

ESTUDO EXPERIMENTAL E DE SIMULAÇÃO DA FLUIDODINÂMICA EM SECADORES ROTATÓRIOS COM CASCATEAMENTO – PARTE 2

ISABELE CRISTINA BICALHO¹, CLÁUDIO ROBERTO DUARTE², BEATRIZ CRISTINA SILVÉRIO³, MARCOS ANTÔNIO DE SOUZA BARROZO⁴

Resumo: Secadores rotatórios representam um dos grandes desafios da modelagem de secadores, especialmente no que diz respeito à carga e movimento do material particulado. O contato íntimo entre o fluido e o sólido é fundamental para que se obtenha um produto que atenda às especificações de umidade adotadas pelos órgãos reguladores, além de facilitar o transporte e o armazenamento. A operação de secagem apresenta altos custos como à utilização de mão de obra, o tempo de secagem e, principalmente, o consumo de energia. Nesse contexto, o estudo da fluidodinâmica do escoamento das partículas é importante, sendo o objetivo deste trabalho analisar a influência da velocidade de rotação, da velocidade do gás de secagem, da vazão de sólidos e do ângulo de inclinação do tambor sobre o tempo de residência e o carregamento de sólidos do secador rotatório concorrente, e comparar o seu desempenho operado na configuração contracorrente. Além dos estudos experimentais, também foi possível realizar a simulação via CFD, a fim de se avaliar a dinâmica das partículas no interior do secador.

Palavras-chave: secador rotatório, fluidodinâmica, secagem, CFD.

Abstract: Rotary dryers are one of the great challenges of modeling of dryers, especially with regard to the loading and movement of particulate matter. The intimate contact between the fluid and solid is essential in order to obtain a product that meets specifications of moisture taken by regulatory agencies, and facilitate transport and storage. The drying operