plano horizontal que passa pelo eixo do secador.....	$[\text{kgm}^{-2}\text{s}^{-1}]$
g	– Aceleração da gravidade.....	$[\text{m s}^{-2}]$
G_f	– Vazão mássica de ar de seco.....	$[\text{kg/s}]$
G_S	– Vazão mássica de sólido seco.....	$[\text{kg/s}]$
G_{SU}	– Vazão mássica de sólido úmido.....	$[\text{kg/s}]$
h	– Entalpia.....	$[\text{kJ kg}^{-1}]$
h^*	– Carga de projeto do secador por unidade de comprimento do suspensor.....	$[\text{kg/m}]$
h'_f	– Coeficiente pelicular de transferência de calor por convecção....	$[\text{J s}^{-1}\text{m}^{-2}\text{K}^{-1}]$
h_0^*	– Quantidade de sólido no suspensor que se encontra na posição angular $\theta = 0$ rad por unidade de comprimento do suspensor.....	$[\text{kg/m}]$
h_e	– Carga efetiva do secador por unidade de comprimento do suspensor	$[\text{kg/m}]$
H^*	– Carga total de sólidos no secador.....	$[\text{kg}]$
H_R	– Relação entre a carga de projeto e a carga efetiva do secador.....	[-]
IC	– Intervalo de confiança.....	[%]
j_D	– Fator de transferência de massa.....	[-]
j_H	– Fator de transferência de calor.....	[-]
K	– Coeficiente de transferência de massa.....	$[\text{s}^{-1}]$
K_F	– Parâmetro das Equações 2.75 , 2.76 e 2.77	[-]
K_M	– Constante de secagem Equação 2.95 a 2.98.....	[-]
K_P	– Parâmetro da Equação 3.19.....	[-]
k'	– Parâmetro da Equação 2.61.....	[-]
l	– Avanço na direção axial do secador realizado pelo sólido em cada ciclo de cascata.....	$[\text{m}]$
L	– Comprimento do secador.....	$[\text{m}]$

L_1	– Comprimento do primeiro segmento do suspensor angular.....	[m]
L_2	– Comprimento do segundo segmento do suspensor angular.....	[m]
L_3	– Comprimento do terceiro segmento do suspensor angular.....	[m]
M	– Umidade do sólido, massa de água por massa de sólido seco.....	[kg kg ⁻¹]
M_{eq}	– Umidade de equilíbrio do sólido, massa de água por massa de sólido seco.....	[kg kg ⁻¹]
M_0	– Umidade inicial do sólido, massa de água por massa de sólido seco.....	[kg kg ⁻¹]
MR	– Adimensional de umidade definido na Tabela 2.3.....	[-]
m'	– Parâmetro da Equação 2.68.....	[s m ⁻¹]
m_F	– Parâmetro da Equação 2.75.....	[-]
m_p	– Parâmetro da Equação 3.19.....	[-]
n	– Número de volumes de controle estabelecidos no secador.....	[-]
N	– Número de suspensores.....	[-]
N_{Ci}	– Número de ciclos de cascata realizados pela partícula ao atravessar o secador.....	[-]
n_F	– Parâmetro das Equações 2.75	[-]
N_R	– Número de rotações do tambor por unidade de tempo.....	[rpm]
$Ponta$	– Ponto localizado na ponta ou extremidade do suspensor.....	[m]
Pr	– Número de Prandtl ($Pr = \frac{\mu C_p}{k}$).....	[-]
Q	– Taxa de transferência de calor entre o gás e os sólidos.....	[kJ s ⁻¹]
Q_P	– Calor perdido através da parede do casco.....	[kJ s ⁻¹]
R	– Raio do secador.....	[m]
R_D	– Taxa de descarga de sólidos dos suspensores por unidade de comprimento	[kg m ⁻¹]
Re	– Número de Reynolds ($Re = \frac{Dv\rho}{\mu}$).....	[-]
R_p	– Raio da partícula.....	[m]
R_W	– Taxa de secagem do sólido.....	[s ⁻¹]
R_0	– Raio da circunferência descrita pela ponta do suspensor.....	[m]
S	– Área transversal dos suspensores ocupada pelos sólidos.....	[m ²]

S_b	– Direção de busca.....	[-]
T_{amb}	– Temperatura ambiente.....	[°C]
T	– Tempo.....	[s]
T_f	– Temperatura do fluido.....	[°C]
t_q	– Tempo de queda das partículas numa da posição angular.....	[s]
$\bar{t}_q$	– Tempo médio de queda das partículas numa da posição angular.	[s]
$t_{qmáx}$	– Tempo de queda para o maior caminho percorrido pela partícula em queda, ou seja, para $Y = D$	[s]
t_r	– Tempo de residência das partículas dentro de um volume de controle do secador (TR/n).....	[s]
T_S	– Temperatura do sólido.....	[°C]
U_{La}	– Coeficiente de transferência de calor baseado no comprimento do secador.....	[kWm ⁻¹ °C ⁻¹]
U_P	– Coeficiente de calor perdido.....	[kWm ⁻² °C ⁻¹]
UR	– Umidade relativa do ar.....	[-]
U_{va}	– Coeficiente global volumétrico de transferência de calor.....	[kWm ⁻³ °C ⁻¹]
v	– Velocidade superficial do gás no secador.....	[m s ⁻¹]
V	– Volume do secador.....	[m ³]
$v_{sól}$	– Velocidade de escoamento do sólido através do secador.....	[m s ⁻¹]
$\bar{v}_q$	– Velocidade média de queda das partículas.....	[m s ⁻¹]
v_r	– Velocidade relativa entre o gás e as partículas.....	[m s ⁻¹]
V_{ST}	– Volume de sólidos no tambor.....	[m ³]
W	– Umidade absoluta do ar, massa de água por massa de ar seco.....	[kg kg ⁻¹]
W_0	– Umidade absoluta inicial do ar, massa de água por massa de ar seco.....	[kg kg ⁻¹]
x	– Posição axial no interior do secador rotatório.....	[m]
X_0	– Abscissa da ponta do suspensor no conjunto de coordenadas (X,Y) localizada no centro do tambor na Figura 2.6.....	[m]
$X_{A,B,C,W}$	– Abscissas dos pontos A, B,C e W do suspensor no conjunto de coordenadas (X,Y) localizada no centro do tambor na Figura 2.6.....	[m]

Y_0	– Ordenada da ponta do suspensor no conjunto de coordenadas (X,Y) localizada no centro do tambor na Figura 2.6.....	[m]
y_1	– Ordenada dos pontos do primeiro segmento do suspensor.....	[m]
y_2	– Ordenada dos pontos do segundo segmento do suspensor.....	[m]
y_3	– Ordenada dos pontos do terceiro segmento do suspensor.....	[m]
y_A	– Ordenada do ponto A no sistema de coordenadas (x,y) localizado na ponta do suspensor.....	[m]
y_B	– Ordenada do ponto B no sistema de coordenadas (x,y) localizado na ponta do suspensor.....	[m]
y_C	– Ordenada do ponto C no sistema de coordenadas (x,y) localizado na ponta do suspensor.....	[m]
y_W	– Ordenada do ponto W, interseção da linha do sólido com a parede do tambor.....	[m]
$Y_{A,B,C,W}$	– Ordenada dos pontos A, B, C e W do suspensor no conjunto de coordenadas (X,Y) localizada no centro do tambor na Figura 2.6.....	[m]
Y_q	– Altura de queda das partículas numa da posição angular.....	[m]
$\bar{Y}_q$	– Altura média de queda das partículas numa da posição angular..	[m]
z	– Adimensional de comprimento definido na Equação 3.4.....	[-]

Sub-índices

s	– Sólido
l	– líquido
f	– Fluido
v	– Vapor

Símbolos gregos

α	– Ângulo de inclinação do secador.....	[rad]
α_A	– Ângulo entre o primeiro e o segundo segmento do suspensor.....	[rad]
α_B	– Ângulo entre o segundo e o terceiro segmento do suspensor.....	[rad]
α_e	– Escalar referente ao tamanho do passo ao longo da direção de	[-]

	busca S_b	
β	– Ângulo definido na Equação 2.43.....	[rad]
ΔT_{ln}	– Diferença média logarítmica de temperatura entre o gás de secagem e as partículas.....	[°C]
ε_0	– Porosidade da cortina de partículas em queda.....	[-]
ε	– Porosidade do leito de partículas.....	[-]
λ	– Calor latente de vaporização da água pura.....	[kJ kg ⁻¹]
ϕ	– Ângulo dinâmico de repouso do sólido.....	[rad]
γ	– Ângulo da linha de sólido com o primeiro segmento do suspensor.....	[rad]
λ	– Calor latente de vaporização da água.....	[kJ kg ⁻¹]
ω	– Velocidade angular do secador.....	[rad s ⁻¹]
ρ_b	– Densidades “ <i>bulk</i> ” dos sólidos.....	[kg m ⁻³]
ρ_f	– Densidade do gás.....	[kg m ⁻³]
ρ_s	– Densidade dos sólidos.....	[kg m ⁻³]
$\bar{\tau}$	– Tempo médio de residência das partículas no secador.....	[s]
θ	– Posição angular do suspensor em relação ao centro do secador..	[rad]
θ_q	– Ângulo de queda das partículas numa dada posição angular.....	[rad]
$\bar{\theta}_q$	– Angulo médio de queda das partículas numa da posição angular	[rad]
μ	– Coeficiente dinâmico de fricção ou viscosidade do ar nas fórmulas de Re e Pr.....	[-]

RESUMO

A secagem consiste em uma importante operação na qual se submetem diversos produtos industrializados. Porém, este processo é concebido como uma operação unitária que demanda uma intensa quantidade de energia o que implica em um grande impacto comercial no custo do produto final. O secador rotatório convencional de contato direto consiste em um equipamento amplamente difundido na área industrial por apresentar vantagens como, por exemplo, alta capacidade de processamento de uma grande variedade de materiais. Este tipo de secador é destinado principalmente para secagem de materiais granulados de escoamento livre, sendo vastamente empregado na indústria de fertilizantes. O secador rotatório consiste de um casco cilíndrico levemente inclinado em relação à horizontal, que gira em baixa velocidade em torno do próprio eixo. Esse tipo de equipamento é caracterizado pelo alto consumo energético necessário para aquecer o ar de secagem a elevadas temperaturas. O presente trabalho tem como objetivo estudar os aspectos fluidodinâmicos e de secagem do fertilizante super-fosfato simples granulado em secadores rotatórios convencionais com fluxo de ar concorrente e aquecimento direto, bem como comparar o desempenho do mesmo em relação a outras configurações já estudadas anteriormente pelo grupo de pesquisa em sistemas particulados da FEQUI/UFU. Como resultados deste trabalho foram obtidos valores de carregamento, tempo de residência, taxa de secagem, além da quantificação da diferença entre as configurações concorrente e contracorrente do secador rotatório, operando nas mesmas condições operacionais, viabilizando a avaliação de novas versões de secadores rotatórios a partir do estudo detalhado das configurações convencionais operando nas condições ótimas. Além dos estudos experimentais, também foi possível realizar a modelagem matemática do secador concorrente, a fim de se obter a predição dos perfis de umidade e temperatura do ar e do sólido, sendo os resultados da simulação comparados com os dados obtidos experimentalmente para a secagem de fertilizante.

Palavras chaves: secagem, secador rotatório, fertilizantes, fluxo concorrente

ABSTRACT

Drying is an important process that a lot of products were submitted. However, this process is usually very energy-intensive and has a large commercial impact on the cost of the final product. The conventional direct rotary dryer consists of equipment widely used in industrial area due to advantages such as, a high processing capacity of a wide variety of materials. This dryer is commonly used to dry and process granular materials, and has application across a wide range of industries like the fertilizer industry. The dryer consists of a rotating cylindrical shell rotated about its axis at a constant speed and slightly inclined to the horizontal. This type of equipment is characterized by the high consumption of energy required to heat the drying air at high temperatures. This work aims to study the aspects of fluid dynamics and fertilizer drying of super-phosphate fertilizer in concurrent direct rotary dryers and compare the performance of the same for other configurations that have been studied by the research group of systems particulated at FEQUI / UFU. The results of this study have values of loading, residence time, drying rate, and the difference between concurrent and countercurrent rotary dryers, working under the same operating conditions, enabling the evaluation of new versions of rotary dryers because of detailed study of conventional configurations. This study also describe a mathematic model to predict the air and solid temperature profiles and the solid moisture profile in a concurrent rotary dryer and compared the simulation results with the experimental data.

Key words: drying, rotary dryer, fertilizers, concurrent flow

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

É de suma importância a disponibilidade de elementos químicos necessários para o crescimento e desenvolvimento das plantas. Alguns desses componentes estão disponíveis no ambiente e são facilmente assimiláveis, outros não são facilmente absorvidos. Assim para se garantir o crescimento desejado de um cultivo e se obter certa produtividade, faz-se o uso de fertilizantes.

O uso de fertilizantes marcou o crescimento da agricultura e a produção de alimentos na história da humanidade. Desde então o consumo de fertilizantes tem aumentado e, com isso, a necessidade de se aprimorar a tecnologia da produção deste insumo.

O Brasil é um país de grandes extensões de terras e clima favorável o que favorece a atividade agrícola. Essa atividade tem se mostrado em expansão com o aumento da renda familiar, o crescimento da economia e dos programas sociais do governo e a crescente demanda por alimentos. Porém o Brasil não é auto-suficiente no insumo, mas a independência das importações é um objetivo desejável e possível para o País.

Alguns estudiosos da agronomia afirmam que para que o Brasil possa aproveitar as oportunidades promissoras no mercado internacional e se tornar o principal fornecedor global de alimentos e biocombustíveis, o agronegócio brasileiro precisa aprimorar o funcionamento do mercado de fertilizantes (MB AGRO, 2007).

As entregas de fertilizantes ao consumidor final no País, em maio de 2008, totalizaram 1,969 milhão de toneladas (contra 1,655 milhão em maio de 2007), perfazendo no período de janeiro a maio um volume de 9,075 milhões de toneladas, quantidade 20% superior ao observado em igual período de 2007 (FERREIRA *et al.*, 2008).

Apesar da crise econômica iniciada no final do ano de 2008 as vendas de fertilizantes totalizaram ao final do ano de 2008 com aumento em relação a 2007. Mas pode-se visualizar na Tabela 1.1 que no início do ano de 2009 as vendas que estavam baixas devido à crise aumentaram à medida que a economia mundial se estabilizou.

Tabela 1.1 - Venda de Fertilizantes em 2006 a 2009 ANDA (2009).

Fertilizantes Entregues ao Consumidor Final (em toneladas de produto)				
	2006	2007	2008	2009
Agosto	2.553.623	2.936.944	2.083.541	2.694.217
Setembro	3.111.515	2.949.204	2.196.593	2.740.129
Janeiro a Setembro	13.133.432	17.497.352	18.232.087	16.168.699
Total do ano	20.981.734	24.608.993	22.429.232	

FONTE: Relatório ANDA (2009)

Como na maioria dos produtos industrializados, os fertilizantes granulados também passam pelo processo de secagem. Após o processo de granulação, que emprega diversos insumos como: água, amônia, ácido sulfúrico entre outros, o fertilizante é submetido à secagem para a remoção da umidade utilizando um secador rotatório.

A secagem é um processo que demanda uma intensa quantidade de energia o que implica em um grande impacto comercial no custo do produto final.

Os secadores geralmente são classificados de acordo com a forma de transmissão de calor, sendo que a escolha do equipamento depende de especificações de uso e operação, ou seja, depende da finalidade a qual se destina. Também podem ser classificados como secadores de contato direto, em que o gás de secagem está em contato direto com o produto e indireto quando o contato de ambos ocorre por meio de uma superfície aquecida indiretamente.

Secadores rotatórios com cascadeamento são geralmente equipados com suspensores de diferentes geometrias, cuja finalidade é coletar o material particulado no fundo do tambor, transportá-lo por certa distância ao redor do perímetro circular e lançá-lo em cascata através de uma corrente de ar quente.

A maior parte da secagem ocorre quando os sólidos caem dos suspensores e estão em contato direto com o gás, o que corresponde aproximadamente a um décimo do tempo de residência do sólido no secador (MATCHETT e BAKER, 1988). Estes equipamentos em sua maioria processam materiais granulados de livre escoamento, sendo muito utilizados na secagem de açúcar e fertilizantes. São equipamentos versáteis e capazes de processar grandes volumes de material além de promoverem o transporte durante a secagem.

O sólido úmido é introduzido na entrada superior e o produto seco é retirado na extremidade inferior (descarga) do equipamento, sendo que o transporte do sólido ocorre devido à inclinação do tambor, à rotação e à alimentação constante de sólido.

O fluxo de gás de secagem em relação à alimentação do sólido pode ser em contracorrente ou concorrente. O secador com fluxo concorrente é usado para materiais biológicos, termos-sensíveis ou quando se deseja baixas temperaturas de saída do sólido, já o fluxo contracorrente possui maior eficiência térmica. No primeiro caso, o fluxo de gás favorece o escoamento dos sólidos, enquanto no segundo caso o escoamento de sólidos é retardado pelo fluxo de gás. Uma desvantagem do fluxo contracorrente é a temperatura final do produto, resultando em possíveis problemas de deterioração de alguns produtos sensíveis ao calor (SONG, 2003 e MUJUMDAR *et al*, 2007).

Devido à crescente demanda da produção de fertilizantes e à localização da cidade de Uberlândia, próximo às grandes jazidas de fósforo (Uberaba, Patos de Minas, Araxá e Catalão) onde se situam grandes indústrias produtoras de fertilizantes no país (FOSFÉRTIL, BUNGE, CBMM, COPEBRÁS), vários estudos foram realizados na Faculdade de Engenharia Química na Universidade Federal de Uberlândia, a fim de se conhecer e se aprimorar as técnicas dos principais equipamentos do processamento de fertilizantes.

ARRUDA (2008) estudou a fluidodinâmica de secadores rotatórios com cascadeamento operando em escoamento contracorrente e encontraram a configuração ótima para esta versão convencional.

Com o objetivo de aumentar a eficiência de secagem, outra configuração do secador rotatório foi desenvolvida, denominada secador roto-aerado, avaliada por LISBOA *et al.* (2007) e ARRUDA *et al.* (2009a). No secador roto-aerado o ar quente entra em contato com as partículas depois de percorrer um tubo central contendo minitubos por onde o ar sai e não ocorre cascadeamento, pois nesta configuração não existem suspensores.

Desta forma, para a avaliação de novas versões de secadores rotatórios é preciso que se tenha o estudo detalhado das configurações convencionais, dada a importância do assunto para a região, este trabalho tem como objetivos:

- estudar a fluidodinâmica e os fenômenos de transferência de massa e de energia entre o ar aquecido e o fertilizante super-fosfato simples granulado em secadores rotatórios convencionais com fluxo concorrente e aquecimento direto;
- comparar o seu desempenho em relação à configuração contra-corrente estudada por ARRUDA (2008);
- simular os resultados globais de secagem como também os perfis de umidade e temperatura do ar e do sólido no secador concorrente e validar os resultados simulados para comparação com dados experimentais.

CAPÍTULO 2

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Durante a pré-história, em torno de 12000 A.C., surgiram as primeiras formas de agricultura (domesticação de espécies de vegetais) e pecuária (domesticação de animais), junto com a formação das primeiras aldeias agrícolas. Nesse período, o uso do fogo e de algumas ferramentas, assim como dos excrementos animais, fazia parte do cotidiano dos aglomerados urbanos, que deram origem às cidades (PLANETA ORGÂNICO, 2009).

O crescimento populacional e a queda da fertilidade dos solos utilizados após anos de sucessivas culturas no continente europeu causaram, entre outros problemas, a escassez de alimentos. Por volta dos séculos XVII e XIX, intensifica-se a adoção de sistemas de rotação de culturas com utilização de plantas forrageiras (capim e leguminosas) e as atividades de pecuária e agricultura se integram. Esta fase é conhecida como Primeira Revolução Agrícola (PLANETA ORGÂNICO, 2009).

Desde então surgiu a necessidade de aprimorar as técnicas agrícolas iniciando os estudos relacionados aos fatores necessários para a agricultura, tais como: a espécie vegetal, a variedade, a população, tratos culturais, clima, economia, solo, disposição de nutrientes e microorganismos no solo. Alguns desses fatores são controláveis, enquanto outros não. A falta de nutrientes disponíveis no solo pode ser compensada pela aplicação de fertilizantes, que apresentam uma elevada taxa de recuperação desses nutrientes com custo relativamente reduzido, aliado à facilidade de aplicação.

Os elementos químicos importantes para o desenvolvimento das plantas podem ser divididos em duas classes: os macro-nutrientes (carbono, hidrogênio, oxigênio, nitrogênio, fósforo, enxofre, cálcio, magnésio e potássio); e os micronutrientes (boro, cobalto, ferro, manganês, molibdênio e zinco) (ARRUDA, 2008).

Alguns desses elementos estão disponíveis em abundância no meio ambiente e são diretamente assimiláveis pelas plantas (carbono, hidrogênio e oxigênio). Outros, como o nitrogênio, apesar de disponível na atmosfera, não são diretamente absorvíveis pelas plantas, ou o processo de absorção é muito lento face à demanda produtiva, sendo então a adubação nitrogenada essencial para a produção agrícola.

Assim, pode-se dizer que fertilizantes ou adubos são compostos químicos que visam suprir as deficiências em substâncias vitais à sobrevivência dos vegetais e podem ser aplicados através das folhas mediante pulverização manual ou mecanizada, chamada de adubação foliar, via irrigação ou através do solo.

2.1 - Produção de Fertilizantes no Brasil

No Brasil, a produção de fertilizantes iniciou em meados de 1950 e, nesta época representava cerca de 8% do consumo total. Com o passar dos anos, devido à grande extensão agrícola do país e à grande demanda de fertilizantes a produção aumentou gradativamente. Na segunda metade dos anos 60, a estrutura industrial do setor ampliou-se com a implantação de novas unidades produtoras de super fosfato simples, tais como: Ferticap, Copebrás, IAP e do complexo de fertilizantes da Ultrafertil. Em 1974, o consumo era de 1,68 milhões de toneladas de nutrientes.

No período de 1974 a 1980, a produção brasileira de nitrogênio e fósforo aumentou de 487 mil toneladas de nutrientes para 1,959 milhões de toneladas anuais, ou seja, um acréscimo de 302%. Assim, partindo em 1950 de um nível de atendimento às necessidades de consumo interno em nutrientes de cerca de 8%, o setor de fertilizantes, em 1980, foi responsável pelo atendimento de quase 50% do consumo nacional e hoje almeja no futuro a auto-suficiência no insumo no País. A partir de 1981, quando as metas do PNFCa (Programa Nacional de Fertilizantes de Calcário) foram alcançadas, iniciou-se uma nova fase de desenvolvimento da indústria de fertilizantes no Brasil. Em 1990, a capacidade de produção foi correspondente a 59% do consumo nacional, (ARRUDA, 2008).

Apesar de o Brasil ser um grande produtor de fertilizantes, faz-se necessário o aumento desta produção uma vez que ela não atende toda a demanda do país, devido ao crescente desenvolvimento da agricultura nacional.

Países como a China e a Índia tiveram um aumento no consumo de fertilizantes, resultando, nos últimos três anos, num consumo 1,5 vezes maior do que o consumo brasileiro em 2006. Esses países subsidiam os preços dos fertilizantes ao produtor, o que faz com que, independentemente dos preços internacionais dos produtos agrícolas, o consumo de adubo na China e Índia seja insensível a alta nos preços dos fertilizantes (MBAgro, 2007).

É possível que um dia o Brasil se torne auto-sustentável na produção deste insumo e assim reduza a dependência da importação de adubos fosfatados, pois o país possui reservas, tecnologia, recursos humanos e bens de capital para ampliar a capacidade produtiva (MBAgro, 2007).

2.2 - Processo de Secagem

A secagem consiste na remoção do excesso de umidade de determinado material. É um processo que ocorre espontaneamente na natureza e ou por métodos artificiais, em equipamentos desenvolvidos para fins industriais desenvolvidos através do estudo e a aplicação de fundamentos teóricos.

A ação do vento e do sol é que promove a secagem natural, aplicada, por exemplo, na secagem de roupas em um varal residencial. Porém a secagem natural é um método muito lento e impreciso para processos industriais para os quais utiliza-se a convecção forçada de um gás de secagem, substituindo o sol e outras fontes de calor empregadas na remoção dos voláteis.

Além de amenizar os custos com armazenamento e transporte, evitando desintegração dos grânulos do produto, o empedramento e reduzir a formação de incrustações no interior dos equipamentos, a secagem possibilita o atendimento às imposições do mercado consumidor e às leis de regulamentação para a comercialização do produto.

A secagem é um processo energético que apresenta um grande impacto comercial no custo do produto final, por requerer também significativo investimento inicial, além de gastos com manutenção. Por esta razão a secagem é considerada um desafio para os engenheiros e cientistas.

2.3 - O Secador Rotatório

Secadores do tipo rotatórios são comumente usados na secagem e processamento de materiais granulados por suportar grande volume de material. Possui vasta aplicação no âmbito do beneficiamento de sementes, produção de alimentos e fertilizantes. Podem também ser adaptados para o uso de secagem de pastas e lamas, se o material for submetido a etapas preparatórias (NONHEBEL e MOSS 1971; MOYERS E BALDWIN, 1999).

O equipamento mais comum constitui-se de um casco cilíndrico levemente inclinado em relação à horizontal, que gira em torno do seu eixo longitudinal, equipados com suspensores, e recebe o nome de secador rotatório de contato direto em cascata, que pode ser visto na Figura 1.

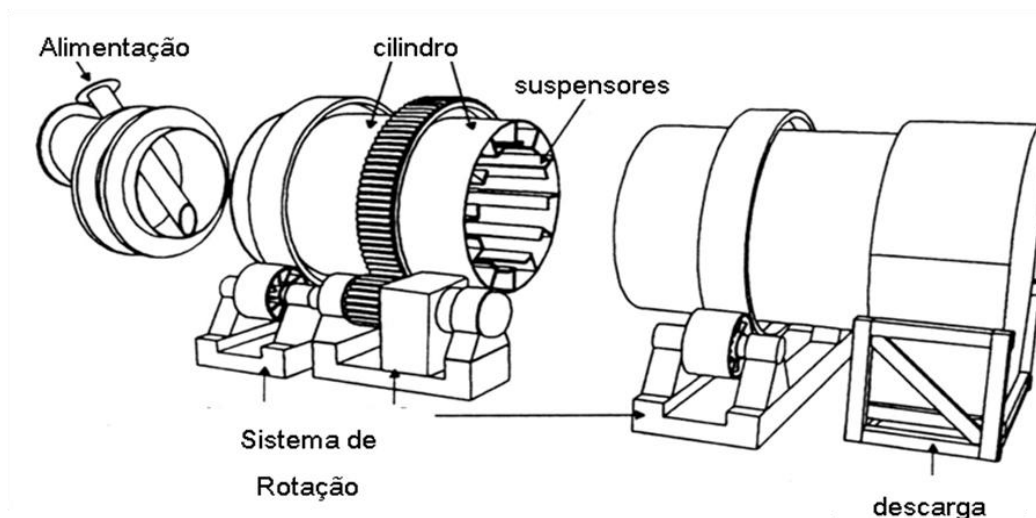


Figura 2.1 - Esquema de um secador rotatório com cascadeamento (PERRY e GREEN,1999).

O comprimento do cilindro normalmente varia de quatro a dez vezes o seu diâmetro, que pode medir de 0,2 a mais de três metros (MOYERS E BALDWIN, 1999).

O sólido úmido é alimentado em uma extremidade do equipamento, que consiste na parte mais elevada, e o percorre devido à ação da gravidade e a inclinação em relação ao solo através de movimentos rotacionais e a ação dos suspensores, sendo descarregado na outra extremidade com redução da umidade.

Os suspensores são responsáveis por promover o cascadeamento do sólido contido no interior do secador, coletando o sólido no fundo do tambor, transportando-o pela periferia do casco até a parte superior e lançando-o em cascata através da corrente de gás, como ilustrado na Figura 2.2.

A maior parte da secagem ocorre quando os sólidos caem dos suspensores e estão em contato íntimo com o gás, o que corresponde aproximadamente a um décimo do tempo de residência do sólido no secador. A geometria dos suspensores depende das características do material processado (MATCHETT e BAKER, 1988).

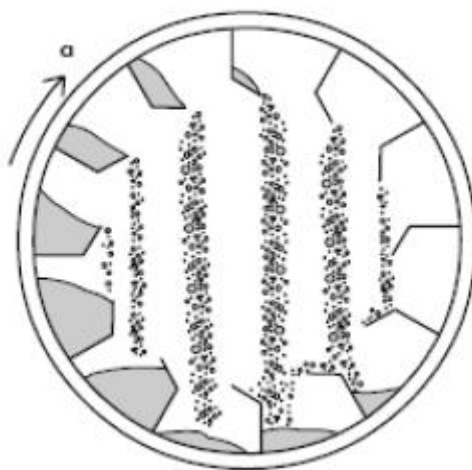


Figura 2.2 - Esquema da seção transversal do secador rotatório de contato direto com cascadeamento (FERNANDES, 2008).

O secador com fluxo concorrente é recomendado para materiais termos-sensíveis como materiais biológicos, alimentos e polímeros, pois nele ocorre um rápido resfriamento do gás durante a evaporação inicial da umidade superficial do sólido. Nesta configuração a maior parte da secagem ocorre no início do secador. Dessa forma ocorre uma forte elevação na temperatura do sólido e uma diminuição repentina da temperatura do gás, devido a alta taxa de transferência de calor inicial, ocasionada pelas diferenças de temperatura entre o sólido e o gás quente na entrada, seguida de uma diminuição da temperatura do sólido, paralela à diminuição da temperatura do fluido.

Para outros materiais, o fluxo contracorrente é mais indicado devido à maior eficiência térmica que pode ser alcançada nessa configuração. Porém, uma desvantagem do fluxo contracorrente é a alta temperatura final do produto, que muitas vezes é mais próxima da temperatura de saída do gás, resultando em possíveis problemas de degradação de algumas propriedades dos produtos sensíveis ao calor (SONG, 2003 e MUJUMDAR *et al*, 2007).

ARRUDA *et al* (2008) estudou a fluidodinâmica de secadores rotatórios com cascadeamento operando em escoamento contracorrente, com suspensores de dois e três segmentos. Neste estudo foram avaliadas equações para predição do carregamento de sólidos e altura de queda da partícula proposto por REVOL (2001). Os resultados obtidos pelo uso destas equações quando comparados aos resultados experimentais apresentaram boas concordâncias.

Com o objetivo de aumentar a eficiência de secagem, outra configuração do secador rotatório foi desenvolvida na FEQUI/UFU, conhecida como secador roto-aerado, avaliada primeiramente por LISBOA *et al.* (2007) e depois por ARRUDA (2008). Estes estudos tinham o objetivo de comparar a transferência de massa e energia entre o ar quente e o material particulado super-fosfato simples em secadores rotatórios nas versões: convencional (contracorrente) e roto-aerado.

Na Figura 2.3 é possível visualizar vistas internas de um secador convencional, operando com suspensores de 3 segmentos (Figura 2.3.a) e do secador roto-aerado (Figura 2.3.b).

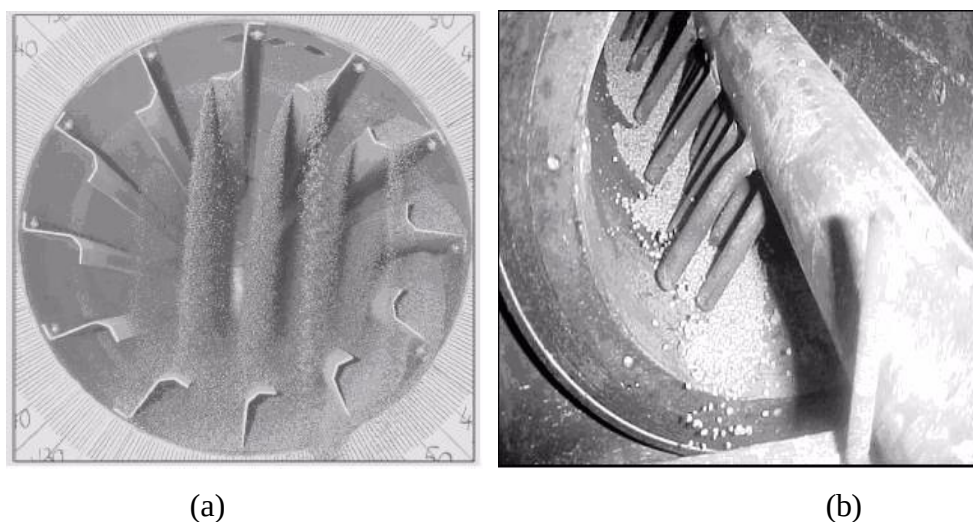


Figura 2.3 - Secadores rotatórios em funcionamento: (a) versão convencional (REVOL 2001); (b) versão roto-aerado (LISBOA, 2005).

O secador roto-aerado, utilizado por ARRUDA (2008), em vez de suspensores, continha um tubo central com 1,4 m de comprimento e 0,1 m de diâmetro interno, diretamente acoplado à linha de ar. A ramificação de tubos menores era composta por 56 mini tubos de 0,08 m de comprimento, sendo que foram usados diâmetros internos de 9×10^{-3} m e 20×10^{-3} m, montados em arranjos específicos. Nesse estudo verificou-se que o secador roto-aerado possui melhor desempenho que a versão convencional contracorrente com cascadeamento.

Outro estudo, realizado por FERNANDES (2008) teve como objetivos analisar um secador industrial concorrente e obter o coeficiente dinâmico de fricção e assim estimar a distribuição da carga dos suspensores além de realizar a modelagem para previsão do processo de secagem. O secador utilizado apresentava diâmetro de 3,0 m e

30m de comprimento; 2,5° de inclinação em relação ao solo e rotação de projeto de 3 rpm. Este secador tinha a capacidade de processar 120 toneladas de fertilizante super fosfato triplo granulado por hora e continha suspensores de 3 segmentos (220 x 190 x 50 mm) e ângulos entre os segmentos de 90°, 145° e 125°.

2.5 - Projeto de Suspensores

O secador rotatório pode conter um ou mais tipos de suspensores, que são empregados de acordo com as propriedades do sólido a ser secado. A Figura 2.4 apresenta alguns dos diferentes formatos de suspensores. Os suspensores são responsáveis pelo cascadeamento das partículas. A profundidade do suspensor consiste na distância entre a sua extremidade e a parede do tambor, e recomenda-se que esta medida esteja entre 1/12 e 1/8 do diâmetro do tambor.

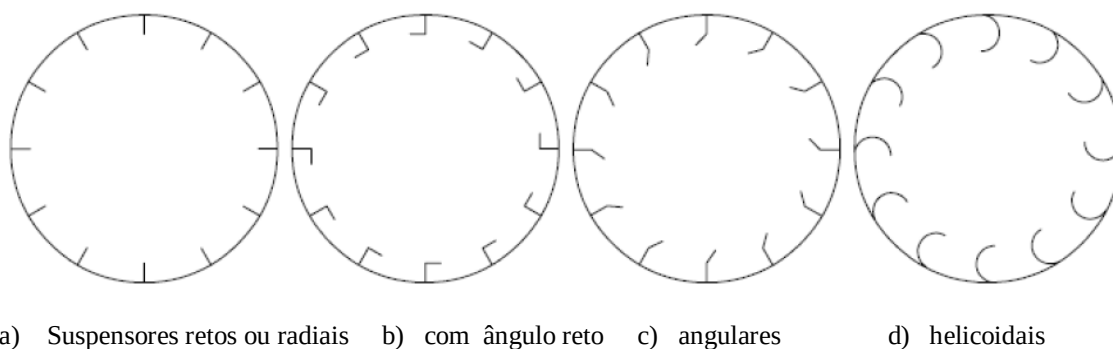


Figura 2.4 - Tipos de suspensores mais comuns em secadores rotatórios
(FERNANDES, 2008).

Pode-se também utilizar mais de um tipo de suspensor no mesmo equipamento. Por exemplo, utiliza-se suspensores em forma de espiral na entrada do secador para permitir escoamento mais rápido dos sólidos na parte inicial do tambor e impedir o acúmulo de sólidos na região de entrada do secador. PORTER (1963) estudou o uso de suspensores semicirculares, que apresentam uma descarga mais homogênea. KELLY (1992), com o objetivo de melhorar o desempenho dos secadores, propôs diferentes configurações de suspensores, algumas com formatos complexos, mas com base teórica.

2.5.1 - Carga de Sólidos nos Suspensores

Alguns autores desenvolveram métodos de determinação da taxa de sólido transportado através de tambores cilíndricos contendo suspensores. Este estudo se faz

importante para que se possa estimar a quantidade de partículas sólidas contida no tambor (*holdup*) e assim garantir que esteja na faixa de carregamento recomendada pela literatura.

Os secadores rotatórios usualmente operam com fração de sólidos dentro do tambor entre 10 a 15% de seu volume. Abaixo desses valores estará operando com carregamento (*holdup*) insuficiente para preenchimento dos suspensores, enquanto que acima desta faixa aumentam-se as possibilidades de partículas sólidas na parte superior do leito não serem suspensas pelos suspensores, ocasionando “curto circuito” dessas partículas. Fora das condições recomendadas de carregamento, mesmo que o secador tenha sido projetado para manter os sólidos ao longo de um comprimento suficiente que garanta a remoção completa da umidade interna do sólido, seu desempenho pode se tornar insatisfatório devido ao não preenchimento dos suspensores e diminuição do tempo de residência da partícula. (MOYERS E BALDWIN, 1999).

O carregamento de sólidos no secador é considerado da maior importância, principalmente no que diz respeito ao carregamento de projeto, ponto em que os suspensores estão na sua capacidade máxima. A introdução de mais sólidos irá aparecer como massa adicional na rolagem no fundo do secador, o que caracteriza sobrecarga do sistema (KEMP, 2004).

Estudos relatam que a quantidade de sólidos contida em cada suspensor pode ser calculada em função da sua geometria, da posição angular no interior do tambor (θ) e do ângulo dinâmico de repouso (ϕ), formado entre os sólidos e a superfície horizontal.

Um estudo realizado por SCHOFIELD e GLIKIN (1962) para a secagem de fertilizantes utilizou a análise do movimento do sólido ao longo do secador, para determinar o ângulo dinâmico de repouso (ϕ) a partir da resultante das forças (gravitacional, centrífuga e de fricção) atuantes nas partículas sob a iminência de cair dos suspensores. A Equação (2.1) proposta pelos autores para cálculo deste ângulo é função do raio interno traçado da ponta do suspensor até o centro do tambor (R_o), da velocidade rotacional (N_R), da aceleração da gravidade (g) e do coeficiente dinâmico de fricção (μ), que é uma propriedade do material e depende das suas características físicas como formato, tamanho, umidade e densidade.

$$\tan \phi = \frac{\mu + R_0 \frac{N_R^2}{g} (\cos \theta - \mu \sin \theta)}{1 - R_0 \frac{N_R^2}{g} (\sin \theta + \mu \cos \theta)} \quad (2.1)$$

A razão entre as forças centrífuga e gravitacional é contabilizada na parcela $R_0 N_R^2 / g$. Secadores rotatórios operam usualmente na faixa de entre $0,0025 \leq (R_0 N_R^2 / g) \leq 0,04$, além disso KELLY (1968) conseguiu obter a validação desta equação para valores de razão das forças $R_0 N_R^2 / g$ de até 0,4.

É importante lembrar que a Equação 2.1 foi testada apenas para sólidos de livre escoamento com umidade constante e que na prática a umidade decresce à medida que as partículas se movem para a saída do equipamento e há uma tendência do sólido na alimentação aderir nos suspensores devido à alta umidade inicial.

Devido à baixa rotação em secadores rotatórios, a influência da velocidade rotacional sobre a carga dos suspensores pode ser negligenciada já que a força centrífuga é pequena em relação à força gravitacional (BAKER, 1988).

Para a determinação do coeficiente dinâmico de fricção, KELLY (1968) desenvolveu um método que consistia em coletar valores experimentais dos ângulos de repouso (ϕ) e da posição angular do secador (θ), utilizados no cálculo de μ para diferentes velocidades de rotação.

O início do cascadeamento se dá quando o ângulo da superfície de sólido em relação ao plano horizontal ultrapassa um determinado valor. Assim, conhecendo-se o ângulo dinâmico de repouso (ϕ) e a posição angular do suspensor no interior do secador (θ), a área da seção transversal ocupada pelo sólido nos suspensores (S) e conseqüentemente a carga de sólidos nos suspensores podem ser calculadas com o uso da geometria analítica, para suspensores de formato irregular, ou usando geometria plana, para suspensores regulares (WANG *et. al*, 1995).

A Equação (2.2) é aplicável ao cálculo da carga de sólidos num dado suspensor.

$$h^*(\theta_i) = S_i L \rho_s \quad (2.2)$$

sendo h^* a carga de sólidos no suspensor numa posição angular θ_i , ρ_s a densidade dos sólidos e L o comprimento do secador.

Quando o cilindro do secador se movimenta de uma posição para outra, parte dos sólidos do suspensor é despejada e essa quantidade pode ser contabilizada pela

Equação (2.3) em que $h_{d,i}^*$ é a massa despejada do suspensor na posição θ_i e h_{i-1}^* a massa de sólidos no suspensor da posição angular anterior e h_i^* , a massa de sólidos na posição angular θ_i .

$$h_{d,i}^* = h_{i-1}^* - h_i^* \quad (2.3)$$

A Figura 2.5 apresenta um esquema ilustrando a posição angular do suspensor no secador.

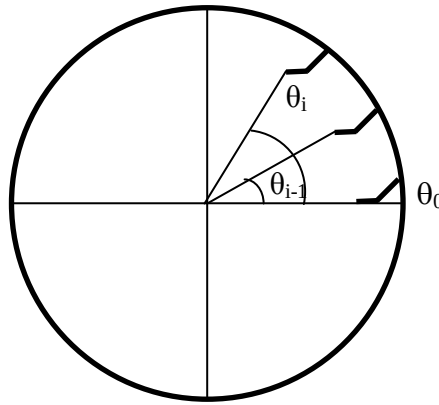


Figura 2.5 - Esquema ilustrando a posição angular (θ_i), da linha com origem no centro do tambor até a ponta do suspensor.

Outro estudo realizado por WANG *et al.* (1995) resultou em um modelo de transporte de partículas que representa o comportamento global por meio de equações diferenciais parciais. O modelo relaciona o fluxo de massa axial com a taxa de descarga de sólidos dos suspensores na direção vertical. A taxa de descarga de sólidos dos suspensores (R_D) por unidade de comprimento é dada pela Equação 2.4.

$$R_{Di} = -\rho_s \omega \frac{dS_i}{d\theta_i} = -\rho_s \omega \left(\frac{\partial S_i}{\partial \theta_i} + \frac{\partial S_i}{\partial \phi_i} + \frac{\partial \phi_i}{\partial \theta_i} \right) \quad (2.4)$$

A carga total de projeto do secador (H^*), também conhecida por *holdup* pode ser aproximada pela Equação (2.5), proposta por PORTER (1963), na qual N é o número de suspensores e h_0^* é a máxima carga possível para os suspensores, que ocorre na posição $\theta = 0^\circ$.

$$H^* = \frac{NLh_0^*}{2} \quad (2.5)$$

De acordo com KELLY e O'DONNELL (1968), a Equação 2.5 subestima o valor real da carga por ignorar as partículas que estão em queda durante o cascadeamento e, desta forma, propuseram a Equação 2.6.

$$H^* = \frac{(N+1)Lh_0^*}{2} \quad (2.6)$$

Esta equação deveria estimar melhor as partículas em cascadeamento na região superior da seção transversal do secador. Porém, na prática, o cascadeamento ocorre até um ângulo θ pouco menor do que 180° e esta equação fornece um valor de H^* muito maior do que o correto. GLIKIN (1978) provou que essa diferença pode atingir valores maiores que 80% e propôs a Equação 2.7 para o cálculo do *holdup* de sólidos no secador. Nessa equação, o somatório inclui o *holdup* de sólidos de cada suspensor na metade superior do casco, ou seja, em toda a região entre 0 e 180° , sendo que h^* é a carga de sólidos retida no suspensor para cada posição angular.

$$H^* = 2 \sum h_i^* - h_0^* \quad (2.7)$$

Para o cálculo da massa de sólidos no suspensor em função da posição angular, REVOL *et al.* (2001) propôs um método baseado em dois sistemas de coordenadas cartesianas. Com isto, foi desenvolvido um conjunto de equações que estima a carga dos sólidos no suspensor em função da sua posição angular no tambor em suspensores de três segmentos. Esta metodologia é descrita a seguir.

2.5.2 - Metodologia REVOL *et al.* (2001)

REVOL *et al.* (2001) considera dois conjuntos de coordenadas cartesianas, sendo um com a origem (x,y) na ponta do suspensor e com abscissa ao longo do primeiro segmento, o qual movimenta-se com a rotação do suspensor. O segundo

conjunto de coordenadas cartesianas é fixo e tem sua origem (X,Y) localizada no eixo do tambor e abscissa na horizontal.

Para obter o volume de sólidos no suspensor, as coordenadas dos pontos A, B, C e W, vistos na Figura 2.6, são determinadas e a partir do ângulo δ entre os dois eixos de coordenadas faz-se a estimativa da quantidade de sólidos de acordo com a posição angular do suspensor (θ). Os ângulos α_A e α_B são os ângulos entre os segmentos dos suspensores.

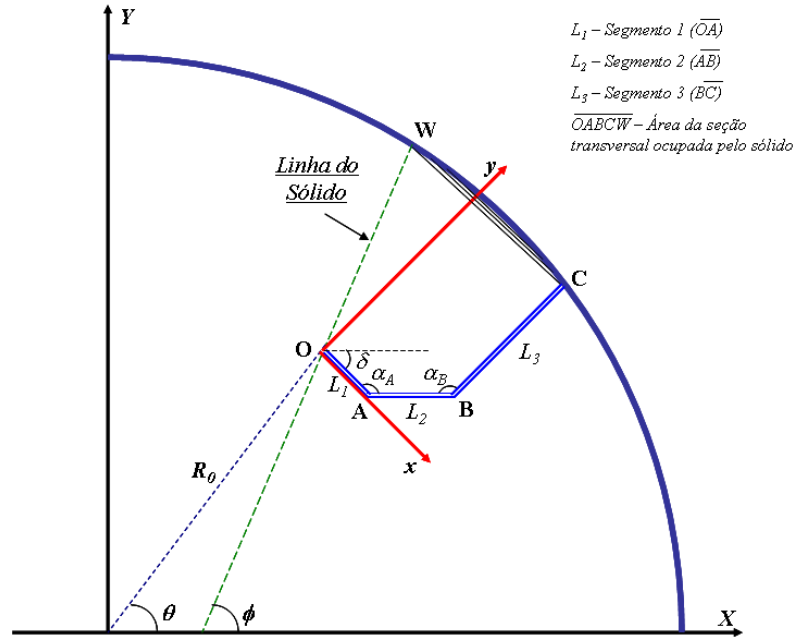


Figura 2.6: Esquema ilustrando o conjunto de coordenadas estacionário (X,Y) , com origem no eixo do tambor, e o móvel (x,y) , com origem na ponta do suspensor, (ARRUDA, 2008).

O conjunto das equações de toda metodologia REVOL *et al.* (2001) será exposto pelas equações 2.8 a 2.53.

As Equações 2.8 a 2.14 constituem o equacionamento para os segmentos 1, 2 e 3.

$$y_1 = 0 \quad (2.8)$$

$$y_2 = a_2 + b_2 x \quad (2.9)$$

$$a_2 = x_A \tan(\alpha_A) \quad (2.10)$$

$$b_2 = -\tan(\alpha_A) \quad (2.11)$$

$$y_3 = a_3 + b_3 x \quad (2.12)$$

em que:

$$a_3 = y_B + x_B \tan(\alpha_A + \alpha_B) \quad (2.13)$$

$$b_3 = -\tan(\alpha_A + \alpha_B) \quad (2.14)$$

As coordenadas A, B e C podem ser encontradas pelas seguintes equações:

Ponto A:

$$x_A = L_1 \quad (2.15)$$

$$y_A = 0 \quad (2.16)$$

Ponto B:

$$x_B = x_A - L_2 \cos(\alpha_A) \quad (2.17)$$

$$y_B = -L_2 \sin(\alpha_A) \quad (2.18)$$

Ponto C:

$$x_C = x_B + L_3 \cos(\alpha_A + \alpha_B) \quad (2.19)$$

$$y_C = y_B - L_3 \sin(\alpha_A + \alpha_B) \quad (2.20)$$

No sistema de coordenadas estacionárias o ponto C deve satisfazer Equação 2.21:

$$X_C^2 + Y_C^2 = R^2 \quad (2.21)$$

Os dois sistemas de coordenadas (x,y) e (X,Y) estão relacionados pelas seguintes equações, sendo R_0 o raio da circunferência descrita pela ponta do suspensor:

$$X_C = X_0 + x_C \cos(\delta) + y_C \sin(\delta) \quad (2.22)$$

$$Y_C = Y_0 + y_C \cos(\delta) - x_C \sin(\delta) \quad (2.23)$$

$$X_0 = R_0 \cos(\theta) \quad (2.24)$$

$$Y_0 = R_0 \sin(\theta) \quad (2.25)$$

A Equação 2.26 corresponde à linha que delimita o nível de sólidos que preenche o suspensor.

$$y = x \tan(\gamma) = x \tan(\phi - \delta) \quad (2.26)$$

A interseção da linha do sólido com a linha formada pelo segundo segmento tem as seguintes coordenadas:

$$x_2 = \frac{a_2}{\tan(\gamma) - b_2} \quad (2.27)$$

$$y_2 = a_2 + b_2 x_2 \quad (2.28)$$

A interseção da linha do sólido com o terceiro segmento tem as seguintes coordenadas:

$$x_3 = \frac{a_3}{\tan(\gamma) - b_3} \quad (2.29)$$

$$y_3 = a_3 + b_3 x_3 \quad (2.30)$$

O ponto W, no conjunto de coordenadas estacionárias, deve satisfazer a Equação 2.31:

$$X_w^2 + Y_w^2 = R^2 \quad (2.31)$$

Sabendo que a interseção da linha do sólidos com a parede do tambor é dada por:

$$y_w = x_w \tan(\gamma) \quad (2.32)$$

Assim, relacionando o conjunto de coordenadas (x,y) com o conjunto (X,Y), para o ponto W tem-se as equações seguintes :

$$X_w = X_0 + x_w \cos(\delta) + y_w \sin(\delta) \quad (2.33)$$

$$Y_w = Y_0 + y_w \cos(\delta) - x_w \sin(\delta) \quad (2.34)$$

com:

$$X_0 = R_0 \cos(\theta) \quad (2.35)$$

$$Y_0 = R_0 \sin(\theta) \quad (2.36)$$

Substituindo as Equações 2.33 e 2.34 na Equação 2.32, pode-se determinar a intersecção da linha de nível do sólido com a parede do tambor (ponto W), sendo a abscissa dada pela Equação 2.37:

$$x_w = -\frac{B_w \pm \sqrt{B_w^2 - 4A_w C_w}}{2A_w} \quad (2.37)$$

sendo:

$$A_w = 1 + [\tan(\gamma)]^2 \quad (2.38)$$

$$B_w = 2X_0[\cos(\delta) - \tan(\gamma)\sin(\delta)] + 2Y_0[\tan(\gamma)\cos(\delta) + \sin(\delta)] \quad (2.39)$$

$$C_W = R_0^2 - R^2 \quad (2.40)$$

Quatro tipos de preenchimento do suspensor irão ocorrer:

1. O material sólido atinge a parede do tambor, quando a condição da Equação 2.41 for satisfeita:

$$\gamma > \arctan\left(\frac{y_C}{x_C}\right) \quad (2.41)$$

A área da seção ocupada pelo sólido é dada pela Equação 2.42:

$$S = \frac{R^2}{2} [\beta - \sin(\beta)] + \frac{1}{2} |x_A y_B + x_B y_C - x_C y_B + x_C y_W - x_W y_C| \quad (2.42)$$

Sendo que:

$$\beta = 2 \arcsen \left[\frac{\sqrt{(x_C - x_W)^2 + (y_C - y_W)^2}}{2R} \right] \quad (2.43)$$

2. As partículas não alcançam a parede, mas atingem o terceiro segmento quando as condições das Equações 2.44 e 2.45 forem satisfeitas:

$$\gamma > \arctan\left(\frac{y_C}{x_C}\right) \quad (2.44)$$

$$\sqrt{(x_3 - x_C)^2 + (y_3 - y_C)^2} < L_3 \quad (2.45)$$

A área da seção transversal ocupada pelo sólido é dada pela Equação 2.46:

$$S = \frac{1}{2} |x_A y_B + x_B y_3 - x_3 y_B| \quad (2.46)$$

3. O material sólido não atinge o terceiro segmento, mas atinge o segundo segmento. Neste caso, as condições das Equações 2.47, 2.48 e 2.49 devem ser satisfeitas:

$$\gamma > \arctan\left(\frac{y_C}{x_C}\right) \quad (2.47)$$

$$y_2 > 0 \quad (2.48)$$

$$\sqrt{(x_2 - x_B)^2 + (y_2 - y_B)^2} < L_2 \quad (2.49)$$

Neste caso, a área da seção transversal é estimada por:

$$S = \frac{1}{2} |x_A y_2| \quad (2.50)$$

4. O suspensor se encontra vazio quando:

$$y_2 < 0 \quad (2.51)$$

Esse modelo considera ângulos θ maiores que 0° . O carregamento máximo do suspensor é assumido em $\theta = -90^\circ$. Para ângulos entre -90° e 0° , a carga no suspensor pode ser obtida assumindo simetria (KELLY; O'DONNELL, 1968), ou seja, a quantidade de sólidos perdida pela rotação de $\theta < 0$ até 0° é igual à quantidade perdida quando o suspensor gira de 0 a $|\theta|$, e pode ser calculada pela Equação 2.52.

$$S(\theta) = S(0) + [S(0) - S(|\theta|)] \quad (2.52)$$

Assim com este modelo é possível fazer a predição da carga de sólidos em um suspensor com a posição angular. O fluxo mássico de sólidos por unidade de área do plano horizontal (F_s) que passa pelo eixo do secador quando este não está inclinado, é dado pela Equação 2.53:

$$F_s = \frac{\rho_s \cdot N \cdot N_R}{2\pi \cdot R \cdot \sin(\theta)} \frac{dS}{d\theta} \quad (2.53)$$

LISBOA (2005) estudou o método descrito anteriormente e através de uma adaptação, para suspensores de dois segmentos, da formulação proposta por REVOL *et al.* (2001) calculou a carga de sólidos em suspensores. Os dados estimados por esta técnica foram próximos aos experimentais.

2.5.3 - Estudo da Fluidodinâmica do Secador Rotatório

ARRUDA (2008) estudou a fluidodinâmica para secadores rotatórios utilizando um secador contendo 1,5 m de comprimento e 0,3 m de diâmetro e sua estrutura foi construída de forma a permitir variações de inclinação e rotação do tambor e ainda possibilitar a montagem de qualquer número e tipo de suspensores, nestes foram estudados três tipos de suspensores um com apenas dois segmentos (3x1 cm) e outros dois tipos de suspensores de três segmentos (3x1x1cm e 2x0,7x0,7cm).

A partir de ensaios experimentais e considerando a faixa recomendada de 10 a 15% em volume (MOYERS E BALDWIN, 1999), concluiu-se que a configuração na qual o secador apresentou melhores resultados de fração de sólidos totais no secador foi

a que utilizou seis suspensores, velocidade rotacional de 3,6 rpm e ângulo de inclinação de 3° em relação ao solo.

Uma vez conhecido o coeficiente dinâmico de fricção de um determinado sólido, pode-se usá-lo na predição da carga de sólidos no secador em função do número e formato de suspensores, o que é de grande interesse para projeto e otimização desse equipamento. ARRUDA (2008) obteve os valores do coeficiente dinâmico de fricção de $\bar{\mu} = 0,98$ e desvio padrão de 0,03 através da Equação 2.1, com o secador operando nas condições ótimas de carregamento.

A Figura 2.7 apresenta a fotografia das configurações com suspensores de 2 e 3 segmentos.

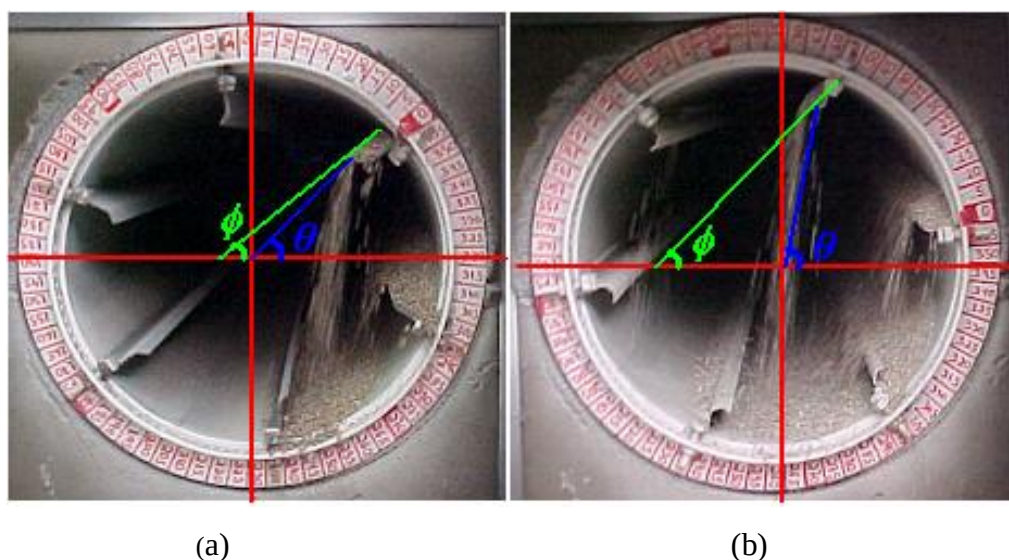


Figura 2.7 - Fotografias das medidas do ângulo dinâmico de repouso, com suspensores de 2 segmentos (a) e 3 segmentos (b) utilizadas por ARRUDA (2008).

Em outros ensaios ARRUDA (2008) obteve a medida de carga dos suspensores em função da sua posição angular no cilindro, efetuada por meio de paradas repentinas do secador em diversas posições angulares e posterior coleta do sólido.

Posteriormente ARRUDA (2008) utilizou a metodologia proposta por REVOL *et al.* (2001) para suspensores de três segmentos e a modificação proposta por LISBOA (2005) em suspensores de dois segmentos para o cálculo da carga de sólidos em função da posição angular dos suspensores e comparou-os com os resultados experimentais. Uma boa concordância foi obtida entre a previsão pela metodologia utilizada e os dados experimentais, sendo assim os autores concluíram que essa sistemática de projeto pode

ser usada na predição do comportamento dos sólidos no interior do secador rotatório, uma vez conhecido o coeficiente dinâmico de fricção, as dimensões e condições operacionais.

Outras variáveis que também dependem da posição angular do secador são a altura e o tempo de queda das partículas, pois se os suspensores transportarem o sólido de forma que este maximize a altura de queda do sólido este estará proporcionando maior tempo de contato das partículas com o gás de secagem potencializando o coeficiente de transferência de calor e proporcionando maior taxa de secagem.

VAN PUYVELD (2009) também desenvolveu um modelo (GFRLift) capaz de prever a carga de sólidos nos suspensores durante o movimento rotacional para suspensores com vários segmentos. Foram utilizados materiais de livre escoamento e considerou-se a umidade do sólido constante ao longo do secador.

De acordo com o modelo, suspensores radiais, com apenas um segmento não conseguiram atingir o nível de preenchimento dos suspensores com maior número de segmentos.

A Figura 2.8 apresenta um esquema que ilustra os diferentes segmentos de um suspensor e os pontos usados no modelo (GFRLift). Para materiais de escoamento livre é razoável assumir que o topo da superfície de sólidos no suspensor ocorre no ângulo dinâmico de repouso do sólido e mantém este ângulo mesmo quando o sólido é descarregado.

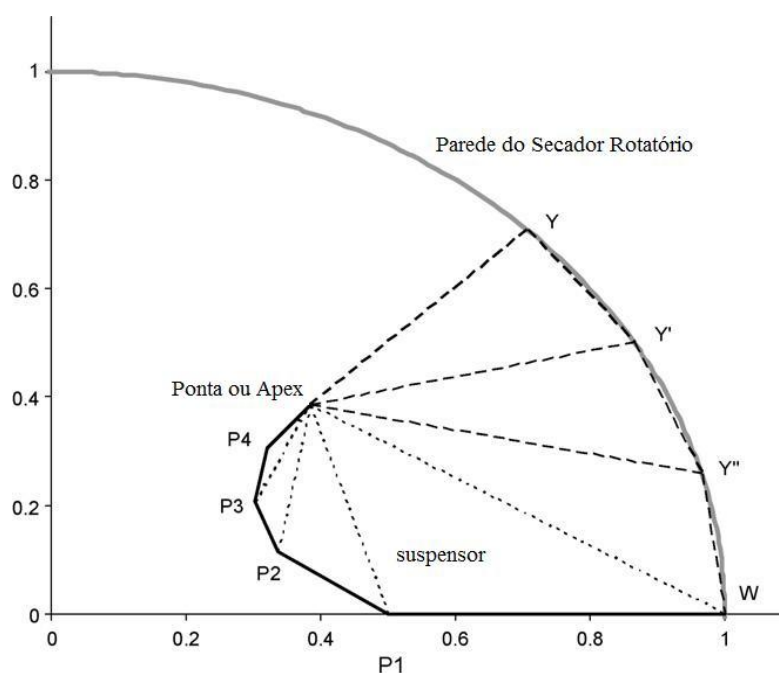


Figura 2.8 - Esquema do suspensor em 0° de rotação, (VAN PUYVELD, 2009).

$$V_{suspensor}(\theta) = L(A_{Ponta-Y-Y'} + A_{Ponta-Y'-Y''} + \dots + A_{Ponta-P3-P4}) \quad (2.54)$$

O volume de sólidos no suspensor é calculado em uma posição angular específica através da soma das áreas dos triângulos da Figura 2.8, multiplicada pelo comprimento longitudinal do suspensor, a Equação 2.54 apresenta este cálculo.

A área de cada triângulo pode ser calculada usando a lei dos senos, a distância da parede do tambor à ponta do suspensor e o ângulo correspondente à ponta do suspensor. A Equação 2.55 nos apresenta esse cálculo.

$$A_{Ponta-W-P1} = \frac{1}{2} \overline{Ponta - W} \overline{Ponta - P1} (\text{seno}(W - Ponta - P1)) \quad (2.55)$$

Para posições angulares menores do que o ângulo dinâmico de repouso forma-se um volume fixo delimitado pela área abaixo da linha formada por W e a ponta do suspensor, enquanto para ângulos inferiores ocorre um volume variável correspondente à área preenchida por sólidos acima da linha de W à ponta do suspensor.

A área da região fixa pode ser facilmente calculada e a área variável é determinada pela interceptação da reta que passa pela ponta do suspensor e possui inclinação igual ao ângulo dinâmico de repouso com a circunferência da parede do tambor, através da resolução simultânea das Equações 2.56 e 2.57. O ponto b representa o ponto que a reta intercepta o secador.

$$y = \phi x + b \quad (2.56)$$

$$y^2 + x^2 = r^2 \quad (2.57)$$

O ângulo entre W e Y na parede do secador é então estimado. Essa região é dividida em triângulos menores e as áreas são calculadas. O volume total é obtido a partir dessas três regiões.

$$V_{Suspensor} = L(A_{fixa} + A_{variável}) \quad (2.58)$$

Se a inclinação da ponta do suspensor até W for maior do que o ângulo dinâmico de repouso, a área variável estimada acima da linha é igual a zero. A área do triângulo seccionada pela linha do ângulo dinâmico de repouso é reduzida, isto pode ser feito até a posição em que o suspensor está praticamente vazio (VAN PUYVELD, 2009).

2.6 - Comprimento e Tempo Médio de Queda das Partículas

O Comprimento de queda depende de características do tambor, dos suspensores e das partículas e pode ser obtido através da Equação 2.59, na qual h_{e0} é a carga efetiva

do suspensor na posição $\theta = 0$ por unidade de comprimento e h^* a carga de projeto do suspensor por unidade de comprimento em qualquer outra posição. O valor de h_{e0} pode ser menor ou igual ao valor de h_0^* (h^* em $\theta = 0^\circ$). Para secadores com carga total igual ou abaixo da carga de projeto, o comprimento de queda pode ser função de θ conforme a Equação 2.59 (BAKER, 1983). A medida D_0 é o chamado diâmetro efetivo do secador, ou seja, diâmetro da circunferência formada pelas pontas dos suspensores

$$\bar{Y}_q = \frac{D_0 \int_{h_{e0}}^0 \sin(\theta) dh^*}{\cos(\alpha) \int_{h_{e0}}^0 dh^*} \quad (2.59)$$

A relação entre θ e h^* pode ser obtida através do uso apropriado da Equação 2.1. O cálculo de $\bar{Y}_q$ pela Equação 2.59 pode ser feito utilizando integração numérica.

O comprimento médio de queda também pode ser calculado pela Equação 2.60 proposta por GLIKIN (1978). O volume de sólido no suspensor é dado por : $V = L \cdot S$.

$$\bar{Y}_q = \frac{D_0}{V(0) \cos(\alpha)} \int_0^{V(0)} \sin(\theta) dV \quad (2.60)$$

A Figura 2.9 é um esquema da seção transversal do secador que mostra como a altura de queda das partículas é medida a partir da ponta do suspensor até o leito de sólidos no fundo do tambor e depende da posição angular.

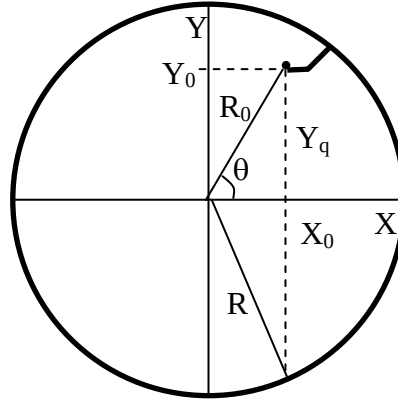


Figura 2.9 - Esquema da altura de queda de uma partícula (ARRUDA, 2008).

Também é possível calcular o comprimento médio de queda das partículas no secador por meio da Equação 2.61. O parâmetro k' é dependente da geometria do suspensor e foi estimado por KELLY (1968) para os principais tipos de suspensores,

H_R é a razão entre a carga (*holdup*) efetiva do secador (h_e) e a carga de projeto do secador h^* .

$$\bar{Y}_q = \frac{k'D_0}{H_R \cos(\alpha)} \quad (2.61)$$

Para se obter o valor aproximado da posição angular média de queda ($\bar{\theta}$) das partículas do suspensor utiliza-se a Equação 2.62, (GLIKIN,1978).

$$\bar{\theta} = \frac{\int_0^{V(0)} \theta dV}{V(0)} \quad (2.62)$$

Outra variável importante no estudo de secadores rotatórios é o tempo de queda (t_q) correspondente ao caminho em queda livre, ou durante o cascadeamento, percorrido pela partícula e pode ser calculado pela Equação 2.63 (BAKER,1983).

$$t_q = \sqrt{\frac{2Y_q}{g}} \quad (2.63)$$

O tempo de queda está relacionado com o tempo máximo de queda por meio da Equação 2.64, em que $t_{qmáx}$ é o tempo de queda para a partícula se esta fosse percorrer todo o diâmetro do secador, sendo o maior caminho percorrido pela partícula em queda, ou seja, para $Y = D$. Esse cálculo, porém não contabiliza o arraste pelo ar sofrido pelas partículas, fato que interfere nos valores encontrados de acordo com o sentido do fluxo do ar, concorrente ou contracorrente.

$$\frac{t_q}{t_{qmáx}} = \sqrt{\frac{Y_q}{D}} \quad (2.64)$$

A partícula avança no tambor por um número infinito de caminhos através dos ciclos de cascadeamento que são definidos como o período em que a partícula é recolhida pelo suspensor na parte inferior do secador, até o momento em que ela é abandonada no fluxo de gases quentes. Diante da impossibilidade prática de se determinar todos eles para o conjunto de partículas, a análise deve recorrer a um comportamento médio, expandindo para o restante do sistema como um todo.

Assim, a expressão para o tempo médio gasto pelo sólido em cada ciclo é dada pela Equação 2.65 (KELLY e O'DONNELL, 1977).

$$t_{Ci} = \frac{\pi R + \bar{\theta} R}{N_R} + \bar{t}_q \quad (2.65)$$

Sendo assim o tempo de cada ciclo, considerando o caminho percorrido pelo sólido da parte inferior do cilindro a um ângulo de queda médio $\bar{\theta}$, pode ser dado pela razão entre a distância da circunferência interna do secador percorrida pelo sólido e a velocidade de rotação do tambor, mais o tempo médio de queda.

As variáveis altura, ângulo e tempo de queda foram calculadas por ARRUDA (2008), levando em consideração a determinação das frações mássicas de sólido despejado quando o suspensor avança da posição angular θ para $\theta + \Delta\theta$. Os resultados experimentais obtidos para as variáveis altura, ângulo e tempo médios de queda das partículas neste estudo são mostrados na Tabela 2.1.

Tabela 2.1 - Características de cascadeamento para os três suspensores estudados por ARRUDA (2008).

Suspensor	N_R (rpm)	$\bar{Y}_q$ (m)	$\bar{\theta}_q$ (°)	$\bar{t}_q$ (s)
3 segmentos – 3x1x1 cm	5,0	0,217	60,32	0,209
3 segmentos – 2x0,7x0,7 cm	5,0	0,212	61,97	0,212
2 segmentos – 3x1 cm	5,0	0,189	35,22	0,189
2 segmentos – 3x1 cm	3,6	0,191	37,51	0,191

2.7 - Transporte e Tempo de Residência

A complexa movimentação do sólido no secador rotatório ocorre devido à existência de diferentes forças atuando no interior do tambor provocando deslizamentos e rolagem, queda e posterior choque inelástico com o fundo do tambor. Os componentes dessas forças responsáveis pelo avanço das partículas ao longo do secador são:

- Força gravitacional, devido à inclinação do secador,
- Força de arraste exercida pela corrente de gás
- Repique das partículas, devido a um choque inelástico com o fundo do tambor,

- Rolagem das partículas no leito do fundo do cilindro rotatório, principalmente quando o equipamento atua com sobrecarga.

MATCHETT e BAKER (1988) analisaram o movimento das partículas levando em conta duas fases desse escoamento, a fase aérea, em que as partículas caem contra a corrente de ar, e a fase densa, na qual as partículas encontram-se no fundo do secador, ou sendo conduzidas pelos suspensores. É importante lembrar que aproximadamente 90-95 % do tempo de residência da partícula o sólido encontra-se na fase densa e praticamente não ocorre secagem nesse período.

O movimento de rotação permite que as partículas sejam coletadas pelo suspensor e levantadas do fundo do secador até uma posição θ entre 0 e 180°, de onde o sólido é abandonado. O avanço do sólido ao longo do comprimento do equipamento ocorre devido à inclinação do tambor, na ausência de fluxo de gás, a queda é vertical e a partícula cai a uma distância axial de $D_o \sin(\theta) / \tan(\alpha)$ na qual foi coletada. Se o fluxo de gás for concorrente, as partículas avançam mais rapidamente, sendo que o inverso ocorre para fluxo contracorrente.

Os efeitos relacionados ao transporte das partículas afetam diretamente a carga de sólidos no secador que é uma variável que influencia diretamente na capacidade de transferência de calor. Os principais fatores que influenciam na carga do secador são: as características do material como densidade e geometria, as variáveis de projeto do secador (comprimento, diâmetro e tipos de suspensores) e também as condições operacionais (vazão de sólidos, velocidade e direção do fluxo de gás, rotação e inclinação do tambor) (ALVAREZ e SHENE, 1994).

Um secador com grande capacidade de retenção de sólidos poderá operar em sobrecarga, o que ocasiona o transbordo sobre suspensores diminuindo o contato entre o gás e a partícula. Por outro lado, se o equipamento, não for capaz de reter as partículas, operará abaixo da capacidade recomendada, o que impossibilita a descarga de sólidos com a umidade desejada.

O transporte das partículas influencia diretamente no tempo de residência. A existência de várias forças atuantes nas partículas ocasiona dificuldades em se encontrar uma equação capaz de prever esse movimento complexo dentro do secador rotatório. Assim vários autores propuseram equações empíricas e semi-empíricas capazes de estimar o tempo médio de residência do sólido no tambor.

A Equação 2.66 apresenta a forma mais simples de se calcular o tempo médio de residência, porém essa equação não considera as dispersões axiais.

$$\bar{\tau} = \frac{H^*}{G_S} \quad (2.66)$$

Esta estimativa consiste na razão entre a massa total de sólidos contida no secador em regime permanente (H^*) (também conhecida por *holdup*), pela vazão de alimentação de sólidos (G_S). As medidas de *holdup* podem ser feitas diretamente, porém industrialmente muitas vezes é inconveniente parar o sistema, descarregar o sólido e obter a massa contida no secador.

Uma correlação empírica muito conhecida e citada na literatura para a estimativa do tempo de residência foi a proposta por FRIEDMAN e MARSHALL (1949^a, *apud* ARRUDA, 2008), Equação 2.67.

$$\bar{\tau} = L \left(\frac{A_{FM}}{\alpha N_R^{0,9} D} \pm \frac{B_{FM} G_f}{G_S d_p^{0,5}} \right) \quad (2.67)$$

Na Equação 2.67, G_S é a taxa de alimentação do sólido por unidade de área da seção transversal do secador. O sinal negativo da equação é usado para fluxo concorrente e o sinal positivo, para fluxo contracorrente.

SAEMAN e MITCHELL (1954, *apud* ARRUDA, 2008) propuseram uma equação baseada em análises teóricas do transporte do sólido através do secador, considerando as taxas de transporte incrementais associadas com caminhos individuais de cascadeamento. Assumindo uma relação linear entre o deslocamento horizontal das partículas devido ao fluxo de ar e as suas velocidades, os autores propuseram a Equação 2.68 para estimativa do tempo médio de residência.

$$\bar{\tau} = \frac{L}{f(H^*) D N_R [\tan(\alpha) \pm m'v]} \quad (2.68)$$

O valor do fator de cascata ($f(H^*)$) varia em, para secadores ligeiramente carregados, e para secadores muito carregados e com suspensores pequenos. O sinal positivo na Equação 2.68 é usado para fluxo concorrente e o sinal negativo, para fluxo contracorrente. O parâmetro m' é uma constante empírica. Os autores desenvolveram um modelo para a estimativa desta constante, mas concluíram que é mais fácil medi-la, do que obter os parâmetros requeridos para sua estimativa.

PERRY e CHILTON (1974) propuseram então a Equação 2.69.

$$\bar{\tau} = \frac{k_p L}{DN^{0,9} \tan \alpha} \quad (2.69)$$

PERRY e CHILTON (1974), ao propor a Equação 2.69 utilizaram resultados experimentais obtidos por FRIEDMAN e MARSHALL (1949a) quem apresentaram uma ampla faixa de tempos de residência. Estes autores perceberam que o *holdup* do secador é afetado pelo número de suspensores em baixas taxas de alimentação, geralmente valores menores do que os utilizados em secadores industriais.

BRITTON *et al.* (2006) publicaram um modelo de distribuição do tempo de residência considerando o efeito dos suspensores de dois segmentos em um secador industrial de açúcar utilizando traçadores. O secador deste estudo continha 28 suspensores igualmente espaçados e fluxo de ar contracorrente e o equipamento operava nas condições padrão.

O modelo de BRITTON *et al.* (2006) considerava um secador dividido em várias fatias ou células que consideravam a fase ativa e passiva das partículas. O modelo combina uso de tanques em séries e análises da geometria dos suspensores, consistindo num modelo dinâmico do transporte de sólidos que responde à variações na taxa de alimentação e rotação do tambor.

Outro estudo da fluidodinâmica de escoamento das partículas em secadores rotatórios, com suspensores radiais, foi realizado por GENG *et al.* (2009). Foram observadas as influências de variáveis operacionais (velocidade do ar, taxa de alimentação de sólidos, velocidade rotacional, ângulo de inclinação e umidade inicial da partícula) sobre o *holdup* e o tempo de residência de partículas de tabaco.

Este estudo possibilitou verificar a contribuição do aumento da rotação e da velocidade do ar para a diminuição do *holdup* e do tempo de residência. Também o incremento do ângulo de inclinação promove a diminuição do *holdup* e tempo de residência. O estudo também permitiu verificar que com o aumento da taxa de alimentação há um grande aumento do *holdup* e um pequeno aumento do tempo de residência.

Os estudos fluidodinâmicos, do secador rotatório permitem observar e determinar as condições que propiciam faixas de carregamento ideais, quantificar o tempo médio de residência das partículas e assim, dessa forma, com o equipamento operando em condições adequadas garantir eficiente transferência de calor entre gás-partícula.

2.8 - Transferência de Calor em Secadores Rotatórios

Durante a secagem o calor é absorvido pelo sólido para evaporação da água ou em alguns casos outros componentes voláteis, e o vapor formado é removido juntamente com o gás de secagem.

A expressão utilizada para a transferência de calor em secadores rotatórios de contato direto em função do coeficiente global, ou volumétrico de transferência de calor (U_{va}) é a Equação 2.70.

$$Q = U_{va} V \Delta T_{ln} \quad (2.70)$$

Sendo Q é a taxa de transferência de calor entre o gás e os sólidos, V é o volume do secador, e ΔT_{ln} é a diferença média logarítmica de temperatura entre o gás e as partículas.

O coeficiente volumétrico U_{va} é o produto do coeficiente de transferência de calor, baseado na área efetiva de contato entre o gás e o sólido, e a relação dessa área para o volume do secador.

MILLER *et al* (1942), FRIEDMAN e MARSHALL (1949b) e SAEMAN e MITCHELL (1954) realizaram diversos estudos para avaliação do U_{va} . Um dos primeiros estudos extensivos para transferência de calor em secadores rotatórios afetada pelo número de suspensores foi realizado por MILLER *et al* (1942) representado nas Equações 2.71 e 2.72:

$$Q = 1,02LD \frac{(N-1)}{2} G^{0,46} \Delta T_{lm} \quad \text{para 6 suspensores} \quad (2.71)$$

$$Q = 0,228LD \frac{(N-1)}{2} G^{0,60} \Delta T_{lm} \quad \text{para 12 suspensores} \quad (2.72)$$

Nestas equações, Q é dado em Watts e L e D são dados em metros; o escoamento mássico de ar G é dado em $\text{kg/m}^2\text{h}$; e ΔT_{lm} em Kelvin. O termo $(N-1)/2$ representa o número de suspensores na metade superior do secador. O produto $LD (N - 1)/2$ é então proporcional à área total de todas as partículas caindo em cascata.

Comparando essas duas equações com a Equação 2.70 pode-se expressar o coeficiente global volumétrico de transferência de calor, na forma das Equações 2.73 e 2.74, U_{VA} é dado em $\text{W/m}^3 \text{ K}$:

$$U_{VA} = 0,652(N-1)D^{-1}G^{0,46} \quad \text{para 6 suspensores} \quad (2.73)$$

$$U_{VA} = 0,145(N-1)D^{-1}G^{0,60} \quad \text{para 12 suspensores} \quad (2.74)$$

FRIEDMAN e MARSHALL (1949b) concluíram que essa análise possui algumas simplificações que não permitem predizer com precisão a transferência de calor, pois o calor perdido pelo secador não é levado em consideração, além das dúvidas existentes das correlações entre a transferência de calor e o número de suspensores.

Assim o *scale-up* da transferência de calor requer cautela e experiência. Eles encontraram que U_{va} varia proporcionalmente com o *holdup* dos sólidos (como um percentual do volume do tambor) e aumenta com o a vazão de gás.

Os autores propuseram que o coeficiente global de transferência de calor em secadores rotatórios pode ser expresso por correlações como a da Equação 2.75.

$$U_{va} = K_F G_f^{m_F} G_S^{n_F} \quad (2.75)$$

Sendo que, G_S e G_f são as vazões mássicas de sólido e fluido em base seca, respectivamente. K_F , m_F e n_F são parâmetros da Equação 2.74.

McCORMICK (1962) avaliou os dados disponíveis na época e concluiu que uma simples e resumida expressão, para o coeficiente volumétrico de transferência de calor (U_{VA}) poderia ser utilizada, a Equação 2.76.

$$U_{VA} = \frac{K_F G_f^{n_F}}{D} \quad (2.76)$$

Utilizando os dados de FRIEDMAN e MARSHALL (1949b) as constantes teriam os valores: $K_F = 44$ e $n_F = 0,16$. De acordo com McCORMICK (1962) a constante K_F é responsável pela contribuição da geometria do suspensor e da velocidade de rotação do tambor. Este autor demonstrou também que todos os dados experimentais analisados por ele poderiam ser correlacionados com $0,46 < n_F < 0,67$.

MYKLESTAD (1963), através de dados experimentais obtidos a partir de um secador de 0,2 m de diâmetro por 2 m de comprimento, que continha suspensores angulares propôs uma correlação que relaciona o coeficiente global volumétrico de transferência de calor com a vazão mássica de ar apenas, ou seja, o coeficiente global volumétrico de transferência de calor é independente do diâmetro do secador, Equação 2.77.

$$U_{VA} = K_F G_f^{m_F} \quad (2.77)$$

SAEMAN E MITCHEL (1954) sugeriram uma aproximação mais avançada para o mecanismo de transferência de calor em secadores rotatórios (e resfriadores). Assim a transferência de calor é uma função da taxa de cascadeamento, a qual depende do

número e geometria dos suspensores, da rotação, do *holdup* e da razão entre gás e sólidos durante o cascadeamento da partícula através do fluido. Parâmetros como a área superficial da partícula possui pouca influência. Estes autores aplicaram o coeficiente de transferência de calor baseado na unidade de comprimento do secador, vistos na Equação 2.78 no qual $U_{L\alpha}$ está relacionado com U_{VA} pela Equação 2.79:

$$Q = U_{L\alpha} L \Delta t_m \quad (2.78)$$

$$U_{L\alpha} = \frac{\pi D^2}{4} U_{va} \quad (2.79)$$

KAMKE e WILSON (1986) propuseram o cálculo do coeficiente global de transferência de calor em secadores rotatórios, para qualquer material, por meio da Equação 2.80.

$$U_{va} = h'_f A_{sp} \frac{4}{\pi D^2 L} \quad (2.80)$$

O coeficiente pelicular de transferência de calor por convecção é h'_f (J/s m² K) e A_{sp} , a área superficial das partículas em queda dos suspensores, dada pela Equação (2.81), em que ρ_b e ρ_s (kg/m³) são as densidades “*bulk*” e normal dos sólidos, S (m²), a área ocupada pelos sólidos nos suspensores, L , o comprimento do secador analisado, N , o número de suspensores e f_a , a fração de sólidos em queda.

$$A_{sp} = \frac{6}{d_p} \frac{\rho_b}{\rho_s} S N L f_a \quad (2.81)$$

Uma diferente forma de se estimar a transferência de calor é através de correlações que utilizam números adimensionais. A equação 2.82 de RANS e MARSHALL, (1952) estima por meio do coeficiente local, ou de filme, h_f .

$$h_f = \frac{K_F}{d_p} \left[2 + 0,6(\text{Re})^{1/2} (\text{Pr})^{1/3} \right] \quad (2.82)$$

A Equação 2.83, para a transferência de calor, pode então ser definida como:

$$Q = h'_f A_{sp} \Delta T \quad (2.83)$$

Em que h'_f se refere a uma única partícula, A_{sp} é o produto entre a área superficial de uma única partícula multiplicada pelo número total de partículas e ΔT é a diferença de temperatura entre o sólido e o gás.

Primeiramente, h_f pode ser determinado por meio de experimentos relativamente simples com um pequeno número de partículas. Este pode ser calculado usando uma das

correlações apropriadas da literatura. Variações nas condições operacionais podem ser prontamente obtidas. Finalmente, analogias entre a transferência de calor e a transferência de massa possibilitam obter o coeficiente de filme (película) para o processo.

Outra análise da transferência de calor utilizando números adimensionais pode ser feita utilizando analogia de CHILTON-COLBURN no qual j_D é o fator de transferência de massa e o j_H o fator de transferência de calor e f o fator de atrito mostrados pela Equação 2.84:

$$j_H = j_D = \frac{f}{2} = \frac{h}{\rho_f v C_{p_f}} \text{Pr}^{2/3} \quad (2.84)$$

Em que C_{p_f} o calor específico deste fluido.

Conhecendo-se o fator de transferência de calor conhece-se também o fator de transferência de massa como no coeficiente de difusão. Outra forma de expressão para o fator de transferência de calor é através do número de Re :

$$j_H = a \text{Re}^n \quad (2.85)$$

Para a obtenção do coeficiente de transferência de calor local, PORTER (1963) propôs as seguintes suposições com intuito de simplificar os cálculos: o perfil de temperatura do gás ao longo do secador é conhecido, no secador, a temperatura do gás é constante ao longo de qualquer trajetória de queda de uma única partícula, não há nenhuma perda de calor do secador para a vizinhança, não há nenhuma transferência de calor entre a partícula e o ambiente durante o período de saturação e a temperatura da partícula se torna uniforme durante cada período de saturação.

Foram encontradas duas condições limites para a operação de secadores e resfriadores. Com números de Fourier altos (pequenas ou/e altas condutividades térmicas das partículas), a transferência de calor é controlada pelo filme de gás e a difusão térmica dentro dos sólidos é desprezível. Sob estas condições, os fatores dominantes para troca de calor são o contato gás-sólido e o tempo que as partículas permanecem nos suspensores. Para baixos números de Fourier, a taxa de transferência de calor é controlada pela resistência interna da partícula. Sob estas condições, a duração do período saturado é de principal importância. Então, sob estas condições a velocidade de rotação pode ser o único parâmetro significativo.

ARRUDA (2008) realizou ensaios experimentais para dois tipos de secadores (convencional e roto-aerado) e encontrou ajustes para as correlações de FRIEDMAN e

MARSHALL (1949b) e de MYKLESTAD (1963), para U_{va} e U_p , respectivamente. Foram escolhidos os secadores com suspensores de 3 segmentos, 2x0,7x0,7 cm, e o roto-aerado com mini-tubos de 9 mm pois apresentaram o melhor desempenho dentre as duas versões estudadas.

Assim, os parâmetros para o coeficiente global volumétrico de transferência de calor (U_{va}) e para o de calor perdido (U_p) do secador rotatório convencional utilizado nos experimentos de ARRUDA (2008) foram os das Equações 2.86 e 2.87.

$$U_{va} = 3,535G_f^{0,289}G_S^{0,541} \quad (2.86)$$

$$U_p = 0,227G_f^{0,879} \quad (2.87)$$

Para o roto-aerado Roto-09 mm, esses coeficientes podem ser calculados pelas Equações 2.88 e 2.89.

$$U_{va} = 29,765G_f^{-0,129}G_S^{0,968} \quad (2.88)$$

$$U_p = 0,387G_f^{1,148} \quad (2.89)$$

2.9 - Umidade de Equilíbrio

Define-se umidade de equilíbrio como o teor de umidade de um determinado material, correspondente ao equilíbrio entre as pressões de vapor da água no sólido e no meio ambiente, para uma determinada temperatura e umidade relativa do ar na vizinhança. A importância do conhecimento do teor de umidade de equilíbrio reside na determinação das isotermas de secagem, que são de enorme utilidade na análise e projeto de secadores. Sendo assim, a umidade de equilíbrio equivale ao teor mínimo de umidade que pode ser atingido por um material em um especificado conjunto de condições de operação, constituindo-se assim em uma variável de suma importância na modelagem do processo de secagem.

Os dois métodos convencionais utilizados para determinação de umidade de equilíbrio são o método estático e o método dinâmico. No primeiro, o ar que circunda o sólido não está em movimento e na segunda técnica, o fluido se movimenta ao redor do sólido. O método estático apresenta maior facilidade de se obter condições termodinâmicas constantes quando comparado ao método dinâmico, constituindo assim em um método mais vantajoso. No método estático, a pressão de vapor nas vizinhanças da partícula pode ser regulada tanto pela utilização de soluções ácidas de diversas

concentrações como pelo uso de soluções salinas saturadas, possibilitando assim a adequada obtenção das isotermas de equilíbrio para um dado material (LABUSA *et al.*, 1985; BARROZO, 1995). Soluções ácidas também podem ser utilizadas, mas apresentam dificuldades em seu manuseio e na estabilidade da umidade relativa.

Há um grande número de equações teóricas (baseadas nas teorias cinéticas de adsorção), semi-empíricas e empíricas propostas para estimativa de umidade de equilíbrio de diversos materiais.

As equações teóricas, por exemplo, de KELVIN, LANGMUIR E BET (BRUNAUER, EMMETT e TELLER) não são capazes de prever com precisão a umidade de equilíbrio em uma ampla faixa de temperatura e umidade relativa. Estes modelos podem ser encontrados em trabalhos como BROOKER *et al* (1974) e BARROZO (1995).

As equações empíricas e semi-empíricas mais encontradas na literatura, juntamente com suas respectivas referências, utilizadas para se obter estimativas de umidade de equilíbrio de grãos e partículas se encontram na Tabela 2.2.

Tabela 2.2 - Equações para estimativa de umidade de equilíbrio

<i>Autor</i>	<i>Equação</i>	<i>Referência</i>
Henderson	$Meq = \left[\frac{\ln(1-UR)}{-aT_S} \right]^{\frac{1}{b}} \quad (2.90)$	HENDERSON (1952)
Henderson-Thompson	$Meq = \left[\frac{\ln(1-UR)}{-a(T_S + c)} \right]^{\frac{1}{b}} \quad (2.91)$	THOMPSON (1968)
Chen-Clayton	$Meq = \frac{-1}{cT_S^d} \ln \left[\frac{\ln(UR)}{-aT_S^b} \right] \quad (2.92)$	CHEN e CLAYTON (1971)
Halsey modificada	$Meq = \left(\frac{-\exp(aT_S + c)}{\ln(UR)} \right)^{\frac{1}{b}} \quad (2.93)$	OSBORN et al. (1989)

Em relação às equações apresentadas na Tabela 2.2, é importante destacar que Meq refere-se ao teor de umidade de equilíbrio dos grãos ou partículas, UR representa a umidade relativa do ar que circunda a amostra de sólidos, e T_s é o valor da temperatura

do sólido. Os parâmetros a, b, c e d devem ser estimados através de técnicas de análise estatística.

A Equação 2.90, proposta por HENDERSON (1952) com base no modelo de adsorção de GIBBS, é uma equação semi-empírica, e constitui-se em uma das mais conhecidas expressões para previsão de umidade de equilíbrio, (M_{eq}) de produtos biológicos. Porém, alguns autores a consideram inadequada para sólidos, gerando assim diversas sugestões para alterações empíricas da mesma.

Exemplos deste procedimento de alteração são as modificações propostas por THOMPSON (1968), representadas pela Equação 2.91, assim como as mostradas por CHEN e CLAYTON (1971) na Equação 2.92. A Equação 2.93 contém modificações empíricas da Equação de HALSEY, é baseada no modelo teórico de BET e na hipótese de interação das moléculas adsorvidas na multicamada (BARROZO, 1995).

ARRUDA (2008) obteve dados experimentais de umidade de equilíbrio do fertilizante super fosfato simples granulado pelo método estático em soluções salinas. Este autor analisou a adequação das equações da Tabela 2.2 aos dados experimentais e observou que o melhor ajuste foi obtido pela equação de HALSEY modificada (Equação 2.93). Sendo assim para o mesmo material utilizado no presente trabalho, os seguintes parâmetros foram obtidos por ARRUDA (2008):

$$M_{eq} = \left(\frac{-\exp(-0,045T_S - 2,08)}{\ln(UR)} \right)^{\frac{1}{1,435}} \quad (2.94)$$

Para o estudo do processo de secagem em secadores rotatórios é necessário o estudo das isotermas de equilíbrio do material particulado utilizado. Essa informação é usada na avaliação do adimensional de umidade (MR) determinado experimentalmente por meio da cinética de secagem em camada fina, para posterior ajuste das correlações empíricas de cinética mostradas na seqüência, assim a umidade de equilíbrio definirá o teor mínimo de umidade que o sólido pode atingir em uma determinada condição de secagem.

2.10 - Cinética de Secagem

O processo de secagem pode atuar em taxa constante se o nesse período a resistência interna ao transporte de umidade é muito menor do que a resistência externa de retirada da umidade da superfície. Posteriormente ocorrem períodos em

que a taxa de secagem decresce de forma contínua. O final do período de taxa de secagem constante e início do período de taxa decrescente ocorrem em um valor de umidade conhecido por umidade crítica, sendo que alguns materiais podem apresentar dois ou mais desses pontos. (KEEY, 1972).

De acordo com KEMP e OAKLEY (2002), para descrever o período de taxa decrescente, um modelo de cinética de secagem deve ser escolhido levando-se em consideração se a modelagem será baseada em um modelo de parâmetros concentrados ou distribuídos. A descrição matemática desse período depende da solução simultânea de equações não lineares envolvendo vários parâmetros, característicos de cada material. O sucesso da aplicação de um determinado modelo depende de medidas precisas desses parâmetros, o que nem sempre é possível. Como exemplo, pode-se citar a tortuosidade, a distribuição de tamanho dos poros e os coeficientes de difusão em sólidos.

Algumas das formas de medidas experimentais apresentadas por KEMP e OAKLEY (2002), são as seguintes:

- cinética de secagem de partículas isoladas usando balança de precisão ou secador de túnel. Esta medida é difícil de ser aplicada para partículas leves ou muito pequenas;
- testes em versões miniatura do secador ou em planta piloto;
- testes de camada fina em que o ar atravessa uma camada delgada de sólidos.

Sabe-se que os modelos clássicos de secagem em camada fina isoladamente não descrevem adequadamente o processo de transferência de calor e massa em camadas espessas, uma vez que os balanços de massa e energia da fase gasosa não são considerados. Entretanto, estes estudos são indispensáveis na predição das equações para a taxa de secagem, utilizadas na modelagem dos fenômenos de transferência em leitos de camada espessa (BARROZO, 1995).

A literatura apresenta vários autores que estudaram a secagem em camada fina utilizando equações semi-empíricas, algumas vezes oriundas do modelo difusivo ou até mesmo utilizando analogias com outros fenômenos.

A Tabela 2.3 apresenta as equações mais citadas na literatura para secagem em camada fina.

As Equações de PAGE (1949) e OVERHULTZ *et al.* (1973) são oriundas de modificações empíricas da equação de LEWIS (1921).

Tabela 2.3 - Equações semi-empíricas de secagem.

<i>Equação</i>	<i>Referência</i>
$MR = \exp(-K_M t)$ $K_M = A \exp(-B/T_f)$ (2.95)	LEWIS (1921)
$MR = \exp(-K_M t^n)$ $K_M = A \exp(-B/T_f)$ (2.96)	PAGE (1949)
$MR = \exp(-(K_M t)^n)$ $K_M = \exp(A + B/T_f)$ (2.97)	OVERHULTZ <i>et al.</i> (1973)

O parâmetro K_M , apresentado nestas equações, é conhecido como constante de secagem e, no caso dos trabalhos que utilizam equações oriundas do modelo difusivo, é comum encontrar uma relação de K_M com a difusividade efetiva de acordo com a Equação 2.98.

$$K_M = \frac{D_{ef} \pi^2}{R_p^2} \quad (2.98)$$

Estudos feitos por ARRUDA (2008) mostram que para o fertilizante super fosfato simples granulado as equações de PAGE (1949) e de OVERHULTZ *et al.* (1973), foram as que melhor se ajustaram aos dados de cinética de secagem do fertilizante em camada fina, sendo que os valores confirmam que o modelo de PAGE (1949) ajustou-se com qualidade superior às demais equações analisadas, ao longo de toda a curva de secagem. A Equação 2.98 apresenta o modelo de PAGE ajustado aos valores experimentais de ARRUDA (2008).

$$MR = \exp \left[-0,431 \exp \left(\frac{-121,845}{T_f} \right) t^{0,392} \right] \quad (2.98)$$

2.11 - Modelagem da Transferência Simultânea de Calor e Massa em Secadores Rotatórios

A literatura apresenta diversos modelos matemáticos utilizados para descrever valores de umidade e temperatura do sólido e do ar em função do tempo ou do comprimento do secador rotatório que utilizam geralmente balanços de massa e energia, sendo que estes muitas vezes dependem de equações constitutivas advindas da cinética de secagem, e de expressões para os coeficientes de transferência de calor.

KEMP e OAKLEY (1997) utilizaram um modelo unidimensional incremental, seguindo horizontalmente ao longo do eixo do tambor. Este modelo consiste na resolução de um conjunto de equações para o movimento da partícula, transferências de calor e massa, balanços de massa e energia pontuais sobre pequenos incrementos ao longo do comprimento do secador.

IGUAZ *et al.* (2003) apresentou um modelo dinâmico para a simulação do processo de desidratação de vegetais em um secador concorrente. Para desenvolvimento do modelo dividiu o secador em n volumes de controle de área A e comprimento L/n .

As seguintes hipóteses simplificadoras foram adotadas: as dimensões das partículas não variam durante o processo de secagem, não há período de taxa constante e as medidas são realizadas somente durante o período de taxa decrescente, o fluxo mássico de ar permanece constante ao longo de todo o secador, o secador sempre opera na faixa ótima, que, segundo FRIEDMAN e MARSHALL (1949a), ocorre quando a relação entre os volumes de sólido e do secador fica entre 3 e 7 % do volume secador e para cada volume de controle, a vazão de produto na entrada é igual a vazão de produto na saída do volume de controle anterior. Foram estabelecidos então balanços de massa e energia para cada volume de controle.

O modelo proposto por este autor pode ser usado para simular as respostas de um sistema quando ocorre uma mudança nas condições operacionais. IGUAZ *et al* (2003) também observou que das variáveis estudadas a que mais afetou a predição dos dados de saída foi a temperatura de alimentação do ar.

ARRUDA (2008) desenvolveu um modelo que pode ser usado tanto para o secador rotatório com cascadeamento quanto para o secador roto-aerado. Esse modelo é baseado nas características fluidodinâmicas do equipamento e também do sólido.

Algumas equações propostas pela metodologia utilizada por ARRUDA (2008) são apresentadas a seguir. As variáveis são definidas como: C_p calor específico, D o diâmetro interno do tambor, G_f a vazão mássica do gás, G_s é a vazão mássica do sólido, H a carga ou *holdup* do secador, M a umidade do sólido em base seca, R_w é a taxa de secagem, U_a o coeficiente global de transferência de calor, V é o volume do tambor, W a umidade do ar, z é o adimensional da posição no secador, τ o tempo de residência dos sólidos, λ é o calor latente de vaporização da água, U_p é o coeficiente de calor perdido (Q_p) através da parede do tambor.

As Equações 2.99 a 2.102 são equações diferenciais que compõem o modelo proposto por ARRUDA (2008) para o secador rotatório convencional contracorrente. A Equação 2.99 é a expressão final do balanço de massa para a variação da umidade absoluta do ar em função do comprimento adimensional do secador.

$$\frac{dW}{dz} = -\frac{R_w H^*}{G_f} \quad (2.99)$$

A expressão final do balanço de massa que avalia a variação da umidade do sólido ao longo do secador é dada pela Equação 2.99:

$$\frac{dM}{dz} = -\frac{R_w H^*}{G_s} \quad (2.100)$$

Por meio do balanço de energia para o fluido é apresentado pela e Equação 2.101.

$$\frac{dT_f}{dz} = -\frac{[U_{VA}V(T_f - T_s) + R_w H(\lambda + C_{p_v}T_f) + U_p \pi DL(T_f - T_{amb})]}{G_f(C_{p_f} + WC_{p_v})} \quad (2.101)$$

Outra equação de modelo pode ser obtida por meio do balanço de energia para o sólido em função do comprimento do secador, expressa na Equação 2.102.

$$\frac{dT_s}{dz} = \frac{[U_{VA}V(T_f - T_s) + R_w H C_{p_l} T_s - R_w H(\lambda + C_{p_v}(T_f - T_s))]}{G_s(C_{p_s} + M C_{p_l})} \quad (2.102)$$

É importante lembrar que, para utilizar os dados de cinética de secagem para o secador convencional, no modelo de ARRUDA (2008) foi calculada a fração de tempo em que o sólido estaria em contato com o fluido de secagem, durante o cascadeamento. Esse tempo chamado de tempo efetivo (t_{ef}) foi avaliado por meio da determinação do número de ciclos que o sólido efetua no interior do secador rotatório convencional.

Essa mesma metodologia proposta por ARRUDA (2008) foi aplicada para o secador rotatório concorrente industrial em um estudo realizado por FERNANDES (2008) o qual também obteve bons resultados nos perfis de temperatura e umidade do sólido e do gás de secagem.

A Figura 2.10 mostra um esquema da trajetória percorrida pelo sólido durante um ciclo de cascata, esta leva em consideração a elevação de uma partícula até o ponto de descarga mais a altura de queda até o leito de partículas no fundo do tambor, onde é coletada novamente.

Dessa maneira, o comprimento que o sólido avança em um ciclo de cascata devido à inclinação do tambor (l) pode ser então, avaliado pela Equação 2.103.

$$l = \bar{Y}_q \text{sen}(\alpha) \quad (2.103)$$

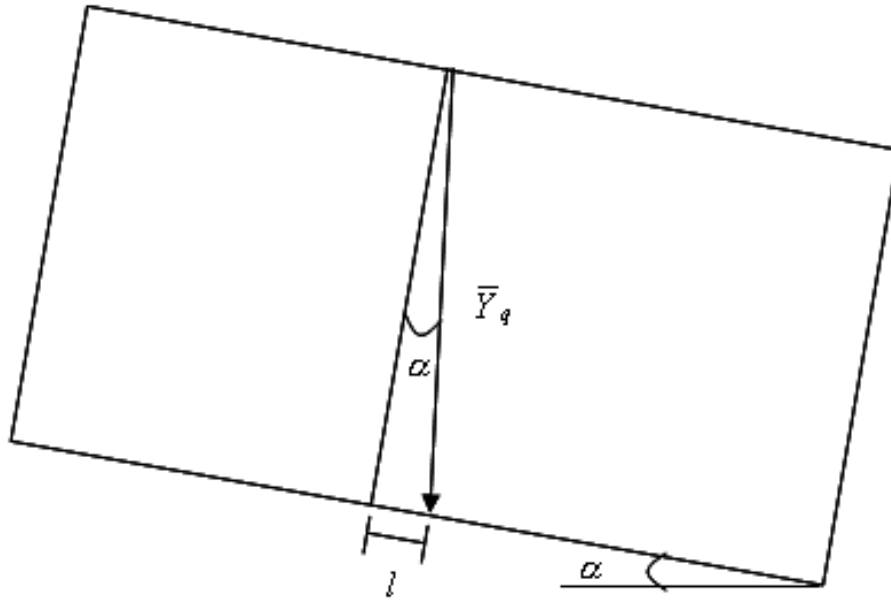


Figura 2.10 - Esquema do caminho percorrido pelo sólido em um ciclo de cascata (ARRUDA, 2008).

Entende-se pelo número de ciclos (N_{Ci}), a relação entre o comprimento total do secador e o comprimento que o sólido avança devido à inclinação do tambor devido à ação dos suspensores em cada ciclo, sendo calculado de acordo com a Equação 2.104:

$$N_{Ci} = \frac{L}{l} = \frac{L}{\bar{Y}_q \text{sen}(\alpha)} \quad (2.104)$$

Sendo t_c o tempo de um ciclo, o tempo médio de residência pode ser calculado pela Equação 2.105.

$$\bar{\tau} = N_{Ci} t_{Ci} \quad (2.105)$$

Dessa forma, a fração que corresponde ao tempo efetivo de contato entre o sólido e o ar de secagem (f) é obtida pela relação entre o tempo de queda ($\bar{t}_q$) e o tempo total de um ciclo, de acordo com a Equação 2.106.

$$f_{tef} = \frac{\bar{t}_q}{t_{Ci}} \times \frac{N_{Ci}}{N_{Ci}} = \frac{N_{Ci} \bar{t}_q}{\bar{\tau}} \quad (2.106)$$

Assim, o tempo efetivo de contato entre o sólido e o ar de secagem (t_{ef}) pode ser calculado pela Equação 2.107.

$$t_{ef} = f_{tef} \times \bar{\tau} \quad (2.107)$$

Então, para o secador convencional, a equação de PAGE (1949), ajustada por ARRUDA (2008) para os resultados experimentais de cinética de secagem do fertilizante super fosfato simples granulado, deve ser escrita levando-se em consideração o tempo efetivo de contato gás-partícula, de acordo com a Equação 2.108.

$$MR = \exp \left[-0,431 \exp \left(\frac{-121,845}{T_f} \right) t_{ef}^{0,392} \right] \quad (2.108)$$

LUZ *et al.* (2009) propôs um modelo para secagem de grãos de soja em um secador rotatório indireto, em regime permanente utilizando balanços de massa e energia, combinados com equações constitutivas. Neste modelo foram consideradas apenas variações nas coordenadas axiais, o coeficiente de transferência de massa (K) calculado foi baseado na equação proposta por IGUAZ *et al.* (2003).

A Equação 2.109 consiste no balanço de massa para a soja, sendo v_s a velocidade axial da partícula:

$$\frac{dM}{dz} = -\frac{R_w}{v_s} \quad (2.109)$$

A variável R_w consiste na taxa de secagem definida pela Equação 2.110, na qual M é a umidade do sólido, M_{eq} a umidade de equilíbrio e K o coeficiente de transferência de massa:

$$R_w = K / (M - M_{eq}) \quad (2.110)$$

A equação do balanço de energia para o sólido é descrita pela Equação 2.111, na qual C_{ps} é o calor específico do sólido, a_s a área superficial do sólido, U_{va} o coeficiente de transferência de calor, ρ_s a densidade do sólido, λ é a entalpia de vaporização da água.

$$\frac{dT_s}{dz} = \left(\frac{1}{v_s C_{ps}} \right) \left(\frac{a_s U_{va} (T_f - T_s)}{\rho_s} - \lambda R_w \right) \quad (2.111)$$

Devido à dificuldade muitas vezes de se conseguir os perfis de umidade e temperatura de um determinado processo industrial, é de suma importância o estudo e a escolha de um modelo que represente bem as condições operacionais e possibilite a obtenção de dados que facilitem a compreensão do processo, e estabeleça ferramentas para a otimização deste.

CAPITULO 3

MATERIAIS E MÉTODOS

3.1 - Materiais

Para os experimentos de secagem e fluidodinâmica deste trabalho foi utilizado o fertilizante do tipo SSPG (super fosfato simples granulado) que é produzido através da reação de concentrado fosfático com o ácido fosfórico e vapor d'água. Esse material apresenta, na sua composição, aproximadamente 16 a 24 % de P_2O_5 solúvel em água, 7 a 8 % de ácidos livres, e outros componentes ditos inertes. A Tabela 3.1 mostra algumas propriedades físicas do fertilizante SSPG, são elas ρ_s a massa específica, C_p o calor específico e d_{Sauter} o diâmetro médio de Sauter.

Tabela 3.1 - Propriedades físicas do fertilizante SSPG (ARRUDA,2008).

ρ_s (kg/m ³)	C_p (kcal/kg°C)	d_{Sauter} (m)
1100	1,026	$2,45.10^{-3}$

3.2 - Cinética de Secagem

Para verificar se o material usado neste trabalho possuía as mesmas características em termos de cinética de secagem do material utilizado por ARRUDA (2008), optou-se por realizar alguns testes de cinética de secagem para comparação.

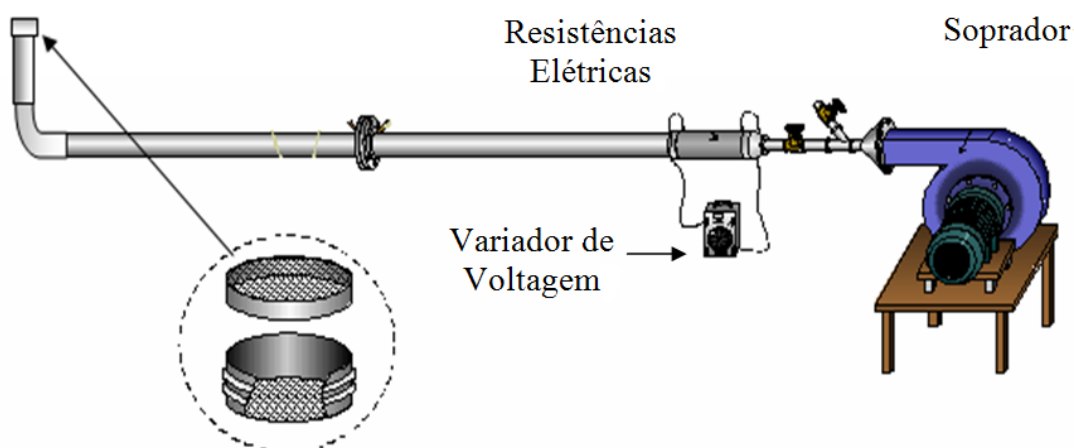


Figura 3.1 - Esquema da unidade experimental utilizada para medidas de secagem em camada fina.

Na unidade experimental apresentada na Figura 3.1, um soprador impulsionava o ar através de uma tubulação que possuía um conjunto de resistências elétricas acionadas por um variador de voltagem, sendo então conduzido por um duto termicamente isolado até a célula acoplada ao final da linha. A velocidade do ar era ajustada por meio de válvulas tipo gaveta e medida com o auxílio de um anemômetro de fio quente, introduzido em orifícios anteriores à célula. Na extremidade de saída da tubulação de ar quente da unidade experimental era acoplada a célula contendo o material particulado úmido. Essa célula consistia, basicamente, de um tubo cilíndrico com o mesmo diâmetro da tubulação e era dotada de telas metálicas nas duas bases, formando uma câmara de 1,5 cm de espessura. Anteriormente à célula, encontravam-se instalados termopares para as medidas de temperatura bulbo úmido e bulbo seco. Por meio dessas medidas foram obtidas a temperatura e a umidade do ar durante o experimento.

A velocidade do ar utilizada nos experimentos foi de 3,0 m/s, a temperatura de 80°C e a umidade inicial do material era de 0,15 kg de água por kg de sólido seco. O ajuste das condições operacionais foi feito com uma célula reserva (idêntica à célula de medida) acoplada à unidade e cuja função era manter constante a condição fluidodinâmica do sistema. Em seguida eram realizadas medidas de temperatura de bulbo úmido e bulbo seco.

Depois de atingidas as condições experimentais, a célula de medida era inserida na unidade, iniciando neste instante a contagem de tempo do experimento (tempo zero). Periodicamente, a célula era retirada e sua massa determinada em uma balança analítica. Durante a obtenção da massa da amostra a célula reserva era acoplada à unidade para manter o equilíbrio térmico e fluidodinâmico do sistema. No final do teste, novas medidas de umidade do ar eram realizadas e a umidade final da amostra submetida à secagem em camada fina era determinada pelo método da estufa (105 ± 2)°C por 24 horas.

Foram realizadas quatro réplicas nas condições experimentais citadas acima.

3.3 - Secador Rotatório

O equipamento utilizado neste trabalho foi construído seguindo dimensões de projeto recomendadas na literatura (BAKER (1988); PERRY e GREEN, 1999). Foi utilizada a mesma configuração dos ensaios experimentais de ARRUDA (2008), porém

adaptada para o fluxo de ar concorrente, para que fosse possível a comparação dos resultados experimentais dos dois estudos.

O aparato experimental mostrado na Figura 3.2 foi constituído por um soprador de 5 cv (1) acoplado a um duto de 2 m de comprimento e 0,2 m de diâmetro (2). Entre esse duto e o secador existe um sistema de aquecimento com resistências elétricas (3), reguladas por um variador de voltagem. A alimentação de sólidos foi feita por meio de uma correia transportadora (4) montada abaixo de um silo (5) onde o material granulado úmido era armazenado. A correia era acionada por um motor de 0,5 HP acoplado a um moto-redutor e a velocidade era regulada por um inversor de frequência. A rotação do motor também permitia variações através de um inversor de frequência acoplado a um motor redutor (8). O sólido seco era descarregado na parte inferior do equipamento (7).

O secador rotatório (6) apresentava 1,5 m de comprimento e 0,3 m de diâmetro e sua estrutura foi construída de forma a permitir variações de inclinação e rotação do tambor. Eram dispostos longitudinalmente, seis suspensores com três segmentos de dimensões 2,0x0,7x0,7 cm. A inclinação do tambor em relação ao solo era de 3° e as rotações utilizadas foram de 3,6 rpm e 2,5 rpm, ajustadas por meio do inversor de frequência.

A Figura 3.2 mostra um esquema de cada parte da unidade e em seguida a Figura 3.3 consiste em uma fotografia desta unidade no laboratório de sistemas particulados da FEQUI/UFU.

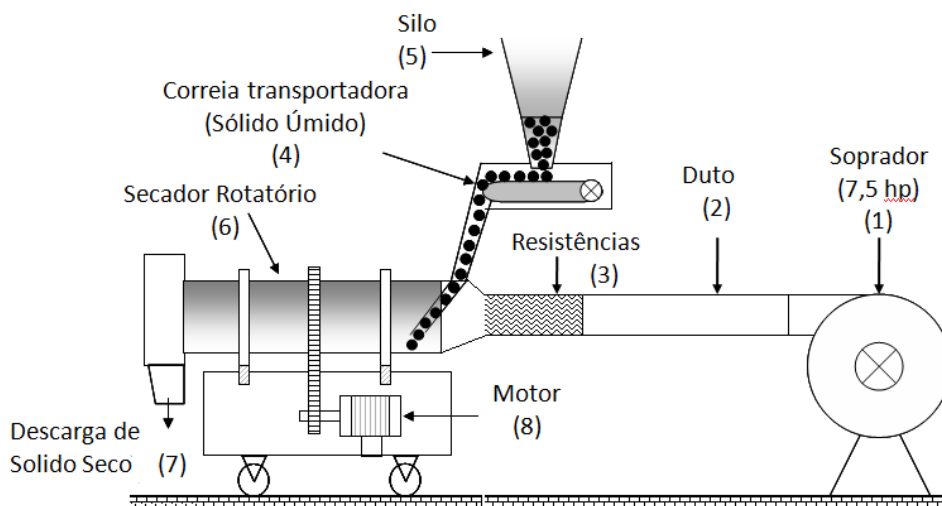


Figura 3.2 - Esquema da unidade experimental utilizada.



Figura 3.3 - Fotografia do secador rotatório convencional concorrente utilizado.

3.4 - Procedimento Experimental

Os testes de secagem e fluidodinâmica eram feitos a partir do momento no qual se garantia que o secador estava operando em regime permanente. O equipamento era ligado e todas as condições ajustadas para o teste. Após um tempo igual a três vezes o tempo médio de residência do sólido, foram feitas medidas de vazões de sólido iniciais e finais enquanto todas as condições experimentais eram controladas. Assim que as vazões de saída e entrada de sólidos se igualavam, as amostras de umidade eram recolhidas e os dados de temperatura do sólido e do ar obtidos com o secador operando em estado estacionário.

Medidas de Vazão

A velocidade do ar de secagem era medida por um anemômetro de fio quente. A vazão de sólidos foi obtida pela coleta periódica de amostra na saída do leito e aferição da massa em balança analítica digital de precisão 10^{-2} g.

Medidas do Tempo de Residência

O tempo de residência foi determinado usando a metodologia do uso de traçadores. Foram feitas injeções do tipo pulso de 80 traçadores (fertilizantes com a coloração vermelha) no sistema de alimentação quando o secador encontrava-se em regime permanente, eram recolhidas amostras de 30 em 30 segundos. O material era então analisado e verificava-se a quantidade de traçadores em cada amostra, ao final de cada teste era recolhida a carga do secador e contabilizada a massa, para cada condição experimental. Com isso, calculava-se a fração de traçadores para cada intervalo de tempo, o que permitia montar uma curva da fração de sólidos ($E(t)$) em função do tempo de residência. O cálculo da área sob curva fornecia o tempo médio de residência das partículas. Este cálculo foi realizado utilizando-se integração numérica pela regra do trapézio composta.

Temperaturas do Ar e do Sólido

A temperatura do ar, na entrada e na saída do secador, era medida utilizando-se termopares de cobre-constantan, previamente calibrados em banhos termostáticos com termômetro padrão, ligados a um amostrador digital de precisão 0,1 °C. Com o auxílio de quatro termopares fixos projetados para percorrer toda a extensão longitudinal do secador, foram realizadas medidas de temperatura ao longo do comprimento do secador nas posições 0 m; 0,3 m; 0,7 m; 1,0 m; e 1,5 m, com o intuito de se obter a distribuição de temperatura do ar durante ensaio de secagem. A leitura das temperaturas era realizada com o auxílio de mostradores digitais acoplados aos termopares.

Para se obter a distribuição de temperatura dos sólidos ao longo do secador, um termopar foi introduzido no interior de um recipiente termicamente isolado de forma a permitir a obtenção da temperatura do mesmo por calorimetria.

Umidade do Ar e do Sólido

A determinação da umidade do ar na entrada e saída do secador era realizada por meio de medidas de temperaturas de bulbo seco e úmido.

Anteriormente ao processo de secagem, o fertilizante era umidificado até a umidade inicial do experimento, geralmente entre 0,12 e 0,15 kg de água por kg de

sólido seco. A água era fornecida sob a forma de névoa por um bico atomizador a lotes de 5 kg de material, sob constante mistura.

As amostras de fertilizantes eram retiradas do secador em determinados pontos (0 m; 0,3 m; 0,7 m; 1,0 m; e 1,5 m), de forma que se obtivesse a distribuição de umidade nos mesmos pontos em que se posicionavam os termopares. A massa de cada amostra era obtida e levada a uma estufa à temperatura de $(105 \pm 2)^\circ\text{C}$ por 24 horas, sendo a massa úmida e a massa seca das amostras medidas em balança analítica digital de precisão de 10^{-4}g .

Taxa de Secagem

A taxa de secagem foi calculada pela relação entre a quantidade de água evaporada (produto da vazão de sólidos secos pela diferença de umidade do fertilizante na entrada e saída do secador) e o tempo de residência das partículas no secador.

3.5 - Coeficiente Global Volumétrico de Transferência de Calor e Calor Perdido

Para o cálculo dos valores do coeficiente global volumétrico de transferência de calor foram realizados balanços de massa e energia usando o secador como volume de controle. Nestes balanços foram usadas as medidas experimentais de umidade e temperatura do sólido e do ar, obtidas na entrada e na saída do secador. Com essas informações, calculou-se a quantidade de calor transferida do ar para o sólido por meio da Equação 3.1.

$$Q = U_{va} V \Delta T_{ln} \quad (3.1)$$

O calor perdido pelas paredes do secador (Q_p) foi obtido usando a Equação 3.2. O calor perdido através da parede do secador foi calculado como sendo a diferença entre todo o calor cedido pelo ar e o calor transferido para o sólido úmido.

$$Q_p = U_p \pi D L (T_f - T_{amb}) \quad (3.2)$$

3.6 - Planejamento Experimental

As condições operacionais do planejamento composto central com 4 réplicas no centro $\alpha=1,414$, (BOX *et. al.*, 1978), elaborado por ARRUDA (2008), foram utilizadas para os ensaios de secagem, conforme mostra a Tabela 3.2. Este planejamento foi utilizado com a finalidade de se comparar os resultados do secador convencional concorrente com a configuração já estudada previamente a convencional contracorrente.

Tabela 3.2 - Planejamento experimental dos ensaios de secagem do fertilizante SSPG para comparação de desempenho dos secadores rotatório concorrente e contracorrente.

Experimento	v_f (m/s)	T_f (°C)	G_{SU} (kg/min)
1	1,5	75	0,8
2	1,5	75	1,2
3	1,5	95	0,8
4	1,5	95	1,2
5	3,5	75	0,8
6	3,5	75	1,2
7	3,5	95	0,8
8	3,5	95	1,2
9	1,1	85	1
10	3,9	85	1
11	2,5	71	1
12	2,5	99	1
13	2,5	85	0,7
14	2,5	85	1,3
15	2,5	85	1
16	2,5	85	1
17	2,5	85	1
18	2,5	85	1

Foram realizadas medidas experimentais das temperaturas do sólido e do ar de secagem na entrada e na saída do secador, em cada experimento da Tabela 3.2 para o secador rotatório operando na rotação de 3,6 rpm (a mesma utilizada por ARRUDA, (2008)) e posteriormente foram realizados ensaios na rotação de 2,5 rpm para o secador concorrente. Com os valores destas medidas foi possível calcular o coeficiente global de transferência de calor do gás para a partícula. A taxa de secagem global do fertilizante em cada experimento da Tabela 3.2 foi determinada por meio de medidas da umidade do sólido na entrada e na saída do secador.

A Tabela 3.3 apresenta os valores nos quais foram realizados os testes fluidodinâmicos.

Tabela 3.3 - Condições experimentais para os ensaios de fluidodinâmica.

NR (rpm)	v_{ar} (m/s)	Gsu (Kg/min)	α (°)
5,0	2,5	1,0	3
4,5	2,5	1,0	3
4,0	2,5	1,0	3
3,6	2,5	1,0	3
3,0	2,5	1,0	3
2,5	2,5	1,0	3
2,0	2,5	1,0	3
3,6	1,1	1,0	3
3,6	1,5	1,0	3
3,6	2,0	1,0	3
3,6	2,5	1,0	3
3,6	3,0	1,0	3
3,6	3,5	1,0	3
3,6	3,9	1,0	3
3,6	2,5	0,6	3
3,6	2,5	0,7	3
3,6	2,5	0,8	3
3,6	2,5	1,0	3
3,6	2,5	1,3	3
3,6	2,5	1,4	3
3,6	2,5	1,0	1,0
3,6	2,5	1,0	1,5
3,6	2,5	1,0	2,0
3,6	2,5	1,0	2,5
3,6	2,5	1,0	3,0

Para a análise fluidodinâmica, foram realizados experimentos variando algumas condições operacionais tais como: velocidade rotacional (N_R) velocidade do ar (v_{ar}), vazão de sólido úmido alimentada (G_{su}) e ângulo de inclinação do tambor (α).

Para cada tipo de análise variou-se apenas uma das condições mantendo as outras no ponto central do planejamento de secagem. Em cada experimento foi feito

ensaios de tempo de residência utilizando traçadores e também a obtenção da massa do *holdup* contida durante o experimento. Os valores em negrito da Tabela 3.3 consistem nas condições operacionais coincidentes com o planejamento para os ensaios de secagem.

3.7 - Modelagem e Simulação da Transferência Simultânea de Calor e Massa no Secador Rotatório Concorrente

O modelo proposto por ARRUDA (2008) é baseado nas características fluidodinâmicas do equipamento. A Figura 3.4 apresenta o esquema do elemento infinitesimal de volume de um secador rotatório operando com fluxo concorrente, no qual foram realizados os balanços de massa e energia para as fases fluida e sólida.

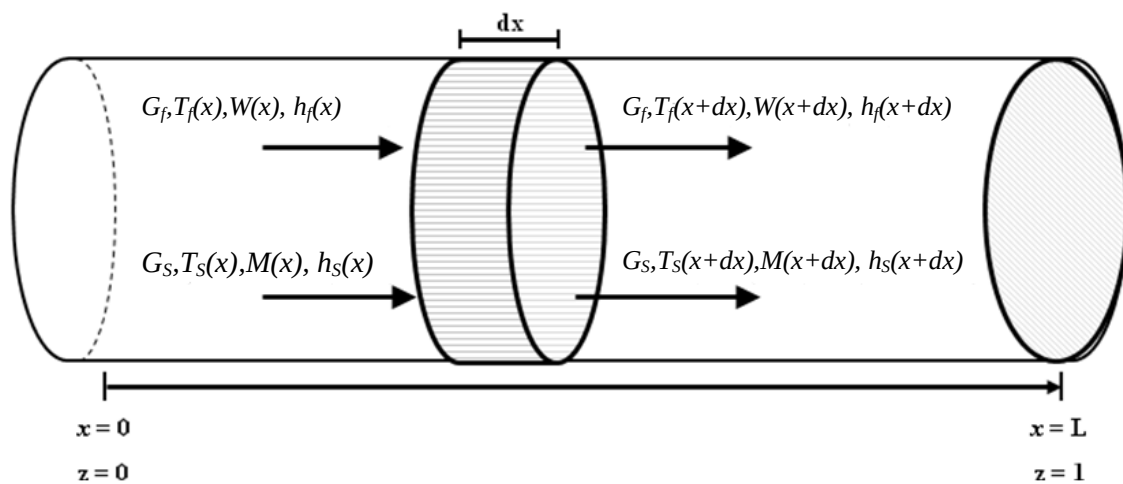


Figura 3.4 - Esquema do elemento infinitesimal de volume do secador rotatório operando com fluxo concorrente (ARRUDA, 2008).

As hipóteses simplificadoras adotadas foram:

- a velocidade de escoamento do sólido ao longo do tambor é constante;
- a taxa de secagem é avaliada no elemento infinitesimal de volume do secador;
- as propriedades termodinâmicas do sólido e do ar são constantes ao longo do secador;
- o formato das partículas não se altera durante a secagem;
- as propriedades físicas do sólido não se alteram;
- as vazões, temperaturas e umidades do sólido e do ar alimentados são constantes durante todo o processo.

O adimensional de comprimento (z) é expresso pela Equação 3.4, na qual L é o comprimento do tambor e x a posição axial no secador.

$$z \equiv \frac{x}{L} \quad (3.4)$$

O adimensional de umidade é expresso pela Equação 3.5, sendo M a umidade do sólido em base seca, M_0 a umidade inicial e M_{eq} a umidade de equilíbrio:

$$MR \equiv \frac{M - M_{eq}}{M_0 - M_{eq}} \quad (3.5)$$

3.11.1 - Balanço de Massa para a Fase Fluida

A variação da umidade absoluta do ar (W) ao longo do comprimento adimensional do secador concorrente (z) é expressa pela Equação 3.6.

$$\frac{dW}{dz} = \frac{+R_w H^*}{G_f} \quad (3.6)$$

Sendo R_w a taxa de secagem, G_f a vazão mássica de fluido e H^* o *holdup* úmido.

3.11.2 - Balanço de Massa para a Fase Sólida

A variação da umidade do sólido (M) ao longo do secador é dada pela Equação 3.7:

$$\frac{dM}{dz} = -\frac{R_w H^*}{G_s} \quad (3.7)$$

Sendo G_s a vazão mássica de sólidos.

3.11.3 - Balanço de Energia para a Fase Fluida

A variação da temperatura do fluido ao longo do secador pode ser expressa pela Equação 3.8, que considera o calor transferido do fluido para o sólido, a energia necessária para vaporizar a água do sólido e aquecê-la até a temperatura do fluido e o calor perdido através da parede do tambor rotativo:

$$\frac{dT_f}{dz} = -\frac{[U_{VA}V(T_f - T_s) + R_w H(\lambda + C_{p_v}T_f) + U_p \pi DL(T_f - T_{amb})]}{G_f(C_{p_f} + WC_{p_v})} \quad (3.8)$$

Sendo, λ o calor latente de vaporização da água, U_{VA} o coeficiente global volumétrico de transferência de calor, T_s e T_f as temperaturas de saída do sólido e do fluido respectivamente, T_{amb} é a temperatura ambiente, Cp_v e Cp_f o calor específico do vapor e do ar e D o diâmetro do secador.

3.11.4 - Balanço de Energia para o Sólido

O balanço de energia para o sólido considera o calor recebido pelo fertilizante menos o calor necessário para vaporizar a água removida deste e aquecê-la até a temperatura de saída do gás. Por meio deste balanço para a fase sólida se obteve a distribuição de temperatura do sólido em função do comprimento do secador expressa pela Equação 3.9.

$$\frac{dT_s}{dz} = \frac{[U_{va}V(T_f - T_s) + R_w H C p_l T_s - R_w H [\lambda + C p v (T_f - T_s)]]}{G_s (C p_s + M C p_l)} \quad (3.9)$$

3.11.5 - Equações Constitutivas

A velocidade de escoamento dos sólidos no tambor (v_s) foi calculada pela Equação 3.10, na qual L é o comprimento do secador e $\bar{\tau}$ o tempo médio de residência dos sólidos.

$$v_s = \frac{\Delta x}{\Delta t} = \frac{dx}{dt} = \frac{L}{\bar{\tau}} \quad (3.10)$$

A Equação 3.11 apresenta a taxa de secagem pontual (R_w) que também pode ser expressa pela Equação 3.12:

$$-R_w = \frac{\Delta M}{\Delta t} = \frac{[M - M_0]}{\Delta t} = \frac{dM}{dt} \quad (3.11)$$

$$-R_w = \frac{(MR - 1)(M_0 - M_{eq})}{t} \quad (3.12)$$

A carga total de sólidos no secador (H^*) é calculada pela Equação 3.13:

$$H^* = \bar{\tau} \cdot G_s \quad (3.13)$$

A umidade de equilíbrio (M_{eq}) é estimada pela Equação de HALSEY modificada com os parâmetros ajustados por ARRUDA, (2008) para o fertilizante super fosfato simples granulado:

$$M_{eq} = \left(\frac{-\exp(-0,0445T_S - 2,0795)}{\ln(UR)} \right)^{\frac{1}{1,4349}} \quad (3.14)$$

Enquanto a Equação de PAGE (1949), com os parâmetros ajustados por ARRUDA (2008) para o fertilizante super fosfato simples granulado, é usada para o cálculo da umidade adimensional:

$$MR = \exp \left[-0,431 \exp \left(\frac{-121,845}{T_f} \right) t^{0,392} \right] \quad (3.15)$$

Para secadores rotatórios com cascadeamento, o tempo efetivo de contato gás-partícula deve ser usado na avaliação do adimensional de umidade (MR), que é determinado considerando que a amostra de sólido úmido fica em contato com o ar de secagem durante todo o tempo do experimento. Este tempo efetivo (t_{ef}) pode ser calculado pela Equação 3.16, observando que a secagem ocorre praticamente em uma fração do tempo médio de residência conforme apresentado no Capítulo 2, Equação 2.106.

$$t_{ef} = f_{t_{ef}} \cdot \bar{\tau} \quad (3.16)$$

A equação de PAGE (1949) deve ser escrita levando-se em consideração o tempo efetivo de contato gás-partícula, de acordo com a Equação 3.17.

$$MR = \exp \left[-0,431 \exp \left(\frac{-121,845}{T_f} \right) t_{ef}^{0,392} \right] \quad (3.17)$$

A Equação 3.18 proposta por FRIEDMAN e MARSHALL (1949b) para o cálculo da transferência de calor e massa no secador concorrente e a Equação 3.19 proposta por MYKLESTAD (1963) para o cálculo coeficiente de calor perdido (U_p), respectivamente, foram ajustadas aos dados experimentais e usadas nos cálculos das distribuições de temperatura e umidade no interior do secador para estimativas de U_{va} e U_p .

$$U_{va} = K_F G_f^{m_F} G_S^{n_F} \quad (3.18)$$

$$U_p = K_p G_f^{m_p} \quad (3.19)$$

Os parâmetros K_F , m_F , n_F , K_P e m_P foram ajustados para o conjunto de resultados experimentais do secador rotatório concorrente. Assim, o coeficiente global volumétrico de transferência de calor (U_{va}) e o de calor perdido (U_p) foram calculados.

Na seqüência encontram-se os valores das principais propriedades físicas do fertilizante e do ar de secagem usadas na solução numérica do modelo.

$$Cp_s = 1.025 \text{ kJ/(kg}^\circ\text{C)}$$

$$Cp_f = 1 \text{ kJ/(kg}^\circ\text{C)}$$

$$Cp_l = 4.187 \text{ kJ/(kg}^\circ\text{C)}$$

$$Cp_v = 1.172 \text{ kJ/(kg}^\circ\text{C)}$$

$$MMar = 28.9 \text{ g/gmol}$$

$$R = 8.2 \times 10^{-5} \text{ (atm m}^3\text{)/(mol K)}$$

$$P = 0.91 \text{ atm}$$

Além disso, o valor do comprimento médio de queda ($\overline{Y_q}$) utilizado foi de 0,19 m e o tempo médio de queda ($\overline{t_q}$) de 0,19 s, ambos obtidos por ARRUDA (2008).

Dessa forma, o modelo para determinação dos perfis de umidade e temperatura do sólido e do ar de secagem no interior do secador rotatório concorrente pode ser descrito pelas Equações 3.4 a 3.19. As condições iniciais dos experimentos foram utilizadas como entrada no modelo, o qual foi resolvido por meio de um programa computacional (MATLAB[®])

CAPÍTULO 4

RESULTADOS

4.1 - Cinética de Secagem.

Para a compreensão dos resultados de secagem de um determinado material é importante que se conheça algumas de suas propriedades e também seu comportamento cinético de secagem. O estudo da cinética de secagem do fertilizante super fosfato simples granulado (SSPG) constituiu-se em uma etapa fundamental para a completa caracterização do material. Como o intuito desse trabalho foi de comparar resultados de secagem de fertilizantes no secador rotatório convencional com fluxo de ar concorrente, com a versão estudada por ARRUDA (2008) do secador rotatório convencional com fluxo de ar contracorrente, é importante que se tome o cuidado de utilizar materiais (fertilizantes) com a mesma característica de secagem.

Neste trabalho foi utilizado também o fertilizante super fosfato simples granulado. Foram realizados ensaios de cinética de secagem em camada fina para compará-los com a cinética de secagem do material utilizado por ARRUDA (2008) e assim verificar e se os dois materiais possuem características equivalentes.

Com a obtenção dos resultados de umidade do fertilizante em cada instante durante os experimentos de cinética de secagem em camada fina, foi possível fazer o cálculo dos adimensionais de umidade (MR) em função do tempo, dado pela equação 3.5. Para a obtenção da umidade de equilíbrio do fertilizante foi utilizada a equação de HALSEY modificada (OSBORN *et al.*, 1980), ajustada por ARRUDA (2008) para o fertilizante super-fosfato simples granulado. Os resultados experimentais completos de cinética de secagem do fertilizante super-fosfato simples em camada fina podem ser vistos no Apêndice A.

$$MR \equiv \frac{M - M_{eq}}{M_0 - M_{eq}} \quad (3.5)$$

A Figura 4.1 apresenta os resultados de cinética de secagem dos experimentos realizados para o fertilizante utilizado neste trabalho, juntamente com os resultados de cinética do fertilizante utilizados nos ensaios de ARRUDA (2008). Os experimentos denominados: B09, B10, B11 e B12 foram os experimentos realizados neste trabalho, contidos no Apêndice A e os denominados A10 e A12 foram os experimentos feitos por ARRUDA (2008) em trabalhos anteriores, contidos no Anexo A.

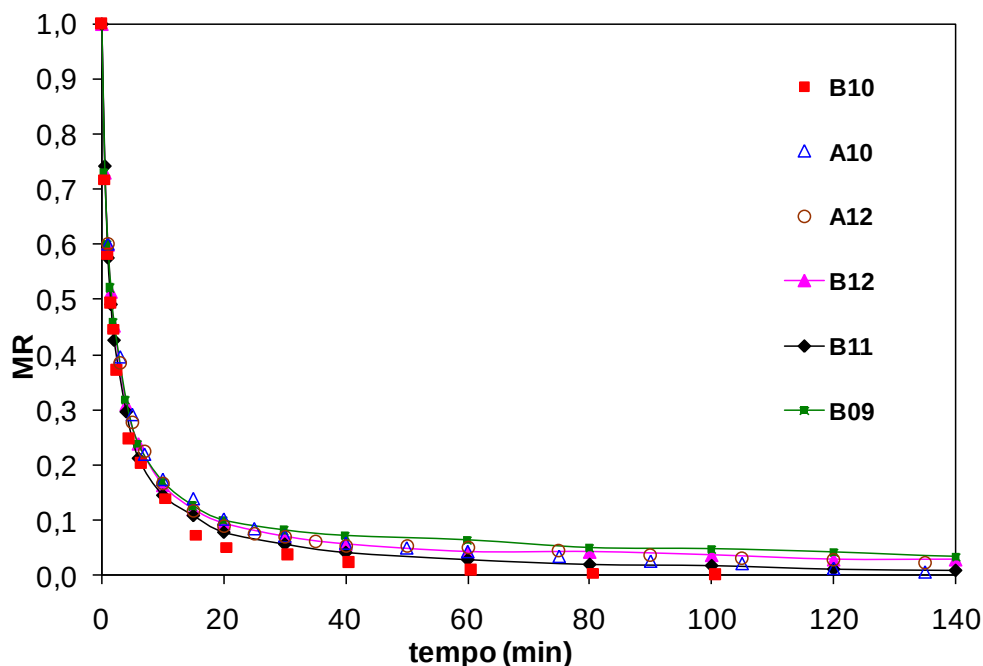


Figura 4.1 - Gráfico dos resultados de cinética de secagem deste estudo juntamente com os obtidos por ARRUDA (2008), [$T_{ar}=80^{\circ}C$ e $v_{ar} = 3,0$ m/s].

Pode-se visualizar nos resultados da Figura 4.1 que os experimentos realizados na mesma condição experimental possuem resultados de cinética de secagem equivalentes.

Sendo assim, as equações constitutivas do modelo relativas à umidade de equilíbrio e cinética de secagem deste trabalho, foram as mesmas utilizadas por ARRUDA (2008), visto que se comprovou a equivalência das características de secagem do fertilizante.

4.2 - Fluidodinâmica do Secador Rotatório Concorrente

Os resultados experimentais de tempo médio de residência obtidos utilizando a técnica do uso de traçadores e por medidas da carga de sólidos (ou H^*) do secador, (Equação 4.2), para o secador rotatório concorrente são mostrados na Tabela 4.1.

$$\bar{\tau} = \frac{H^*}{G_S} \quad (4.2)$$

Com esses dados foram feitos ajustes de equações empíricas propostas na literatura (apresentadas no Capítulo 2) para a estimativa do tempo médio de residência obtidos a partir da variação do ângulo de inclinação, da velocidade rotacional, da vazão de sólidos e da velocidade do ar.

Tabela 4.1 - Resultados experimentais de tempo médio de residência do secador rotatório concorrente.

Experimento	N_R (rpm)	α (°)	G_{su} (kg/min)	v_{ar} (m/s)	Tempo de Residência (min)	
					Traçadores	Carga
1	3,6	3,0	0,8	1,5	4,95	3,83
2	3,6	3,0	1,2	1,5	5,04	3,89
3	3,6	3,0	0,8	3,5	3,77	3,18
4	3,6	3,0	1,2	3,5	4,00	3,48
5	3,6	3,0	1,0	1,1	5,30	3,03
6	3,6	3,0	1,0	3,9	3,71	3,12
7	3,6	3,0	0,7	2,5	4,69	3,88
8	3,6	3,0	1,3	2,5	4,80	3,37
9	3,6	3,0	1,0	2,5	4,75	3,45
10	2,5	3,0	0,8	1,5	6,76	6,61
11	2,5	3,0	1,2	1,5	6,47	6,40
12	2,5	3,0	0,8	3,5	5,17	4,75
13	2,5	3,0	1,2	3,5	5,66	4,33
14	2,5	3,0	1,0	1,1	7,27	6,90
15	2,5	3,0	1,0	3,9	5,81	5,07
16	2,5	3,0	0,7	2,5	5,88	6,12
17	2,5	3,0	1,3	2,5	6,11	5,93
18	2,5	3,0	1,0	2,5	6,13	6,18
19	5,0	3,0	1,0	2,5	3,68	3,25
20	4,5	3,0	1,0	2,5	3,98	3,37
21	4,0	3,0	1,0	2,5	4,30	3,85
22	3,6	3,0	1,0	2,5	4,71	4,09
23	3,0	3,0	1,0	2,5	5,42	4,88
24	2,5	3,0	1,0	2,5	6,29	6,12
25	2,0	3,0	1,0	2,5	7,60	7,10
26	3,6	1,0	1,0	2,5	8,60	8,91
27	3,6	1,5	1,0	2,5	7,01	6,44
28	3,6	2,0	1,0	2,5	6,02	6,33
29	3,6	2,5	1,0	2,5	5,26	4,90

Visto que a equação de SAEMAN e MICTHELL (1954) (Equação 4.3) apresentou melhores resultados do ajuste, os parâmetros desta correlação serão apresentados logo a seguir pela Equação 4.3 (para valores nas unidades do SI), sendo o coeficiente de correlação R^2 de 0,9382.

$$\bar{\tau} = \frac{L}{0,686DN_R[\tan(\alpha) + 0,007v]} \quad (4.3)$$

Estes resultados do ajuste da correlação de SAEMAN e MICTHELL (1954) foram obtidos a partir dos dados experimentais da Tabela 4.1 nas unidades do SI, fornecendo valores de tempo médio de residência em segundos (s).

A correlação proposta por SAEMAN e MICTHELL (1954) obteve melhores resultados do ajuste, por possuir melhor fundamentação teórica, já que leva em consideração a carga nos suspensores e o arraste de partículas. Estas características são importantes para o projeto, análise de desempenho e *scale up* de secadores rotatórios.

A Figura 4.2 apresenta os resultados experimentais e calculados, através do gráfico do tempo de residência para cada experimento da Tabela 4.1. A partir dessas figuras também é possível visualizar a boa previsão dos dados de tempo de residência obtidos a partir do ajuste encontrado para a equação de SAEMAN e MITCHELL (1954).

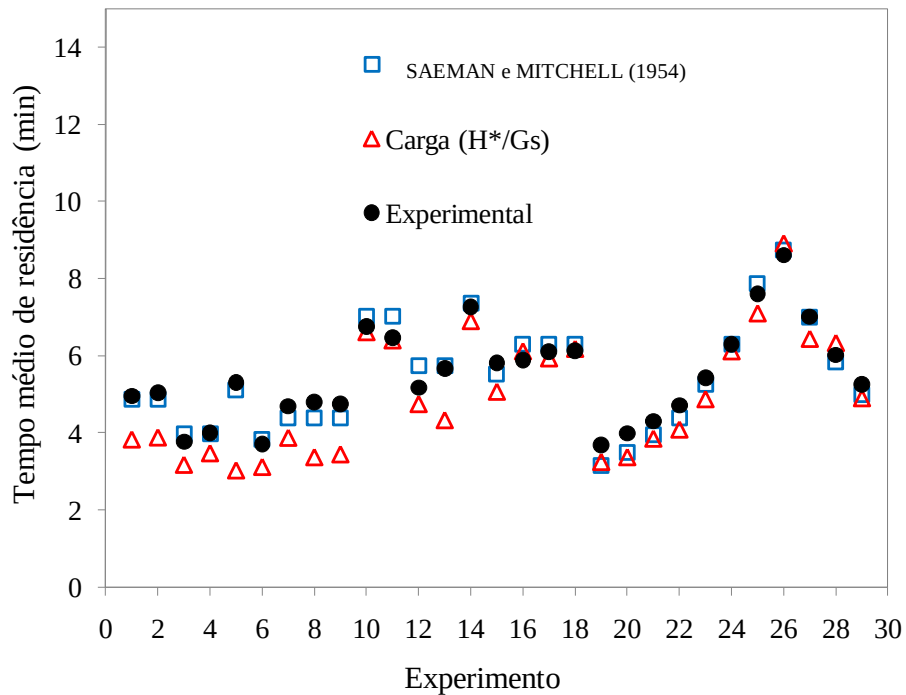


Figura 4.2 - Tempos de residência calculado e experimental em cada condição da Tabela 4.1.

A Figura 4.3 mostra uma comparação entre os resultados preditos pela equação ajustada e pela equação da carga de sólidos como também os dados experimentais obtidos nos testes.

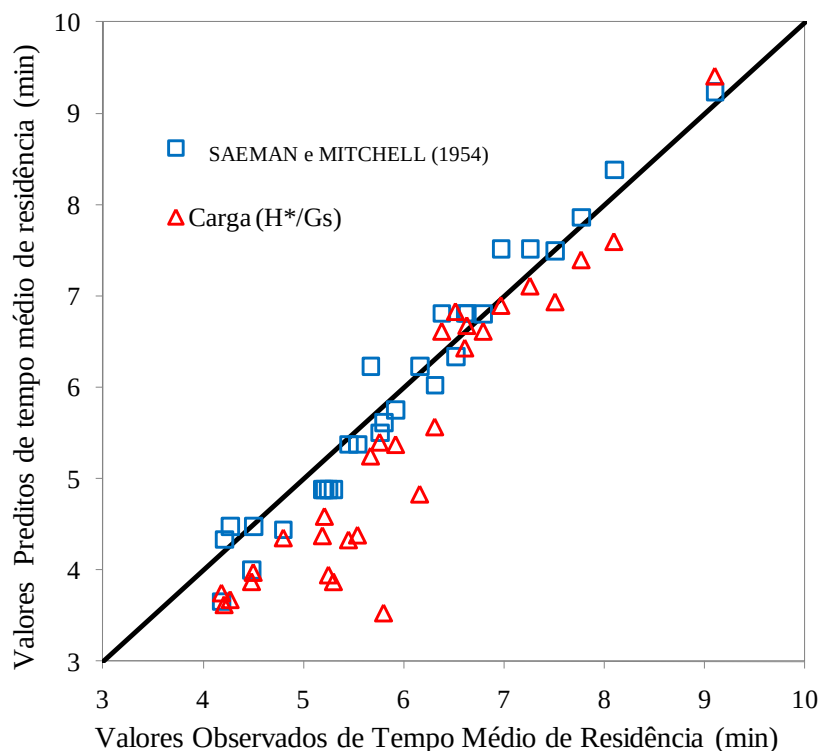


Figura 4.3 – Valores preditos e observados dos tempos de residência.

A partir dos ensaios fluidodinâmicos realizados para o secador concorrente através da variação da velocidade rotacional, da velocidade do ar de secagem, da vazão de sólidos e do ângulo de inclinação foram quantificados os efeitos da variação do tempo médio de residência e no carregamento de sólidos no secador (H^*). Os resultados experimentais obtidos para o secador rotatório convencional concorrente podem ser vistos no Apêndice B.

4.2.1 - Influência da Velocidade de Rotação

A Figura 4.4 mostra a influência da velocidade rotacional (N_R) no carregamento de sólidos e a Figura 4.5 a influência dessa velocidade no tempo médio de residência da partícula, ambas para velocidade do ar de 2,5 m/s, vazão mássica de sólidos de 1,0 Kg/min e ângulo de inclinação de 3°.

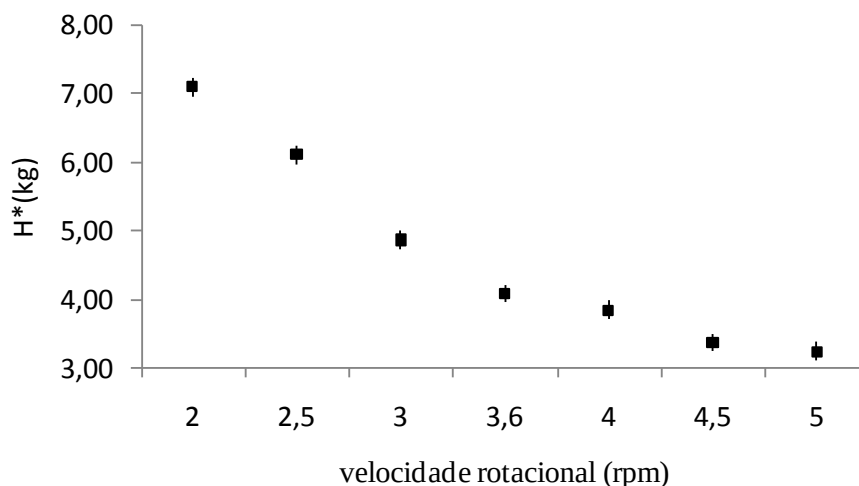


Figura 4.4 – Gráfico do carregamento de sólidos (H^*) em função da velocidade rotacional (N_R).

Sabe-se que o transporte da partícula se dá pela combinação dos efeitos da força de arraste, provocada pela velocidade do gás, da velocidade rotacional e da força da gravidade devido à inclinação do cilindro. Porém a grande contribuição do transporte axial ocorre durante o cascadeamento quando as partículas são lançadas pelos suspensores devido à rotação da parede do tambor. Assim quando se aumenta a velocidade de rotação, aumentam-se os ciclos de cascadeamento e aumenta-se também a velocidade axial da partícula, então o tempo de residência reduz diminuindo também a retenção de partículas dentro do leito.

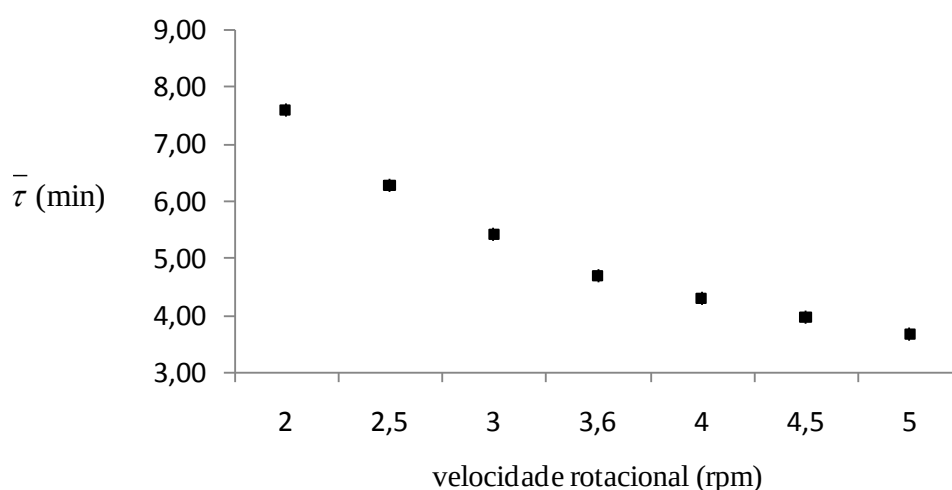


Figura 4.5 – Gráfico do tempo médio de residência da partícula ($\bar{\tau}$) em função da velocidade rotacional (N_R).

Um aumento da velocidade de rotação de 2 para 5 rpm provocou uma diminuição do tempo de residência de 7,60 para 3,68 minutos (52%), e uma diminuição do carregamento de 7,10 para 3,25 kg (54%).

4.2.2 - Influência da Velocidade do Ar

As Figuras 4.6 e 4.7 apresentam os gráficos da variação do *holdup* e tempo de residência da partícula em função da velocidade de alimentação do ar de secagem, na condição de velocidade rotacional de 3,6 rpm, vazão de sólidos de 1,0 Kg/min e ângulo de inclinação de 3°.

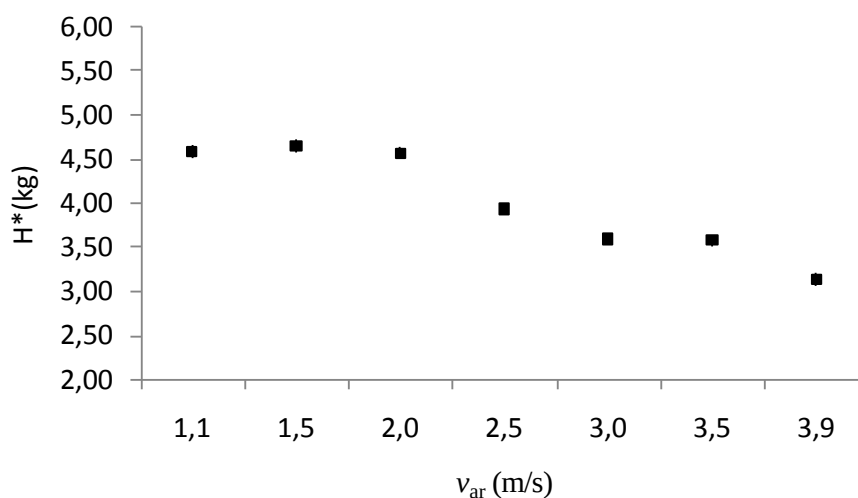


Figura 4.6 –Gráfico da carga de sólidos (H^*) em função da velocidade do ar (v_{ar}).

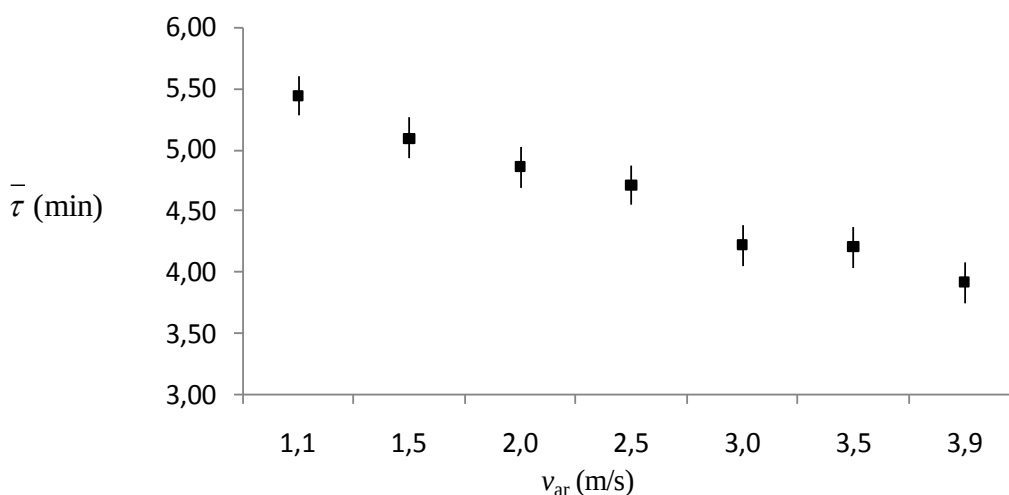


Figura 4.7 – Gráfico do tempo médio de residência da partícula ($\bar{\tau}$) em função da velocidade do ar (v_{ar}).

Observando a Figura 4.6 nota-se que as mais baixas velocidades do ar apresentam pouca variação no carregamento de sólidos devido à baixa velocidade relativa da partícula, quando o valor de velocidade do ar ultrapassa 2,0 m/s o arraste das partículas torna-se mais expressivo resultando na diminuição do *holdup*.

Nas Figuras 4.6 e 4.7, pode-se constatar que, assim como esperado, no secador rotatório convencional concorrente, o aumento da velocidade do ar favorece o arraste das partículas para o final do secador. Assim o tempo de residência diminui com o aumento da velocidade do ar.

4.2.3 - Influência da Vazão de Sólidos Alimentada

As Figuras 4.8 e 4.9 apresentam a variação do carregamento e do tempo de residência para partículas como função da vazão de sólido úmido alimentada. As condições mantidas constantes foram a velocidade do ar de 2,5 m/s, a velocidade rotacional de 3,6 rpm e a inclinação do tambor cilíndrico de 3°.

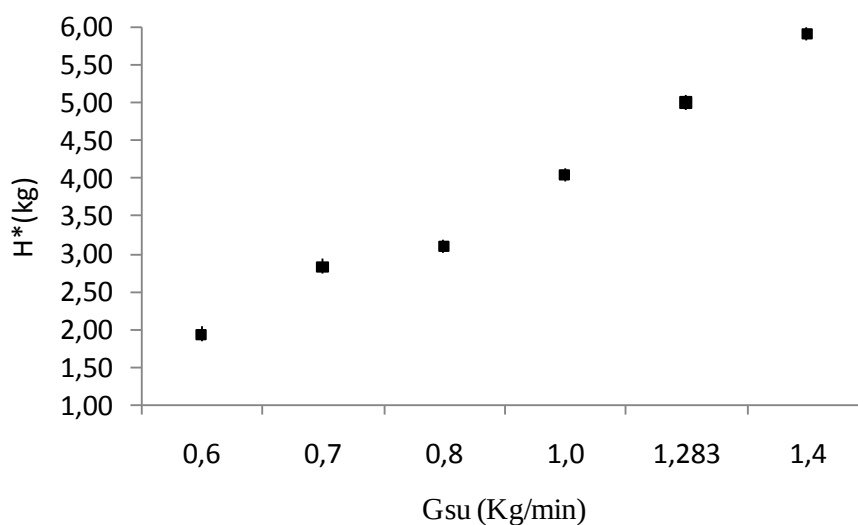


Figura 4.8 – Gráfico da carga de sólidos (H^*) em função da vazão de sólidos (G_{su}).

A vazão de sólidos alimentada exerceu grande influência no carregamento do secador, sendo que quanto maior a vazão alimentada maior do *holdup* obtido. Porém para o material utilizado neste estudo (fertilizantes SSPG) espera-se que a vazão de sólidos exerça pouca influência no tempo médio de residência da partícula na faixa de variação de vazão estudada entre 0,6 e 1,4 Kg/min .

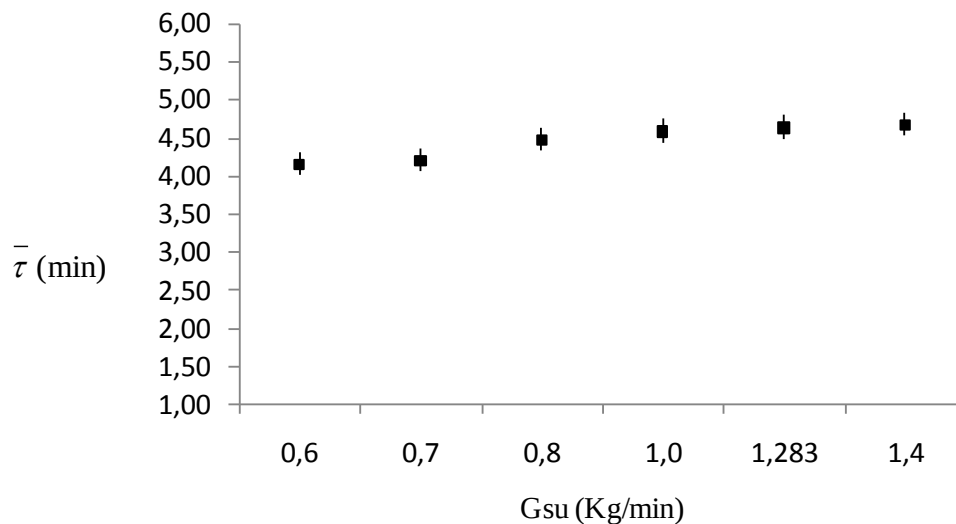


Figura 4.9 - Gráfico do tempo médio de residência da partícula ($\bar{\tau}$) em função da vazão de sólidos (G_{su}).

A Figura 4.9 apresenta pouca variação no tempo médio de residência da partícula com o aumento da vazão alimentada. Esse pequeno aumento no médio tempo de residência da partícula pode ser explicado pela Equação 4.2 de obtenção do $\bar{\tau}$ a partir da carga do secador. Nesta equação H^* é o *holdup* das partículas, G_s a vazão de sólidos alimentada. Assim como o H^* aumenta muito com o aumento da vazão de sólidos (G_s), o aumento no numerador e no denominador da expressão reflete na pequena variação do $\bar{\tau}$ apresentado um resultado quase linear como observado na Figura 4.9.

4.2.4 - Influência do Ângulo de Inclinação

As Figuras 4.8 e 4.9 mostram a variação do *holdup* e do tempo de residência para partículas como função do ângulo de inclinação do tambor do secador em relação ao solo nas condições de velocidade do ar de 2,5 m/s, velocidade rotacional de 3,6 rpm e vazão de sólidos de 1,0 Kg/min.

Os resultados experimentais apresentados na Figura 4.10 mostram que o aumento do ângulo de inclinação do secador rotatório contribui para o escoamento das partículas e diminuição do H^* . Assim quanto maior o ângulo de inclinação, menor a quantidade de sólidos retidos no secador rotatório.

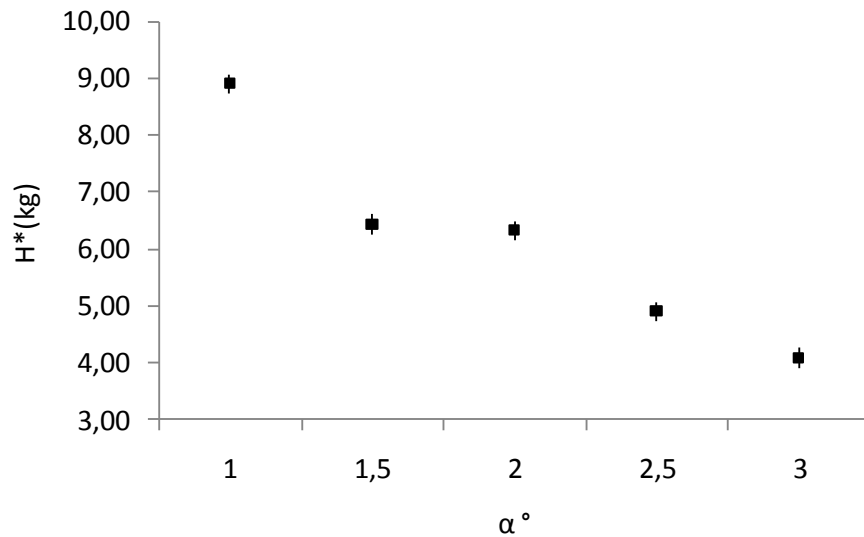


Figura 4.10 - Gráfico do carregamento de sólidos (H^*) em função do ângulo de inclinação do tambor (α).

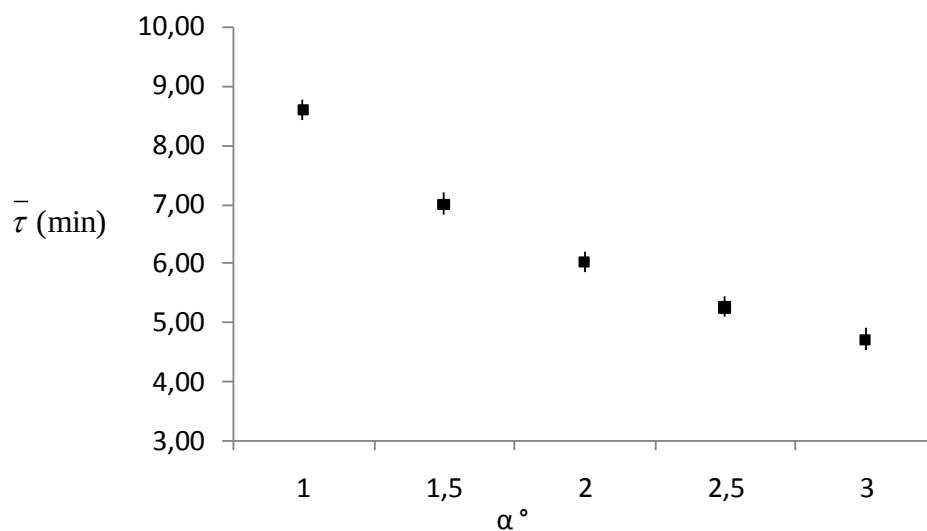


Figura 4.11 – Gráfico do tempo médio de residência da partícula ($\bar{\tau}$) em função do ângulo de inclinação do tambor (α).

O tempo médio de residência diminui com o aumento do ângulo de inclinação, devido à ação da força gravitacional sobre as partículas, facilitando o deslocamento longitudinal e reduzindo o tempo de residência e a carga de sólidos do secador. Assim como pode ser visto na Figura 4.11, uma variação no ângulo de inclinação do secador rotatório, afeta significativamente o tempo médio de residência da partícula.

4.3 - Comparações dos Secadores Rotatórios Concorrentes e Contracorrente

Para a comparação de desempenho dos secadores rotatórios com cascadeamento e fluxo de ar concorrente e contracorrente, inicialmente foi escolhida a faixa de operação que correspondia ao ponto ótimo encontrado por ARRUDA (2008) para o secador convencional contracorrente, conforme recomendado na literatura para o projeto e operação de secadores rotatórios (BAKER, 1988; PERRY e GREEN, 1999).

Segundo ARRUDA (2008) a condição ideal de operação do secador contracorrente era de 6 suspensores, com inclinação do tambor de 3° e velocidade rotacional de 3,6 rpm. Assim o secador contracorrente estaria operando em condições que lhe conferem as maiores eficiências de transferência de massa e energia. Estas mesmas condições operacionais foram aplicadas ao secador convencional concorrente objeto deste estudo. Os resultados experimentais de carregamento de sólidos (H^*), tempo médio de residência ($\bar{\tau}$), taxa de secagem (R_w) e água removida serão apresentados nos próximos itens.

Os valores iniciais e finais de umidade absoluta e relativa do ar, de temperatura do fluido e do sólido, e de umidade do sólido, obtidos experimentalmente são apresentados no Apêndice C.

4.3.1 - Carregamento de Sólidos (*Holdup* (H^*))

A Figura 4.12 mostra a comparação entre o carregamento de sólidos de cada experimento do planejamento experimental da Tabela 3.2, para as configurações concorrente e contracorrente, nas condições de velocidade rotacional de 3,6 rpm.

De acordo com os resultados experimentais, a configuração contracorrente obteve sempre maior carregamento do que a configuração concorrente. Isto porque na configuração contracorrente o sólido é retido no tambor por mais tempo devido ao fluxo de ar contrário ao de sólidos. Na configuração concorrente o ar contribui para o arraste e transporte do sólido proporcionando menor carregamento de partículas.

Com o objetivo de comparar as demais respostas das duas configurações em uma faixa de carregamento mais próxima, decidiu-se realizar o estudo em uma velocidade rotacional mais baixa para a versão concorrente, utilizando também a rotação do tambor na configuração concorrente de 2,5 rpm.

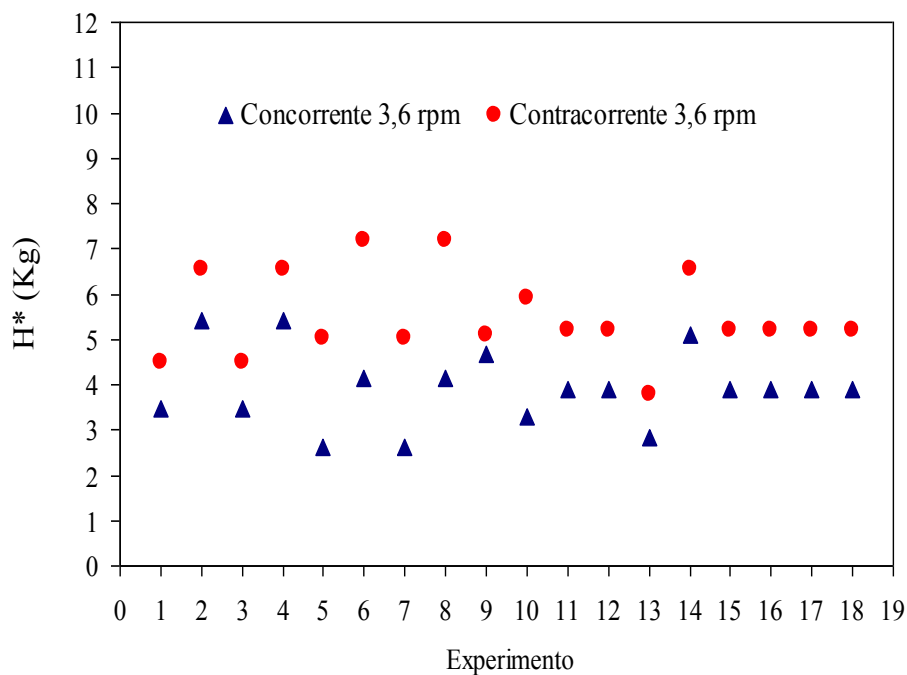


Figura 4.12 - Carregamento de sólidos dos secadores rotatórios concorrente e contracorrente para rotação de 3,6 rpm.

A Figura 4.13 apresenta os valores de carregamento para a configuração concorrente com velocidade rotacional de 2,5 rpm, comparados com a configuração contracorrente com 3,6 rpm.

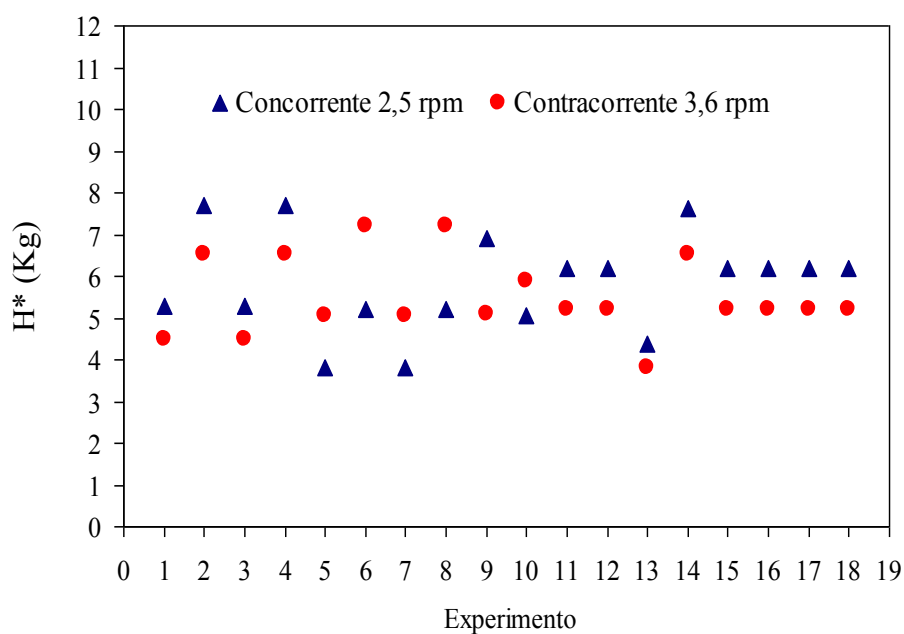


Figura 4.13- Comparação do carregamento de sólidos para as configurações concorrente com rotação de 2,5 rpm e contracorrente com 3,6 rpm.

Observa-se nos resultados da Figura 4.13 que nestas condições os valores de carregamento das duas configurações ficaram mais próximos. Entretanto em algumas situações o carregamento da configuração concorrente com 2,5 rpm foi superior, evidenciando a influência da rotação do tambor no carregamento de sólidos.

Os experimentos 5,6,7,8 e 10 obtiveram maiores aproximações do carregamento quando comparados aos outros experimentos quando o secador concorrente opera na rotação de 2,5rpm, isto ocorre pois apresentam as maiores condições de velocidade do ar do planejamento (3,5 e 3,914m/s) e, como visto na Figura 4.4, altas velocidades contribuem para redução no *holdup*. Já para o secador contracorrente as velocidades do ar contribuem para a retenção das partículas no secador.

Os demais experimentos apresentaram uma inversão dos valores de H^* . Para a versão concorrente com rotação de 2,5 rpm os valores de carregamento foram maiores do que os da versão contracorrente com rotação de 3,6 rpm, pois sofrem pouca influência da velocidade do ar no H^* , predominando a influência da rotação no carregamento de sólidos.

4.3.2 - Tempo Médio de Residência ($\bar{\tau}$)

A Figura 4.14 mostra a comparação entre os tempos médios de residência de cada experimento da Tabela 3.2 para as versões concorrente e contracorrente com rotação de 3,6 rpm.

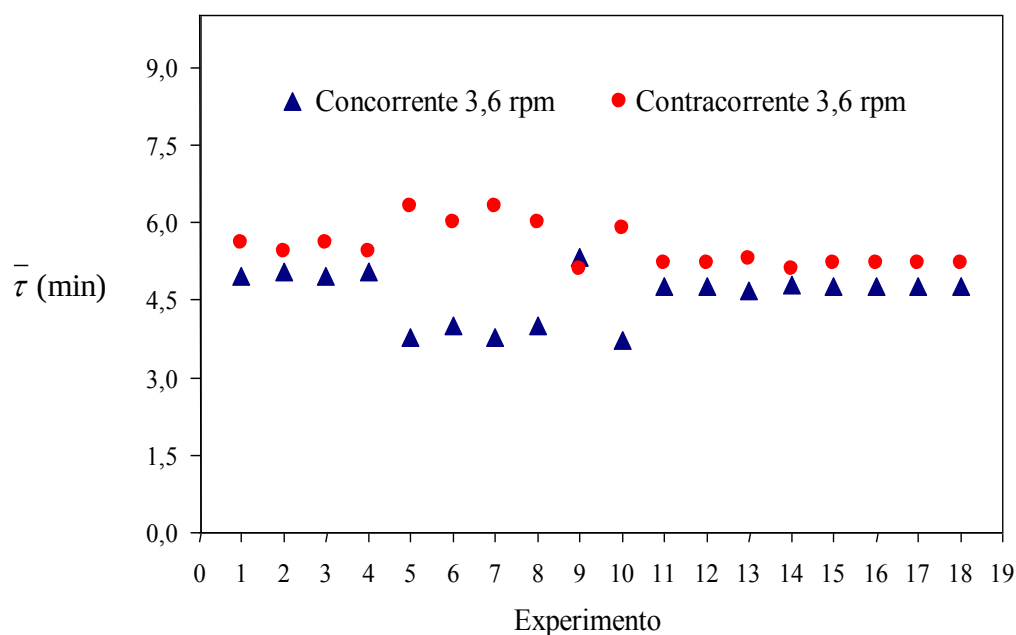


Figura 4.14 - Tempo médio de residência dos experimentos para rotação de 3,6 rpm.

Observa-se nos resultados da Figura 4.14 que, como esperado, o tempo médio de residência da configuração contracorrente foi superior. Essas diferenças são acentuadas nos experimentos de maiores valores de velocidade do ar, já que esta variável contribui para um maior distanciamento dos valores de tempo de residência, como visto na Figura 4.5.

A Figura 4.15 apresenta os valores de tempos de residência para a configuração concorrente operando com 2,5 rpm, condição esta que aproxima os níveis de carregamento das duas configurações, comparado com a contracorrente com 3,6 rpm.

Os resultados da Figura 4.15 mostram que em alguns experimentos o tempo de residência da configuração concorrente operando com 2,5 rpm foi superior. Estas condições são as mesmas que levaram a um maior carregamento (veja Figura 4.13), evidenciando mais uma vez o forte efeito da rotação do tambor.

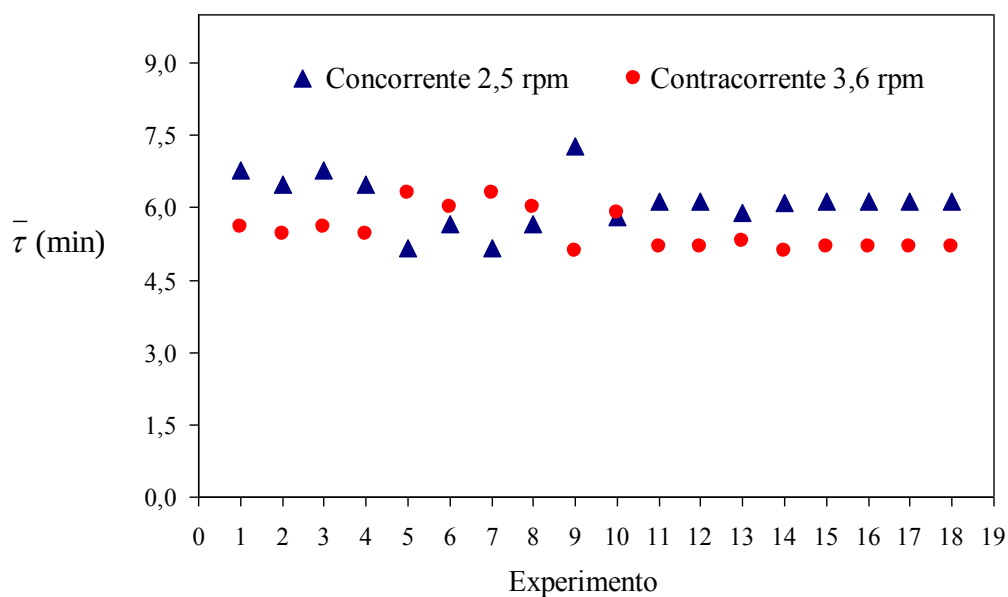


Figura 4.15 - Comparação do tempo médio de residência para as configurações concorrente com rotação de 2,5 rpm e contracorrente com 3,6 rpm.

4.3.3 - Taxa de Secagem (R_w)

A Figura 4.16 apresenta a comparação entre as taxas de secagem (R_w) para as duas configurações (concorrente e contracorrente) operando na mesma rotação (3,6 rpm).

Entre as versões estudadas, a configuração com escoamento contracorrente proporciona maiores taxas de secagem em todas as condições estudadas. Esse

comportamento já era esperado devido ao fato da configuração contracorrente ser caracterizada por maiores taxas de transferência de energia.

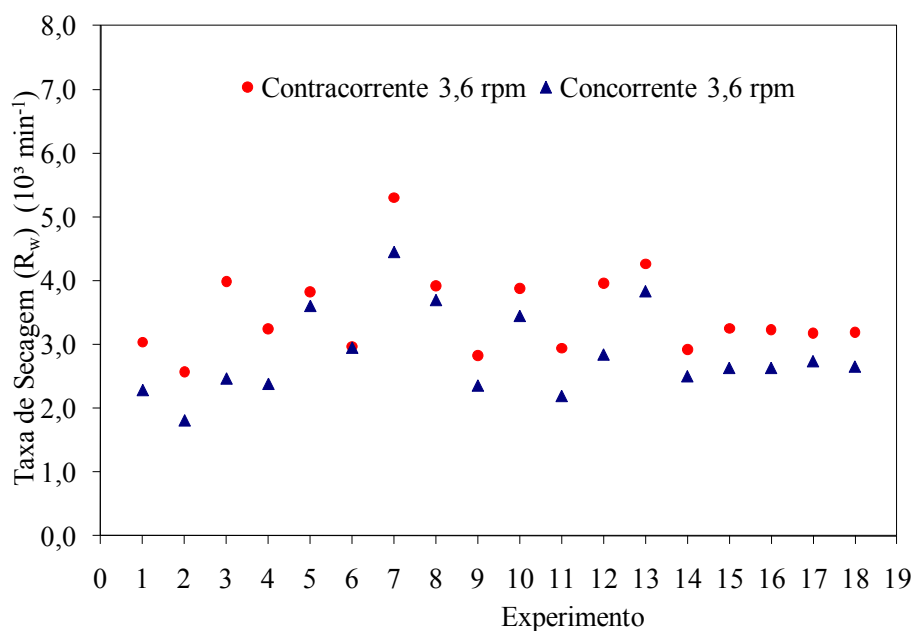


Figura 4.16 - Comparação das taxas de secagem (R_w) dos secadores concorrente e contracorrente dos experimentos para rotação de 3,6 rpm.

A Figura 4.17 mostra os valores de taxa de secagem para as condições de carregamento mais próximas, ou seja, com a configuração concorrente operando na rotação de 2,5 rpm.

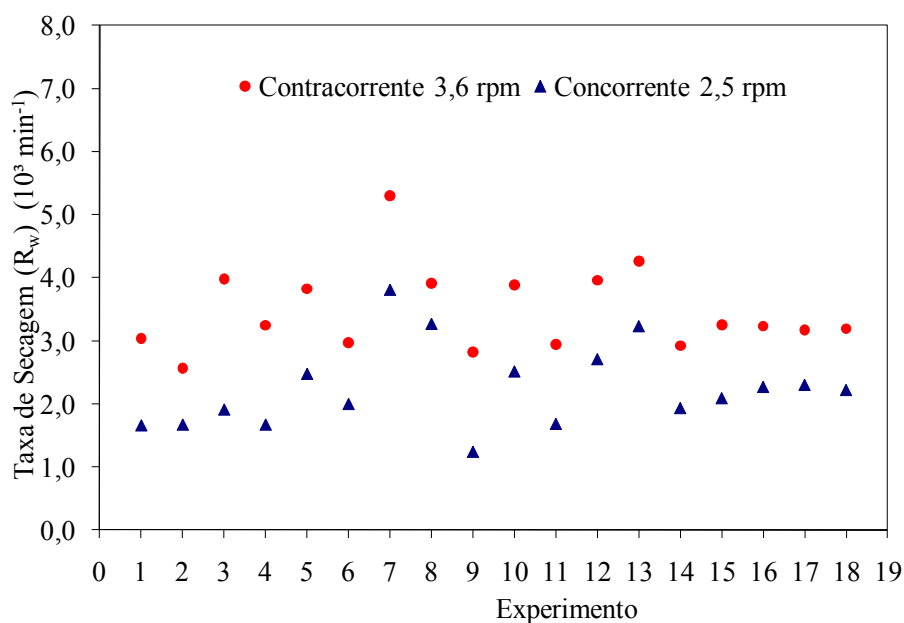


Figura 4.17 - Comparação das taxas de secagem (R_w) dos secadores concorrente com rotação de 2,5 rpm e o secador contracorrente com rotação de 3,6rpm.

A diferença entre os valores de taxa de secagem da configuração contracorrente com rotação de 3,6 rpm comparada com a configuração concorrente operando com 2,5 rpm é ainda maior. Este fato pode ser explicado pelos níveis de carregamento obtidos nesta rotação, ou seja, quando os valores de carregamento se aproximam a vantagem da configuração contracorrente é potencializada.

A Figura 4.18 apresenta a comparação dos resultados da taxa de secagem obtida para o secador concorrente operando nas rotações de 2,5 e 3,6 rpm.

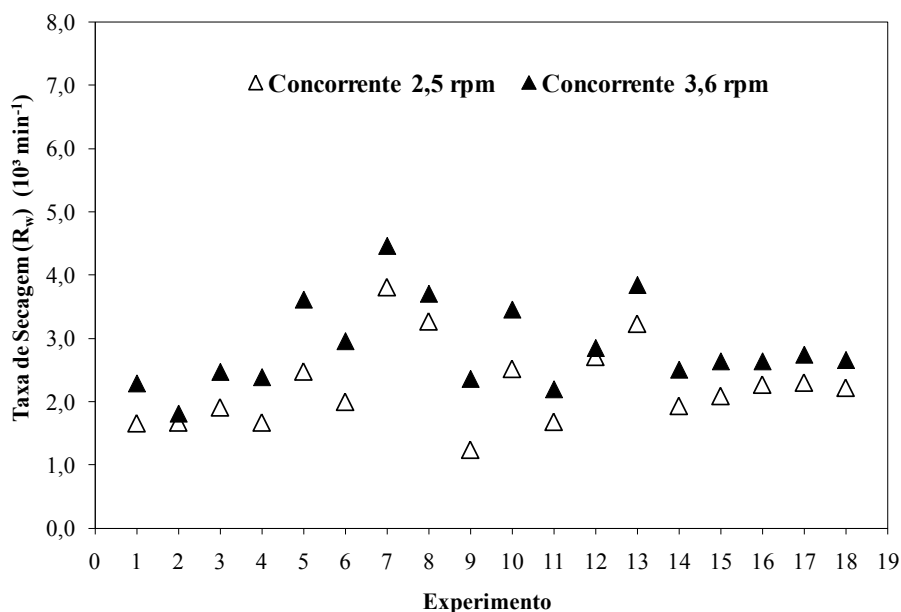


Figura 4.18 - Comparação das taxas de secagem dos experimentos para o secador concorrente operando nas rotações de 3,6 rpm e 2,5 rpm.

Verifica-se maiores taxas de secagem para o secador concorrente operando a 3,6 rpm, ou seja com níveis de carregamento menores.

4.4 - Coeficiente Global Volumétrico de Transferência de Calor

Com as medidas experimentais de temperatura e umidade do ar e do fertilizante na entrada e saída do secador convencional concorrente foi possível fazer o ajuste das equações empíricas para os coeficientes globais de transferência de calor. Assim, a equação proposta por FRIEDMAN e MARSHALL (1949b) para o coeficiente global volumétrico de transferência de calor (U_{va}) (Equação 3.18) e a equação de MYKLESTAD (1963) para o coeficiente de calor perdido (U_P) (Equação 3.19), foram ajustadas aos dados experimentais e utilizadas nos cálculos das distribuições de temperatura e umidade no interior do secador.

Os parâmetros dessas equações foram estimados por regressão não linear utilizando o software Statistica®, sendo os parâmetros estimados pela minimização dos quadrados dos resíduos. Os valores dos parâmetros dessas equações são mostrados na Tabela 4.3 e são também apresentadas nas Equações 4.4 e 4.5. Nesses ajustes, G_f e G_s foram utilizados em kg/s.

Tabela 4.3 - Parâmetros das equações de FRIEDMAN e MARSHALL (1949b) para U_{va} e de MYKLESTAD (1963) para o coeficiente de calor perdido U_p .

$U_{va} \text{ (kJ/m}^3\text{s}^\circ\text{C)}$				$U_p \text{ (kJ/m}^2\text{s}^\circ\text{C)}$		
K_F	m_F	n_F	R^2	K_P	m_P	R^2
1,83	0,89	-0,29	0,9670	0,77	1,29	0,8356

Estes ajustes foram feitos para o secador concorrente operando com velocidade rotacional de 3,6 rpm, para as faixas de valores de velocidade do ar de 1,1 a 3,9 m/s, vazão de sólidos de 0,717 a 1,3 kg/min e temperatura do fluido de 70 a 99°C conforme o planejamento de secagem da Tabela 3.2.

$$U_{va} = 1,83G_f^{0,89}G_s^{-0,29} \quad (4.4)$$

$$U_p = 0,77G_f^{1,29} \quad (4.5)$$

A Figura 4.19 mostra os resultados obtidos do coeficiente global volumétrico de transferência de calor para o secador rotatório concorrente.

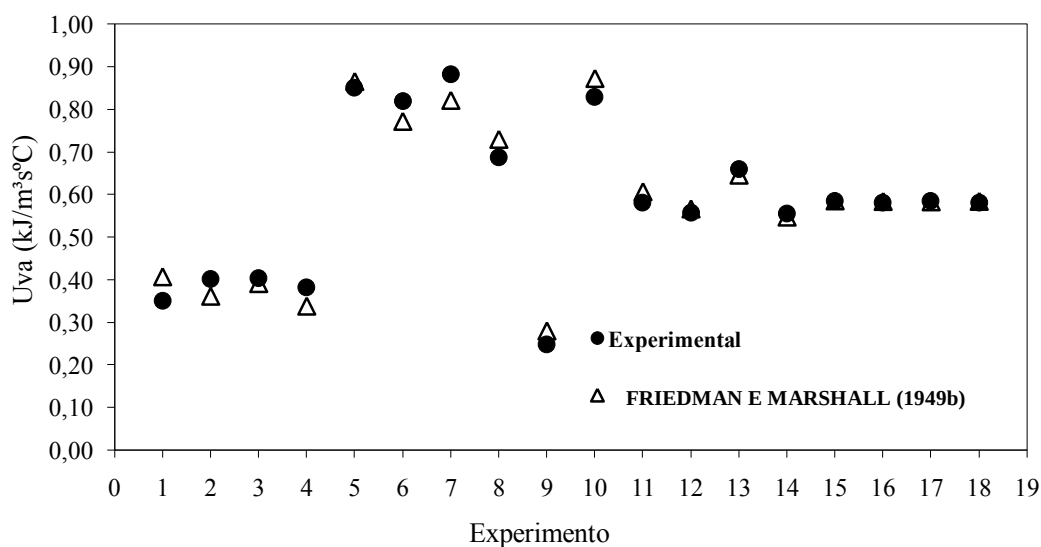


Figura 4. 19 - Coeficiente global volumétrico de transferência de calor do secador rotatório convencional concorrente.

O gráfico dos valores experimentais em função dos valores preditos para o coeficiente global volumétrico de transferência de calor (U_{va}) pode ser visto na Figura 4.20. A Figura 4.21 mostra o gráfico dos valores residuais de U_{va} .

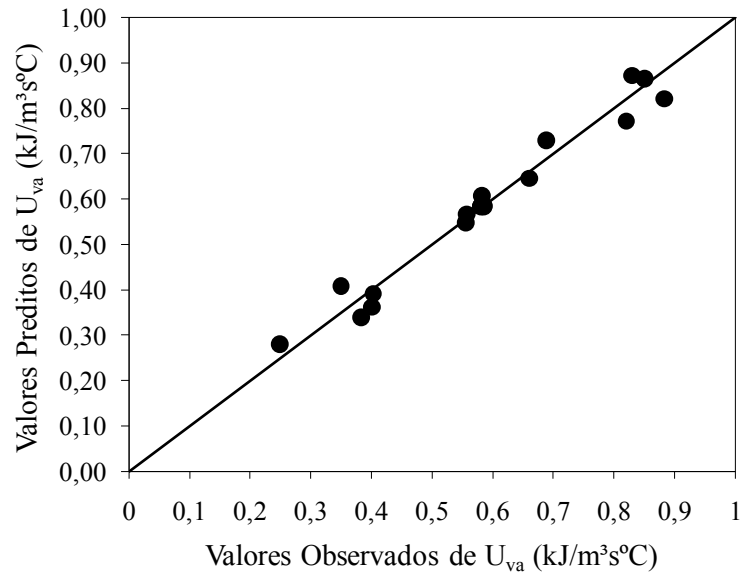


Figura 4.20 - Valores observados em função dos valores preditos pela equação de FRIEDMAN e MARSHALL (1949b), para o coeficiente global volumétrico de transferência de calor no secador rotatório concorrente.

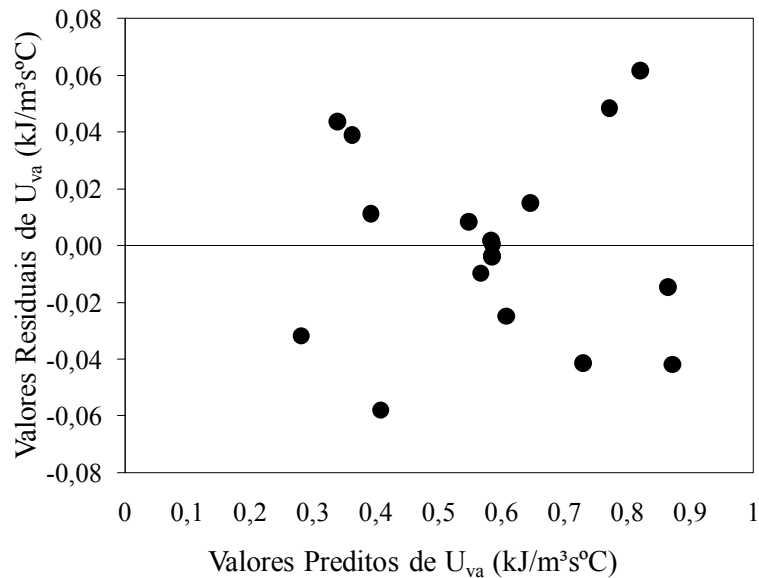


Figura 4.21 - Valores residuais em função dos valores preditos pela equação de FRIEDMAN e MARSHALL (1949b), para o coeficiente global volumétrico de transferência de calor no secador rotatório concorrente.

A Figura 4.22 mostra os resultados obtidos do coeficiente global volumétrico de transferência de calor para o secador rotatório concorrente.

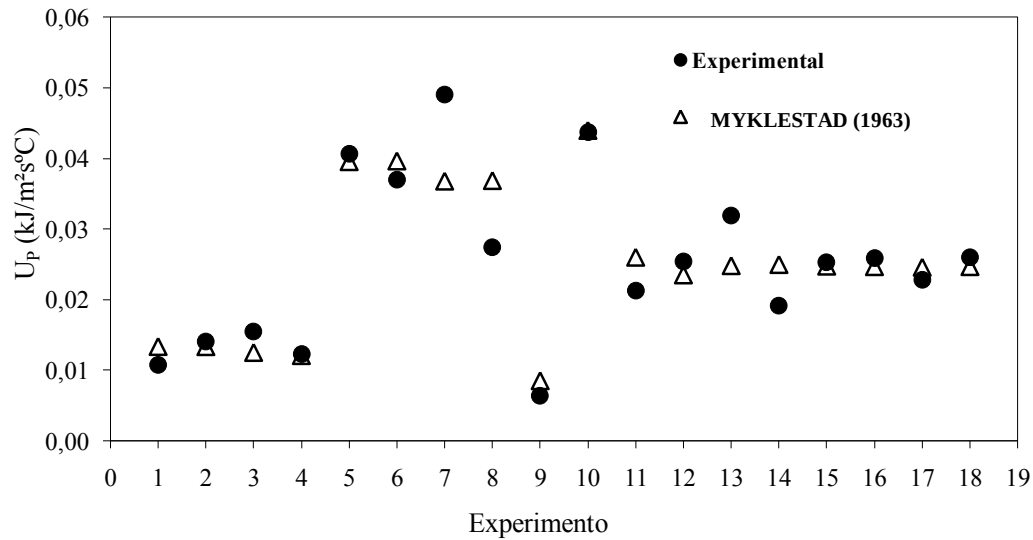


Figura 4.22 - Coeficiente de calor do secador rotatório convencional concorrente.

O gráfico dos valores experimentais em função dos valores preditos para o coeficiente de calor perdido (U_p) pode ser visto na Figura 4.23 e gráfico dos valores residuais na Figura 4.24.

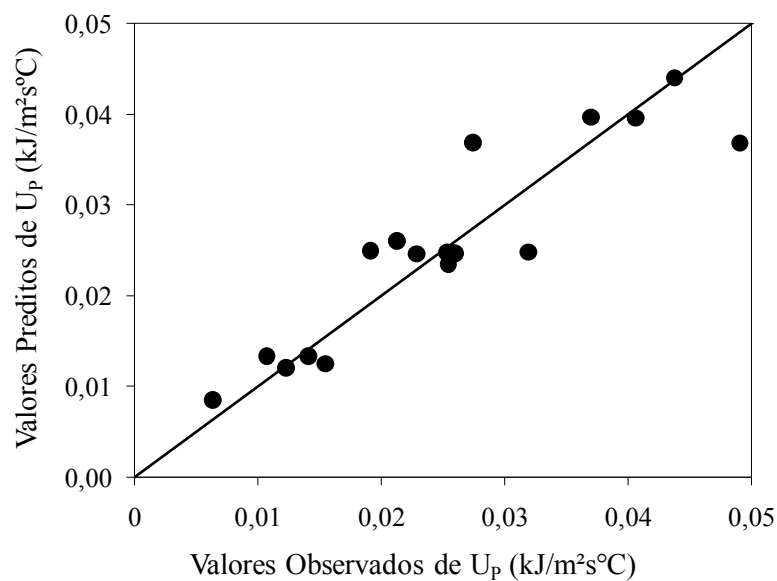


Figura 4.23 - Valores observados em função dos valores preditos pela equação de MYKLESTAD (1963), para o coeficiente de calor perdido.

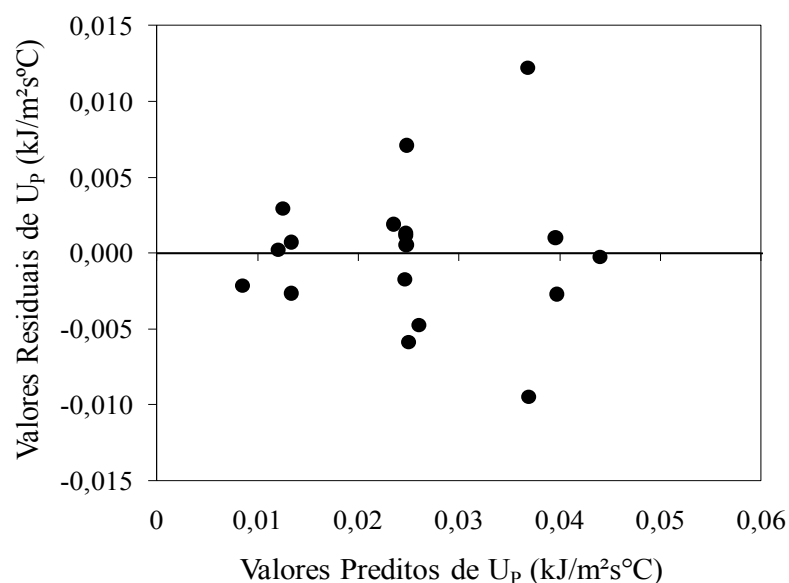


Figura 4.24 - Valores residuais em função dos valores preditos pela equação de MYKLESTAD (1963) para o coeficiente de calor perdido concorrente.

Observando Tabela 4.3 e as Figuras 4.19 a 4.24, é possível concluir que os ajustes da equação de FRIEDMAN e MARSHALL (1949b) para o U_{va} e da equação de MYKLESTAD (1963) para U_p foram satisfatórios.

4.5 - Resultados da Simulação do Modelo Aplicado ao Secador Concorrente

Foi possível realizar a comparação entre os resultados experimentais e os calculados pelo modelo para a umidade do fertilizante, bem como para os perfis de temperatura do ar e do sólido ao longo do secador rotatório na versão convencional concorrente.

As Figuras 4.25 a 4.30 mostram os resultados típicos da comparação entre as distribuições experimentais e os perfis calculados pelo modelo para o secador concorrente nas condições dos experimentos 07 e 10 da Tabela 3.2.

Os resultados típicos dos perfis calculados pelo modelo apresentaram proximidade aos pontos experimentais para o secador rotatório convencional concorrente operando nas condições dos experimentos apresentados (Figura 4.25 e 4.30). Os maiores desvios entre os resultados simulados e experimentais foram obtidos para a temperatura do sólido (Figura 4.26 e 4.29). Alguns dos resultados medidos experimentalmente são inferiores aos previstos por simulação, este resultado era esperado, pois a medida experimental de temperatura dos sólidos é sujeita aos maiores

erros experimentais, associados não apenas à incerteza do instrumento de medida ($0,1^{\circ}\text{C}$), mas também aos erros relacionados às medidas feitas através de técnicas de calorimetria, já que ocorrem perdas de calor para o ambiente durante a medida.

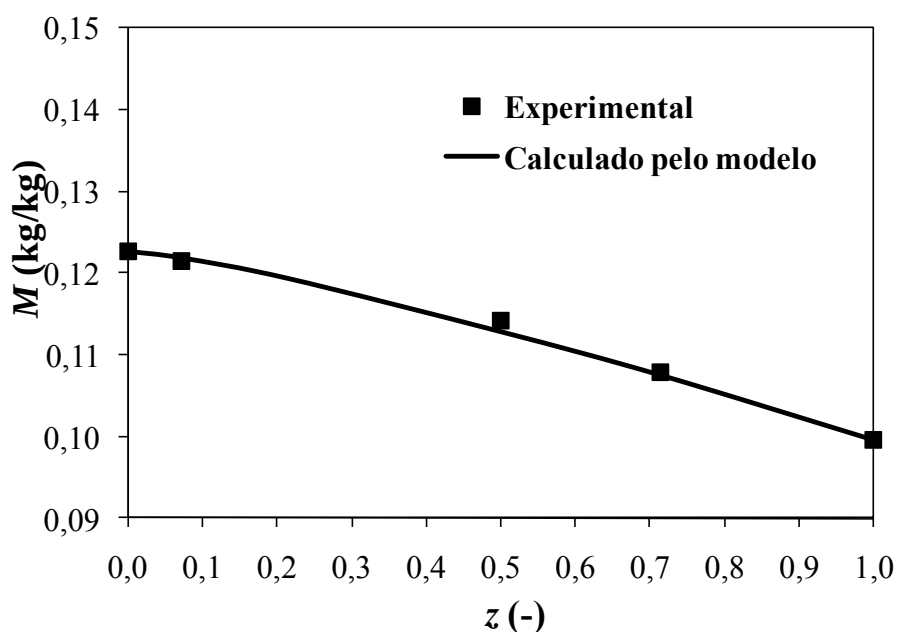


Figura 4.25 - Gráfico típico dos resultados experimentais e calculados pelo modelo, para a umidade do fertilizante nas condições do experimento 07 da Tabela 3.2. [$v_{AR} = 3,5$ m/s; $T_f = 95^{\circ}\text{C}$; $G_{SU} = 0,8$ kg/min]

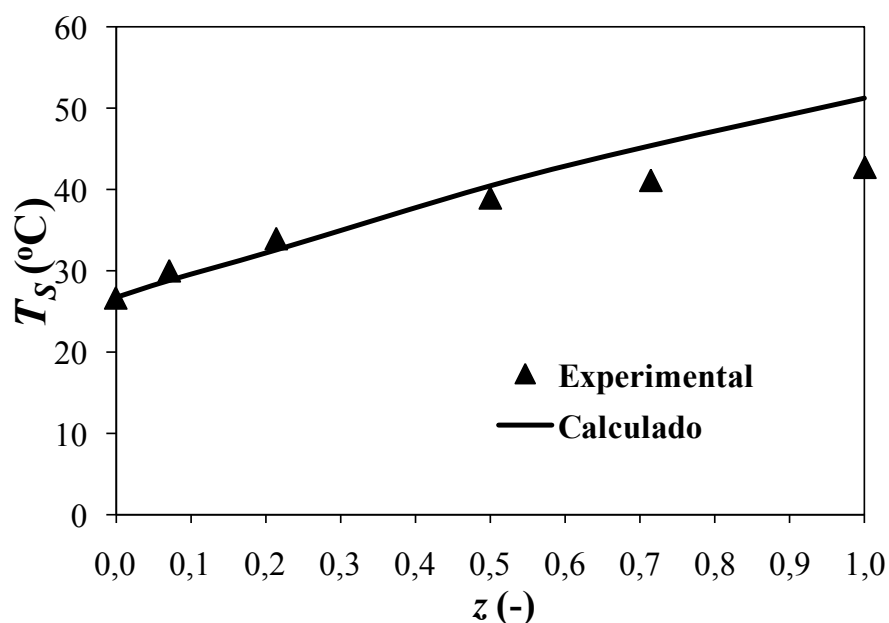


Figura 4.26 - Gráfico típico dos resultados experimentais e calculados pelo modelo, para a temperatura do sólido nas condições do experimento 07 da Tabela 3.2. [$v_{AR} = 3,5$ m/s; $T_f = 95^{\circ}\text{C}$; $G_{SU} = 0,8$ kg/min]

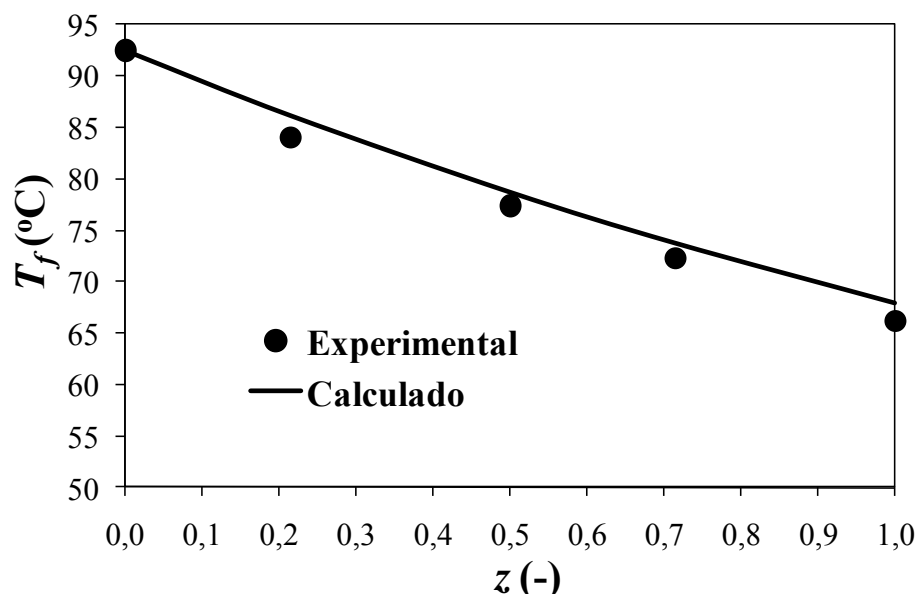


Figura 4.27 - Gráfico típico dos resultados experimentais e calculados pelo modelo, para a temperatura do fluido obtidos nas condições do experimento 07 da Tabela 3.2.

$[v_{AR} = 3,5 \text{ m/s}; T_f = 95 \text{ } ^\circ\text{C}; G_{SU} = 0,8 \text{ kg/min}]$

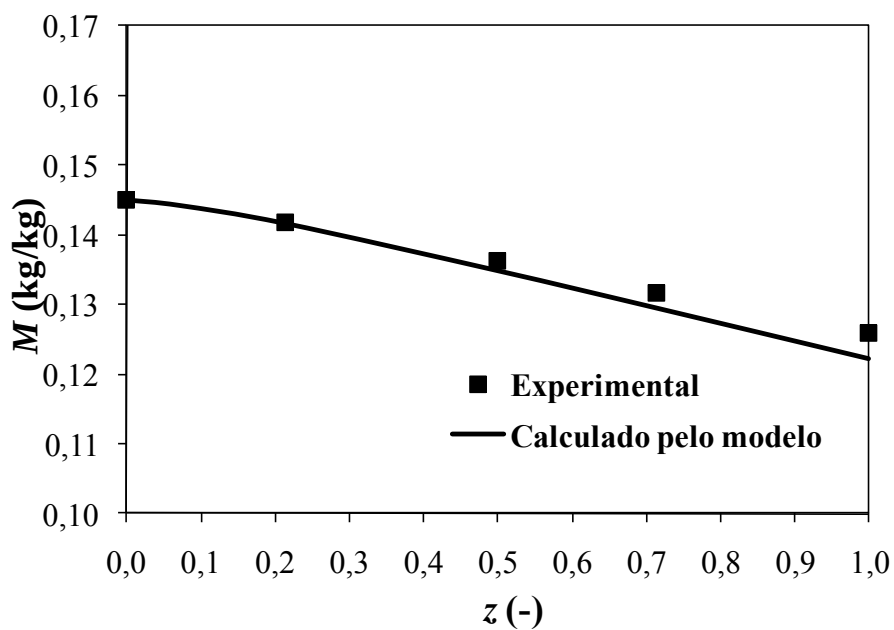


Figura 4.28 - Gráfico típico dos resultados experimentais e calculados pelo modelo, para a umidade do fertilizante nas condições do experimento 10 da Tabela 3.2. $[v_{AR} =$

$3,9 \text{ m/s}; T_f = 85 \text{ } ^\circ\text{C}; G_{SU} = 1,0 \text{ kg/min}]$

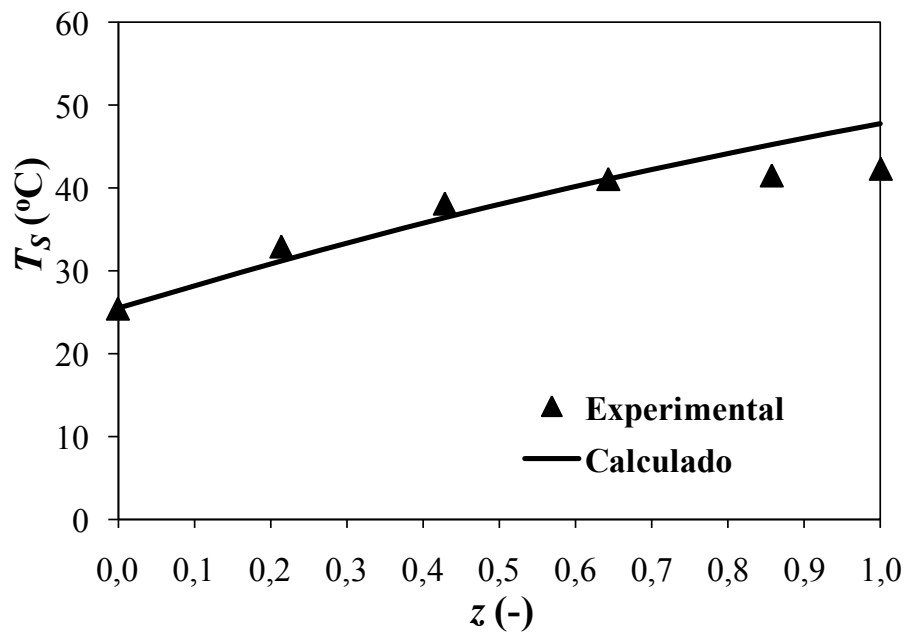


Figura 4.29 - Gráfico típico dos resultados experimentais e calculados pelo modelo, para a temperatura do sólido nas condições do experimento 10 da Tabela 3.2. [$v_{AR} = 3,9$ m/s; $T_f = 85$ °C; $G_{SU} = 1,0$ kg/min]

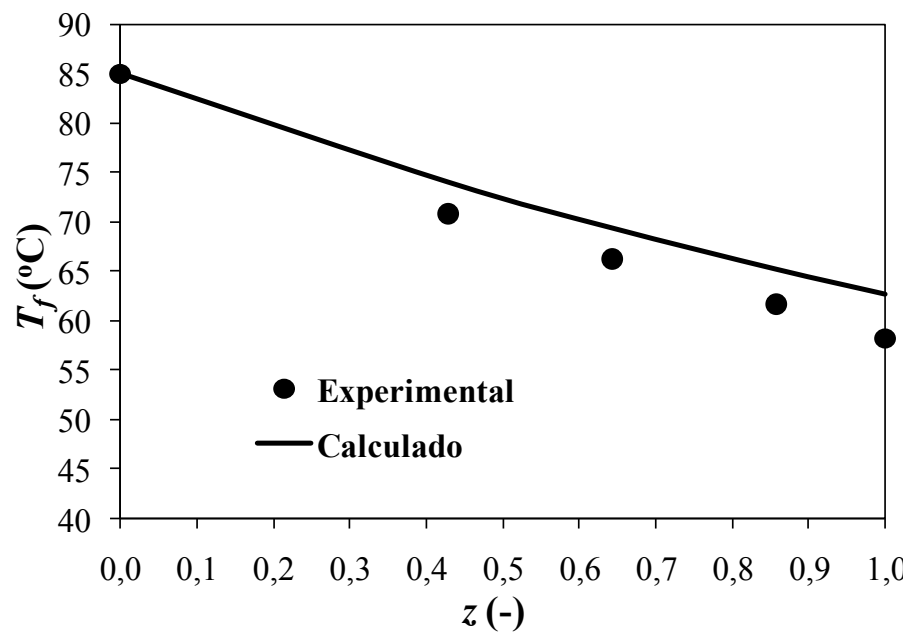


Figura 4.30 - Gráfico típico dos resultados experimentais e calculados pelo modelo, para a temperatura do fluido obtidos nas condições do experimento 10 da Tabela 3.2. [$v_{AR} = 3,9$ m/s; $T_f = 85$ °C; $G_{SU} = 1,0$ kg/min]

A partir dos dados discretos de temperatura e umidade do sólidos ao longo do comprimento do secador (z), e os perfis calculados pelo modelo de secagem, para todos

os experimentos do planejamento mostrado na Tabela 3.2, foi possível comparar os valores de umidade e temperatura do sólido e do ar na saída do secador, ou seja, os resultados finais para cada experimento.

As Figuras 4.31 a 4.33 mostram a comparação entre resultados finais, experimentais e calculados, obtidos na saída do secador rotatório convencional com cascadeamento, para a umidade do sólido e para as temperaturas do sólido e do ar.

Os resultados globais simulados pelo modelo apresentaram boa concordância com os dados experimentais para a maioria dos experimentos. O desvio médio em relação aos resultados experimentais para a umidade final do sólido foi de 2,44%, em valores absolutos, 13,26% para a temperatura de saída do sólido e 9,69% para a temperatura de saída do ar. Os desvios observados podem ser explicados pelas incertezas das medidas e desvios oriundos da imprecisão das correlações empíricas usadas no modelo. Cabe ressaltar que não houve ajuste de parâmetros na comparação dos dados experimentais com os simulados. Os parâmetros foram estimados nos respectivos estudos específicos, que deram origem as equações constitutivas do modelo.

Os experimentos realizados nas condições de velocidade do ar baixas (experimentos 1, 2, 3, 4 e 9) apresentaram maiores desvios entre os resultados preditos e experimentais para a temperatura final do fluido, mostrando que a previsão do calor perdido pode não ter sido adequada para estas condições.

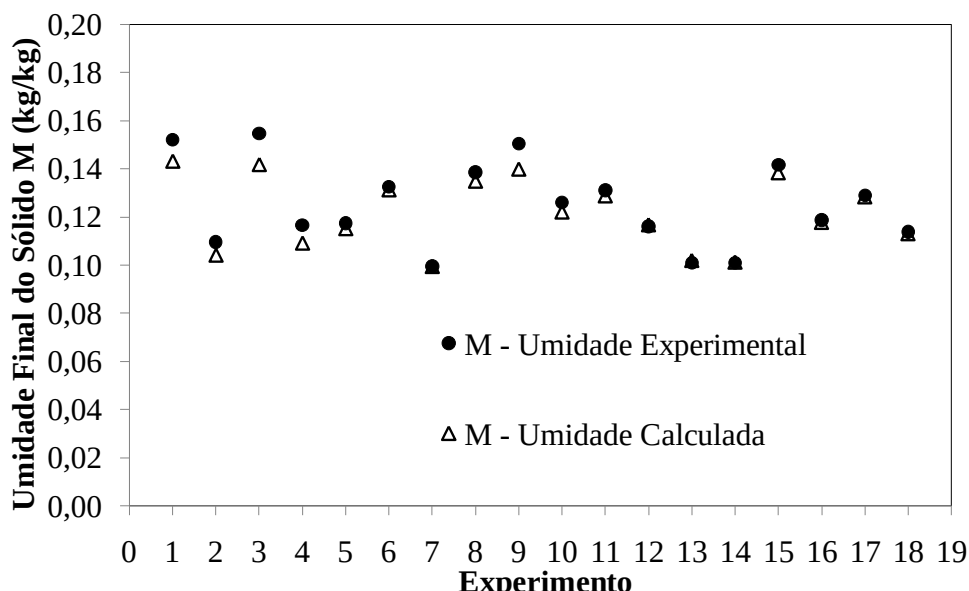


Figura 4.31 - Gráfico dos resultados experimentais e calculados pelo modelo, para a umidade do fertilizante na saída do secador rotatório concorrente, para os experimentos da Tabela 3.2

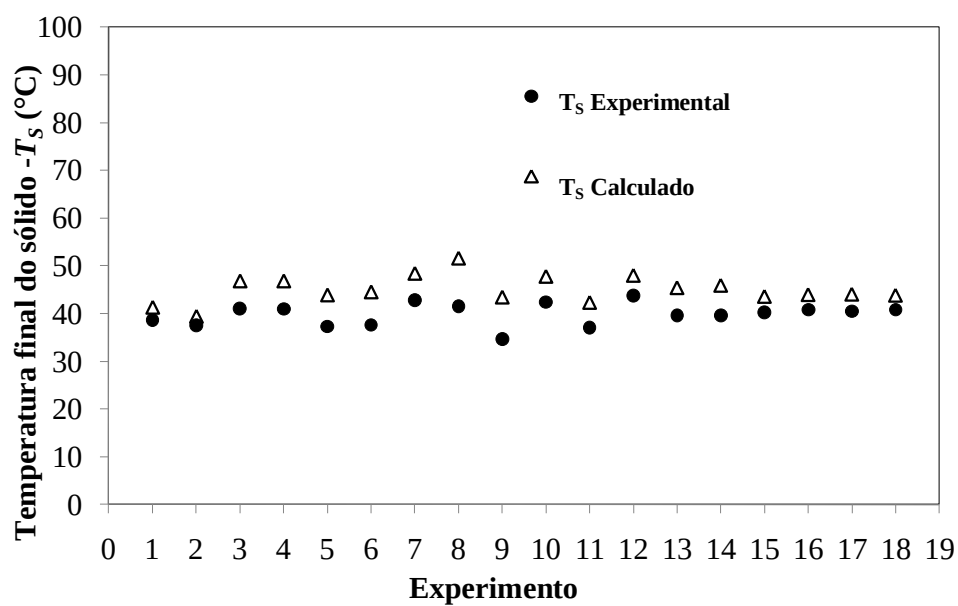


Figura 4.32 - Resultados experimentais e calculados para a temperatura do fertilizante na saída do secador rotatório convencional, para os experimentos da Tabela 3.2.

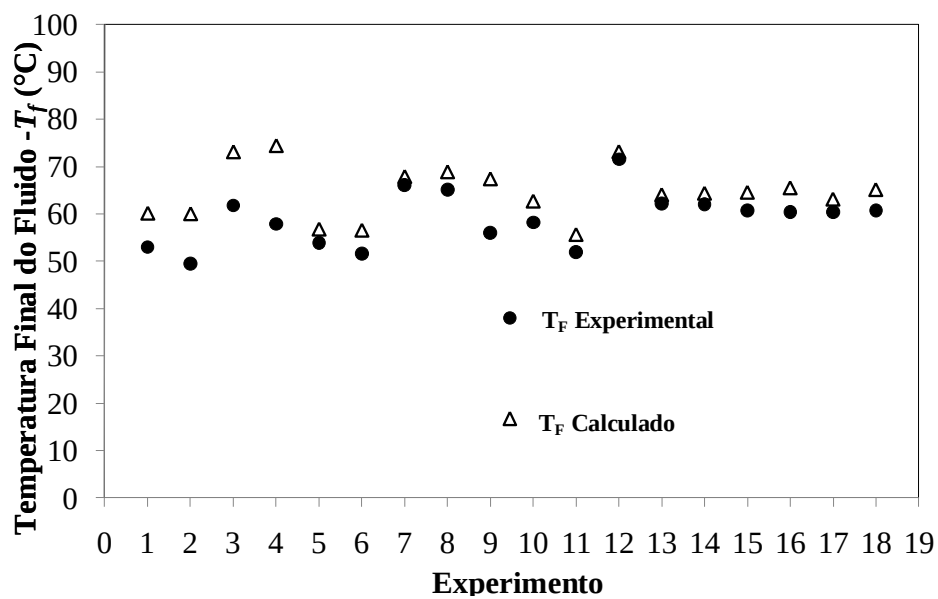


Figura 4.33 - Resultados experimentais e calculados para a temperatura do fluido na saída do secador rotatório convencional, para os experimentos da Tabela 3.2.

CAPITULO 5

CONCLUSÕES

Neste trabalho o desempenho do secador rotatório com cascadeamento na versão concorrente foi comparado com o secador rotatório com cascadeamento na versão contracorrente, nas condições ótimas de secagem. Assim, o estudo das versões convencionais do secador rotatório possibilita a comparação das mesmas com versões não convencionais que estão em desenvolvimento na FEQUI/UFU.

Os ensaios de cinética de secagem obtidos mostraram que o fertilizante utilizado neste trabalho apresentou as mesmas características de cinética de secagem do material utilizado por ARRUDA (2008), sendo assim, as equações ajustadas para umidade de equilíbrio e cinética de secagem neste trabalho que serão também equações constitutivas do modelo utilizado para a simulação dos perfis de temperatura e umidade do sólido dentro do secador, foram as mesmas encontradas por ARRUDA (2008), visto que se comprovou a igualdade das características de secagem do fertilizante.

O tempo de residência e o carregamento de sólidos no secador rotatório concorrente foram avaliados experimentalmente para o fertilizante super fosfato simples e observou-se que a velocidade de rotação, a velocidade do gás de secagem, a vazão de sólidos e o ângulo de inclinação do tambor tiveram influência no tempo médio de residência da partícula e no carregamento de sólidos.

Incrementos na velocidade de rotação, na velocidade de gás e no ângulo de inclinação implicam na redução do tempo médio de residência do sólido e redução do *holdup*. Pequenos incrementos na vazão de sólidos influenciam pouco no aumento do tempo de residência, apesar do significativo acréscimo no *holdup*.

Visando aproximar o carregamento de sólidos no secador concorrente com a configuração contracorrente foram realizados ensaios de secagem na rotação de 2,5 rpm, menor que a versão ótima do contracorrente (3,6 rpm) para que assim fosse possível a comparação dos resultados de secagem para as versões que apresentassem *holdup* próximo.

Foi observado que em geral a taxa de secagem para o secador concorrente foi menor que para o secador contracorrente, ambos operando com as mesmas condições. Além disso, o tempo de residência e o *holdup* do secador concorrente foram menores que o secador contracorrente. Mesmo apresentando menores taxas de secagem o secador

concorrente é utilizado industrialmente por apresentar baixa temperatura de saída do sólido e por isso é recomendado à secagem de produtos termos-sensíveis.

Os ensaios de secagem realizados nas condições em que o secador concorrente opera com carregamento mais próximo ao do secador contracorrente, ou seja, com a diminuição da rotação para 2,5 rpm, verificou-se que houve ainda maior diferença na taxa de secagem do secador concorrente comparado à versão contracorrente, confirmando assim a menor eficiência do equipamento com fluxo de ar concorrente.

O modelo matemático proposto por ARRUDA (2008) adaptado para o secador concorrente, composto por um sistema de equações diferenciais para descrever as distribuições de umidade e temperatura do ar e do sólido ao longo do comprimento do secador rotatório, apresentou resultados satisfatórios para as distribuições de umidade e temperatura simulados quando comparados com os resultados experimentais.

Sugestões para Trabalhos Futuros.

Como trabalhos futuros sugerem-se:

- utilização e avaliação do secador concorrente para outros tipos de materiais,
- o estudo de novas versões do secador rotatório e comparação com as versões convencionais,
- estudo do secador concorrente e contracorrente utilizando fluidodinâmica computacional (CFD) permitindo, assim, uma melhor compreensão dos perfis de temperatura e umidade além de proporcionar a comparação entre os resultados obtidos neste trabalho e em trabalhos anteriores.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ALVAREZ, P. I. e SHENE, C.. Experimental Study of Residence Time in the Direct Rotary Dryer, Drying Technology, n. 12 v. 7-p. 1629-1651, 1994.
- ANDA, Associação Nacional para Difusão de Adubos, www.anda.org.br, 20/12/2009.
- ARRUDA, E. B. Comparação do Desempenho do Secador Roto-Fluidizado com o Secador Rotatório Convencional: Secagem de Fertilizantes, Tese de Doutorado, UFU, Uberlândia/MG, 2008.
- ARRUDA, E. B.; FAÇANHA, J. M. F.; PIRES, L. N.; ASSIS, A. J. and BARROZO, M. A. S.. Fluid Dynamics of Cascading Rotary Dryer with Different Flight Configurations. Mater. Sci. Forum, v. 591, p. 368, 2008.
- ARRUDA, E. B.; FAÇANHA, J. M. F.; PIRES, L. N.; ASSIS, A. J. and BARROZO, M.A.S.. Conventional and modified rotary dryer: Comparison of performance in fertilizer drying. Chemical Engineering and Process Accepted, 2009-b. In press.
- ARRUDA, E. B.; LOBATO, F. S.; ASSIS, A. J. and BARROZO, M. A. S., Modeling of Fertilizer Drying in Roto-Aerated and Conventional Rotary Dryers. Drying Technology, Accepted, 2009-a. In press.
- BAKER, C. G. J. The design of flights in cascading rotary dryers. Drying Technology, v. 6, p 631-653, 1988.
- BAKER, C. G. J.. Cascading rotary dryers. In: MUJUMDAR, A. S. Advances in Drying, Hemisphere, New York, (ed), v. 2, 1983, p. 1-51.
- BARROZO, M. A. S., Transferência de Calor e Massa entre o Ar e Sementes de Soja em Leito Deslizante e Escoamentos Cruzados, Tese de Doutorado, UFSCar, São Carlos-SP, 1995.
- BOX, M. J., HUNTER, W. G. e HUNTER, J. S. Statistics for Experimenters. An Introduction to Design, Data Analysis, and Model Building, John Wiley and Sons, New York, 1978.
- BRASIL. Instituto de Economia Agrícola. Análise e Indicadores do Agronegócio. São Paulo, 2008. v. 3, n.7.
- BRITTON P.F.; SHEEHAN, M.E.; SCHNEIDER, P.A.. A Physical Description of Solids Transport in Flighted Rotary Dryers, Powder Technology, v 165 p.153-160, 2006.
- BROOKER, D. B.; BAKKER-ARKEMA, F. W. e HALL, C. W., Drying Cereal Grains. The Avi Publishing Company, Inc., Westport, 1974.

- BROOKER, D. B.; BAKKER-ARKEMA, F. W. e HALL, C. W., Drying Cereal Grains. The Avi Publishing Company, Inc., Westport, 1974.
- CHEN, C.S. e CLAYTON, J.T., The Effect of Temperature on Sorption Isotherms of Biological Materials. Transactions of the ASAE, Vol. 14(5), p. 927-929, 1971.
- CHUNG, D.S. e FOST, H.B., Adsorption and desorption of Water Vapour by cereal grains and their products Part II. Transactions of the ASAE, Vol. 10(4), p. 549-551, 1967.
- FERNANDES, N. J. Estudo da Fluidodinâmica e de Secagem de um Secador rotatório da Indústria de Fertilizantes. Dissertação de Mestrado, UFU, Uberlândia/MG, 2008.
- FRIEDMAN, S. J.; MARSHAL, W. R.. Studies in rotary drying, Part. I: Holdup and Dusting . Chemical Engineering Progress, v.45, p. 482-573, 1949-a.
- FRIEDMAN, S. J.; MARSHAL, W. R.. Studies in rotary drying. Part II: Heat and mass transfer. Chemical Engineering Progress, 45(9), 573-588, 1949-b.
- GENG F.; YUAN, Z.; YAN, Y.; LUO, D.; WANG, H.; LI, B., CHYANG, C. S.. An experimental study on residence time of tobacco particles in Rotary Dryers. Drying Technology, p. 1-22, Accepted, 2009.
- GLIKIN, P. G. Transport of Solids Through Flighted Rotation Drums. Trans IchemEv. 56, p. 120-126, 1978.
- HENDERSON, J. M. e HENDERSON, S. M. A Computational Procedure for Deep-bed Drying Analysis. Journal of Agricultural Engineerig Research, v. 13, p. 85-95, 1968.
- HENDERSON, S. M. A Basic Concept of Equilibrium Moisture Content. Agricultural Engineerig, v. 33(2), p. 29-31, 1952.
- IGUAZ, A., ESNOZ, A., MARTINEZ, G., LÓPEZ, A., VÍRSEDA, P., Mathematical Modelling and Simulation for the Drying Process of Vegetable Wholesale by-products in a Rotary Dryer. Journal of Food Engineering, v.59, p. 151-160, 2003.
- JOHNSTONE, H. F. and SINGH A. D., Bull. University ILL, v. 324, p. 56, 1940.
- KAMKE, F. A. e WILSON, J. B. Computer simulation of a Rotary Dryer – Part II: “Heat and Mass Transfer”, AIChE Journal, v. 32, p. 269-275, 1986.
- KEEY, R. B. Transport Phenomena. In: Drying Principles and Practice. 1 ed. Pergammon Press, Oxford, England, p. 50 a 76, 1972.
- KELLY, J. J. Bull. Inst. Ind.. Res. Standards, 1968, vol. 5, p. 361.
- KELLY, J. J., Flight design in rotary dryers, Drying Technology, v. 10. p. 979-993, 1992.
- KELLY, J. J.; O'DONNELL, J. P. Chemical Engineering Symposium Series, p. 29 - 38, 1968.

- KEMP, I. C.; OAKLEY, D. E., Modeling of Particulate Drying in Theory and Practice. Drying Technology, v. 20, p. 1699-1750, 2002.
- LABUZA, T. P.; KAAANANE, A.; CHEN, J. Y., Effect of Temperature on the Moisture Sorption Isotherms and Water Activity Shift of Two Dehydrated Foods. Journal of Food Science, v. 50, p. 385-390, 1985.
- LEWIS, W. K. The rate of Drying of Solid Material. Ind. Eng. Chem., Vol. 13, p. 427, 1921.
- LISBOA, M. H. Estudo de Secadores Rotatórios na Secagem de Fertilizantes, Dissertação de Mestrado, UFU, Uberlândia/MG, 2005.
- LISBOA, M. H.; VITORINO, D. S.; DELAIBA, W. B.; FINZER, J. R. D. and BARROZO, M. A. S.. A Study of Particle Motion in Rotary Dryer. Brazilian Journal of Chemical Engineering, v. 24, p. 365, 2007.
- LUZ, G. R.; JORGE, L.M.M.; PARAISO, P.R. e ANDRADE, C. M. G., Modeling and Energetic Analysis of Soybean Meal Drying in the Indirect Rotary Dryer. Chemical Product and Process Modeling, v. 4, Issue 1, 2009.
- MATCHETT, A. J., BAKER, C. G. J. Particle residence times in Cascading rotary dryers. Part 2: Application of the two-stream model to experimental and industrial data, Journal of Separation Process Technology, v. 9, 1988.
- MBAgro, Oferta e demanda de fertilizantes no Brasil: uma avaliação da dependência externa da agricultura brasileira, novembro 2007, http://www.abmra.org.br/marketing/insumos/fertilizantes/oferta_demanda_fertilizantes_mbagro.pdf, 15/11/2009.
- MCCORMIK, P. Y. Gas Velocity Effects on Heat Transfer in Direct Heat Rotary Dryers. Chemical Engineering Progress, v. 56, p. 57-61, 1962.
- MILLER, C. O., SMITH, B. A., SCHUETTE, W. H. Factor Influencing the operation of Rotary Dryers, Trans AIChE, v. 38, p. 841, 1942.
- MOYERS, C. G. and BALDWIN, G. W.. Psychrometry, Evaporative Cooling and Solids Drying. In: PERRY, R. H.; GREEN, D. W.. Perry's Chemical Engineers' Handbook. Nova York, Estados Unidos, Ed. Mac Graw-Hill, 7 th edition, 1999, Cd-ROM, p. 12-1: 12-90.
- MUJUMDAR A.S.; KROKIDA M. and MARINOS-KOURIS D., Rotary Drying. In:____. Handbook of Industrial Drying, 3th edition, p 151-172, 2007.
- MYSKLESTAD, O. Heat and Mass transfer in rotary dryers. Chemical Engineering Progress, v. 13, p. 129-137, 1963.

- NOGUEIRA, A. C. L. Agricultura: O Mercado de Fertilizantes no Brasil, Informações FIPC, p 1-4, 2008.
- NONHEBEL, M. A. G. & MOSS, A. A. H.. Drying of Solids in the Chemical Industry. Butterworths, Londres, Inglaterra, 1971, p. 301.
- OSBORN, G. S.; WHITE, G.M.; SULAIMAN, A.H.; WELTON, L. R., Predicting Equilibrium Moisture Proportions of Soybeans. Transactions of the ASAE. Vol. 32 (6), p. 2109-2113. 1989.
- OVERHULTS, D. G., WHITE, G. M., HAMILTON, H. E., ROSS, I. J., Drying Soybeans with Heated Air. Transactions of the ASAE. p. 112-113, 1973.
- PAGE, G. E., Factors Influencing the Maximum Rates of Air Drying Shelled Corn in Thin-Layer. Indiana-USA, Purdue University, MSc. Dissertation, 1949.
- PERRY, R.H. e CHILTON, C. H. (eds), Chemical Engineers' Handbook, Section 20, 5th ed, McGraw-Hill, Nova York, 1974.
- PLANETA ORGÂNICO, Breve História da Agricultura, <http://www.planetaorganico.com.br/histor.htm> , 20/02/2009.
- PORTER, S. J., The design of Rotary Dryers and Coolers, Transport Institute of Chemical Engineering, v. 41, p. 272-287, 1963.
- PRUTTON, C. F., MILLER, C. O., SCHUETTE, W. H., Trans. AIChE, v. 38, p. 123-141, 1942.
- RANS, W. E., MARSHALL, W. R., Evaporation from drops, Chemical Engineering Process, v. 48, p. 141-146, 1952.
- REVOL, D. BRIENS, C. L., CHABAGNO, J. M., The Design of Flights in Rotary Dryers, Powder Technology, v.121, p. 230-238, 2001.
- SAEMAN, W. C.; MITCHELL, T. R. Jr.. Analysis of Rotary Dryer and Cooler performance, Chemical Engineering Progress, v. 50, p. 467-475, 1954.
- SCHOFIELD, F. R.; GLIKIN, P. G.. Rotary coolers for granular fertilizer, Chemical and Process Engineering Resources, v. 40, p. 183, 1962.
- SONG, Y.. Solid Transportation, Heat and Mass Transfer in Rotary Dryers, University of Ottawa, Ottawa. M.Sc. Dissertation, p 85 :87, 2003.
- THOMPSON, T. L.; PEART, T. M.; FOSTER, G. H. Mathematical Simulation of Corn Drying – a New Model. Transactions of the ASAE, v.11, p.582-586, 1968.
- VAN-PUYVELD, D. R. Modelling the Hold-up of Lifters in Rotary Dryers. Chemical Engineering Research and Design, Granular Flow Research, Canberra, Australia, p. 226-232, 2009.

WANG, F. Y.; CAMERON, I. T; LITSTER, J. D.; RUDOLPH, V.. A Fundamental Study on Particle Transport Through Rotary Dryers for Flight Design and System Optimisation. Drying Technology, v. 13 (5-7), p. 1261-1278, 1995.

ANEXO A

RESULTADOS EXPERIMENTAIS DE CINÉTICA DE SECAGEM EM CAMADA FINA DO FERTILIZANTE SUPER FOSFATO SIMPLES REALIZADOS POR ARRUDA (2008)

Tabela Anexo A1 - Resultados experimentais dos experimentos A10 e A12.

Experimento A10			Experimento A12		
$T_f = 80,0\text{ }^{\circ}\text{C}$		$v_F = 3,0\text{ (m/s)}$	$T_f = 80,0\text{ }^{\circ}\text{C}$		$v_F = 3,0\text{ (m/s)}$
$M_{eq} = 0,0181\text{ kg/kg}$			$M_{eq} = 0,0148\text{ kg/kg}$		
tempo	M	MR	tempo	M	MR
(s)	(kg/kg)	(-)	(s)	(kg/kg)	(-)
0	0,1335	1	0	0,1430	1,0000
60	0,0875	0,611192	30	0,1038	0,6853
180	0,0637	0,410378	60	0,0862	0,5439
300	0,0516	0,307835	90	0,0739	0,4458
420	0,0432	0,237337	120	0,0671	0,3911
600	0,0379	0,192475	240	0,0509	0,2611
900	0,0339	0,158294	360	0,0404	0,1767
1200	0,0296	0,121976	600	0,0321	0,1106
1500	0,0276	0,104886	900	0,0270	0,0695
1800	0,0260	0,092068	1200	0,0239	0,0445
2400	0,0245	0,07925	1800	0,0205	0,0171
3000	0,0235	0,070705	2400	0,0193	0,0080
3600	0,0228	0,064296	3600	0,0185	0,0011
4500	0,0217	0,055751	4800	0,0173	-0,0080
5400	0,0207	0,047206	6000	0,0162	-0,0171
6300	0,0202	0,042933	7200	0,0162	-0,0171
7200	0,0192	0,034388	8400	0,0159	-0,0194
8100	0,0185	0,027979	9600	0,0156	-0,0217
9000	0,0182	0,025842	10800	0,0156	-0,0217
9900	0,0177	0,02157	12000	0,0156	-0,0217
10800	0,0174	0,019434	13200	0,0156	-0,0217
12000	0,0169	0,015161	14400	0,0156	-0,0217

ANEXO B

RESULTADOS EXPERIMENTAIS DO SECADOR ROTATÓRIO CONTRACORRENTE ESTUDADO POR ARRUDA (2008)

Tabela Anexo B1 - Resultados experimentais de secagem para o secador rotatório convencional com 6 suspensores de 3 segmentos (2x0,7x0,7cm) operando com rotação $N_R = 3,6$ rpm e inclinação $\alpha = 3^\circ$.

Exp.	v_{AR}	T_{f0}	G_{SU}	$\bar{\tau}$	Y_0	Y	UR_0	UR	T_f	T_{S0}	T_S	M_0	M	R_w
	m/s	°C	kg/min	min	g _{vp} /kg _{AS}	g _{vp} /kg _{AS}	(-)	(-)	°C	°C	°C	kg/kg	kg/kg	10 ³ min ⁻¹
1	1,5	75	0,8	5,6	24,32	37,82	0,59	0,74	52,2	26,72	35,06	0,1557	0,1387	3,04
2	1,5	75	1,2	5,45	19,79	39,72	0,528	0,87	50,8	26,72	32,85	0,1567	0,1427	2,57
3	1,5	95	0,8	5,6	18,68	22,82	0,425	0,51	70,4	24,77	37,71	0,1596	0,1373	3,98
4	1,5	95	1,2	5,45	18,27	22,63	0,419	0,51	67,1	26,72	37,42	0,1581	0,1404	3,25
5	3,5	75	0,8	6,3	12,45	18,18	0,395	0,64	55,4	25,99	34,45	0,1536	0,1295	3,83
6	3,5	75	1,2	6,0	15,89	18,82	0,464	0,63	54,5	25,87	33,56	0,1495	0,1317	2,97
7	3,5	95	0,8	6,3	15,06	17,56	0,388	0,49	70,9	25,87	38,68	0,1697	0,1363	5,30
8	3,5	95	1,2	6,0	15,89	18,57	0,384	0,51	68,1	26,03	38,32	0,1588	0,1353	3,92
9	1,1	85	1	5,1	9,11	16,25	0,282	0,6	54,3	22,49	29,53	0,1594	0,145	2,82
10	3,9	85	1	5,9	7,9	16,17	0,252	0,63	60,3	22,45	30,51	0,1636	0,1407	3,88
11	2,5	71	1	5,2	13,18	19,76	0,432	0,68	51,8	25,43	32,44	0,1542	0,1389	2,94
12	2,5	99	1	5,2	10,88	19,37	0,279	0,56	68,6	25,43	38,85	0,1496	0,129	3,96
13	2,5	85	0,7	5,3	10,61	19,51	0,314	0,59	63,8	27,93	40,42	0,1409	0,1183	4,26
14	2,5	85	1,3	5,1	10,21	17,81	0,306	0,64	54,7	24,32	30,19	0,1391	0,1242	2,92
15	2,5	85	1	5,2	12,34	18,45	0,28	0,61	58,9	28,97	36,66	0,1372	0,1203	3,25
16	2,5	85	1	5,2	12,44	18,92	0,355	0,61	58,7	24,16	31,54	0,1375	0,1207	3,23
17	2,5	85	1	5,2	12,44	18,92	0,355	0,61	58,7	25,03	32,58	0,1374	0,1209	3,17
18	2,5	85	1	5,2	12,44	18,92	0,355	0,61	58,7	24,20	32,13	0,137	0,1204	3,19

APÊNDICE A

RESULTADOS EXPERIMENTAIS DE CINÉTICA DE SECAGEM EM CAMADA FINA DO FERTILIZANTE SUPER FOSFATO SIMPLES

Tabela ApêndiceA1 - Resultados experimentais de cinética em camada fina dos experimentos

B09e B10.

Experimento B09			Experimento B10		
$T_f = 80,0\text{ }^{\circ}\text{C}$ $v_F = 3,0\text{ m/s}$			$T_f = 80,0\text{ }^{\circ}\text{C}$ $v_F = 3,0\text{ m/s}$		
$M_{eq} = 0,0162\text{ kg/kg}$			$M_{eq} = 0,0162\text{ kg/kg}$		
tempo	M	MR	tempo	M	MR
(s)	(kg/kg)	(-)	(s)	(kg/kg)	(-)
0	0,1604	1,0000	0	0,1627	1,0000
30	0,1304	0,7923	30	0,1318	0,7888
60	0,1160	0,6923	60	0,1193	0,7038
90	0,1067	0,6277	90	0,1113	0,6491
120	0,0989	0,5738	120	0,1044	0,6020
240	0,0841	0,4708	240	0,0877	0,4880
360	0,0741	0,4015	360	0,0772	0,4166
600	0,0606	0,3077	600	0,0637	0,3240
900	0,0479	0,2200	900	0,0525	0,2480
1200	0,0446	0,1969	1200	0,0450	0,1963
1800	0,0362	0,1384	1800	0,0367	0,1401
2400	0,0335	0,1200	2400	0,0332	0,1158
3600	0,0302	0,0969	3600	0,0292	0,0885
4800	0,0284	0,0846	4800	0,0274	0,0763
6000	0,0273	0,0769	6000	0,0256	0,0642
7200	0,0262	0,0692	7200	0,0247	0,0581
8400	0,0251	0,0615	8400	0,0238	0,0520
9600	0,0244	0,0569	9600	0,0232	0,0475
10800	0,0237	0,0523	10800	0,0225	0,0429
12000	0,0231	0,0477	12000	0,0218	0,0383
13200	0,0226	0,0446	13200	0,0214	0,0353
14400	0,0222	0,0415	14400	0,0211	0,0338

Tabela Apêndice A2 - Resultados experimentais de cinética em camada fina dos experimentos B11 e B12.

Experimento B11			Experimento B12		
$T_f = 80,0\text{ }^{\circ}\text{C}$ $v_F = 3,0\text{ m/s}$			$T_f = 80,0\text{ }^{\circ}\text{C}$ $v_F = 3,0\text{ m/s}$		
$M_{eq} = 0,0162\text{ kg/kg}$			$M_{eq} = 0,0162\text{ kg/kg}$		
tempo	M	MR	tempo	M	MR
(s)	(kg/kg)	(-)	(s)	(kg/kg)	(-)
0	0,1656	1,0000	0	0,1635	1,0000
30	0,1342	0,7897	30	0,1328	0,7916
60	0,1206	0,6987	60	0,1190	0,6980
90	0,1112	0,6360	90	0,1105	0,6406
120	0,1034	0,5838	120	0,1034	0,5923
240	0,0874	0,4764	240	0,0865	0,4775
360	0,0767	0,4048	360	0,0767	0,4110
600	0,0633	0,3153	600	0,0627	0,3159
900	0,0533	0,2481	900	0,0523	0,2449
1200	0,0466	0,2034	1200	0,0465	0,2057
1800	0,0388	0,1512	1800	0,0378	0,1468
2400	0,0343	0,1213	2400	0,0338	0,1196
3600	0,0308	0,0975	3600	0,0309	0,0999
4800	0,0290	0,0855	4800	0,0294	0,0894
6000	0,0272	0,0736	6000	0,0271	0,0743
7200	0,0265	0,0691	7200	0,0265	0,0697
8400	0,0256	0,0632	8400	0,0258	0,0652
9600	0,0250	0,0587	9600	0,0251	0,0607
10800	0,0243	0,0542	10800	0,0242	0,0546
12000	0,0236	0,0497	12000	0,0236	0,0501
13200	0,0230	0,0453	13200	0,0229	0,0456
14400	0,0225	0,0423	14400	0,0227	0,0441

APÊNDICE B

RESULTADOS EXPERIMENTAIS DA FLUIDODINÂMICA DO SECADOR ROTATÓRIO CONCORRENTE

Tabela Apêndice B1 - Resultados experimentais do Tempo de Residência (τ) e *Holdup* (H^*) para o secador rotatório concorrente..

NR (rpm)	v_{ar} (m/s)	Gsu (Kg/min)	α (°)	τ_1 (min)	τ_2 (min)	τ_3 (min)	H^*_1 (Kg)	H^*_2 (Kg)	H^*_3 (Kg)
5,0	2,5	1,0	3,0	3,79	3,59	3,67	3,34	3,21	3,20
4,5	2,5	1,0	3,0	3,99	3,99	3,97	3,28	3,33	3,51
4,0	2,5	1,0	3,0	4,14	4,44	4,32	3,79	3,83	3,94
3,6	2,5	1,0	3,0	4,54	4,75	4,84	3,99	3,89	4,40
3,0	2,5	1,0	3,0	5,57	5,46	5,23	4,97	4,87	4,78
2,5	2,5	1,0	3,0	6,28	6,13	6,47	6,29	6,18	5,88
2,0	2,5	1,0	3,0	7,53	7,65	7,61	7,07	7,18	7,05
3,6	1,1	1,0	3,0	5,31	6,00	5,01	4,67	-	4,50
3,6	1,5	1,0	3,0	5,14	5,14	5,00	4,65	4,65	-
3,6	2,0	1,0	3,0	4,84	4,94	4,80	-	4,55	4,60
3,6	2,5	1,0	3,0	4,54	4,75	4,84	3,99	3,89	-
3,6	3,0	1,0	3,0	4,15	4,19	4,31	3,60	3,54	3,65
3,6	3,5	1,0	3,0	4,27	4,10	4,23	-	3,55	3,61
3,6	3,9	1,0	3,0	3,71	4,01	4,03	3,28	3,12	3,01
3,6	2,5	0,6	3,0	3,98	4,10	4,42	1,89	2,00	-
3,6	2,5	0,7	3,0	3,99	4,20	4,44	2,81	2,80	2,90
3,6	2,5	0,8	3,0	4,47	4,58	4,40	3,22	3,10	2,99
3,6	2,5	1,0	3,0	4,54	-	4,65	3,99	3,89	4,27
3,6	2,5	1,3	3,0	4,80	4,59	4,53	5,08	4,95	5,00
3,6	2,5	1,4	3,0	4,59	4,85	4,58	5,90	5,96	5,89
3,6	2,5	1,0	1,0	8,51	8,96	8,34	8,95	8,66	9,13
3,6	2,5	1,0	1,5	6,93	6,92	7,18	6,29	6,46	6,57
3,6	2,5	1,0	2,0	5,94	5,90	6,21	6,50	6,20	6,30
3,6	2,5	1,0	2,5	5,30	5,35	5,13	4,88	4,96	4,87
3,6	2,5	1,0	3,0	4,54	4,75	4,84	3,99	3,89	4,40

APÊNDICE C

RESULTADOS EXPERIMENTAIS DE SECAGEM DO SECADOR CONCORRENTE

Tabela Apêndice C1 - Resultados experimentais de secagem para o secador rotatório convencional concorrente com 6 suspensores de 3 segmentos (2x0,7x0,7cm) operando com rotação $N_R = 3,6$ rpm e inclinação $\alpha = 3^\circ$.

Exp.	v_{AR}	T_{f0}	G_{SU}	$\bar{\tau}$	Y_0	Y	UR_0	UR	T_f	T_{S0}	T_S	M_0	M	R_W
	m/s	°C	kg/min	min	g_{vp}/kg_{AS}	g_{vp}/kg_{AS}	(-)	(-)	°C	°C	°C	kg/kg	kg/kg	10^3 min^{-1}
1	1,5	75	0,8	4,95	0,0086	0,0161	52,33	69,53	53,0	26,0	38,7	0,1662	0,1521	2,2828
2	1,5	75	1,2	5,04	0,0082	0,0177	56,1	70,04	49,5	24,0	37,5	0,1216	0,1095	1,8056
3	1,5	95	0,8	4,95	0,0104	0,0253	77,78	77,72	61,8	25,4	41,1	0,1743	0,1547	2,4646
4	1,5	95	1,2	5,04	0,0206	0,0294	64,67	65,45	57,9	25,4	41,0	0,1360	0,1166	2,3810
5	3,5	75	0,8	3,77	0,0119	0,0246	57	72,7	53,9	26,2	37,3	0,1329	0,1175	3,6074
6	3,5	75	1,2	4,00	0,0119	0,0218	57	70,88	51,6	26,8	37,6	0,1510	0,1326	2,9500
7	3,5	95	0,8	3,77	0,0121	0,0323	49,33	72,23	66,1	26,7	42,8	0,1226	0,0996	4,4562
8	3,5	95	1,2	4,0	0,0121	0,0244	49,33	64,78	65,2	26,1	41,5	0,1646	0,1386	3,7000
9	1,1	85	1	5,3	0,0089	0,0183	73,7	76,37	56,0	25,9	34,7	0,1676	0,1505	2,3540
10	3,9	85	1	3,71	0,0129	0,0199	66,670	70,2	58,2	25,5	42,4	0,1451	0,1260	3,4501
11	2,5	71	1	4,75	0,0131	0,0204	60	70,92	52,0	27,1	37,1	0,1470	0,1311	2,1895
12	2,5	99	1	4,75	0,0129	0,0437	66,670	82,67	71,6	23,0	43,8	0,1452	0,1161	2,8421
13	2,5	85	0,7	4,69	0,0099	0,0178	40,5	63,84	62,2	25,5	39,6	0,1220	0,1010	3,8380
14	2,5	85	1,3	4,8	0,0099	0,0161	40,5	63,72	62,1	25,5	39,6	0,1214	0,1010	2,5000
15	2,5	85	1	4,75	0,0131	0,0187	60	67,39	60,8	23,2	40,3	0,1647	0,1417	2,6316
16	2,5	85	1	4,75	0,0115	0,0237	50	68,49	60,4	23,1	40,8	0,1415	0,1188	2,6316
17	2,5	85	1	4,75	0,0115	0,0275	50	72,58	60,4	28,6	40,5	0,1521	0,1290	2,7368
18	2,5	85	1	4,75	0,0115	0,0197	50	63,95	60,8	23,2	40,8	0,1347	0,1138	2,6526

Tabela Apêndice C2 - Resultados experimentais de secagem para o secador rotatório convencional concorrente com 6 suspensores de 3 segmentos (2x0,7x0,7cm) operando com rotação $N_R = 2,5$ rpm e inclinação $\alpha = 3^\circ$.

Exp.	v_{AR}	T_{f0}	G_{SU}	$\bar{\tau}$	Y_0	Y	UR_0	UR	T_f	T_{S0}	T_S	M_0	M	R_W
	m/s	°C	kg/min	min	g_{vp}/kg_{AS}	g_{vp}/kg_{AS}	(-)	(-)	°C	°C	°C	kg/kg	kg/kg	min^{-1}
1	1,5	75	0,8	6,76	0,0165	0,0212	70,33	75,41	45,4	24,0	32,1	0,1213	0,1101	1,6568
2	1,5	75	1,2	6,47	0,0165	0,0171	70,33	70,72	44,7	24,0	31,0	0,1264	0,1156	1,6692
3	1,5	95	0,8	6,76	0,0156	0,025	90,67	76,41	49,7	25,2	34,6	0,1324	0,1195	1,9083
4	1,5	95	1,2	6,47	0,0156	0,0226	90,67	72,58	50,8	25,2	34,8	0,1314	0,1206	1,6692
5	3,5	75	0,8	5,17	0,0098	0,0171	76,85	68,74	45,3	22,9	29,8	0,1331	0,1203	2,4758
6	3,5	75	1,2	5,66	0,0143	0,0159	64,00	66,48	45,3	25,9	30,4	0,1381	0,1268	1,9965
7	3,5	95	0,8	5,17	0,0098	0,0153	76,85	59,81	51,6	22,9	32,4	0,1341	0,1144	3,8104
8	3,5	95	1,2	5,66	0,0143	0,0192	64,00	66,36	52,3	25,0	32,6	0,1419	0,1234	3,2686
9	1,1	85	1,0	7,27	0,0134	0,0229	51,00	76,38	46,8	28,8	35,1	0,1339	0,1249	1,2380
10	3,9	85	1,0	5,81	0,0132	0,0132	67,67	57,39	48,8	23,0	31,6	0,1321	0,1175	2,5129
11	2,5	71	1,0	6,13	0,0134	0,0121	51,00	54,58	48,80	28,8	32,0	0,1291	0,1188	1,6803
12	2,5	99	1,0	6,13	0,0132	0,0249	67,67	73,6	53,2	23,0	32,3	0,1334	0,1168	2,7080
13	2,5	85	0,7	5,88	0,0105	0,0192	43,50	68,00	49,9	23,9	34,3	0,1220	0,1030	3,2313
14	2,5	85	1,3	6,11	0,0105	0,0182	43,50	67,70	41,7	23,9	31,3	0,1191	0,1073	1,9313
15	2,5	85	1,0	6,13	0,0137	0,0227	50,33	73,04	50,5	26,8	31,3	0,1193	0,1065	2,0881
16	2,5	85	1,0	6,13	0,0137	0,0227	50,33	73,04	50,5	26,8	35,5	0,1192	0,1053	2,2675
17	2,5	85	1,0	6,13	0,016	0,0202	48,67	67,56	52,8	29,0	35,5	0,1343	0,1202	2,3002
18	2,5	85	1,0	6,13	0,0137	0,0242	50,33	73,62	52	29,00	33,10	0,1294	0,1158	2,2186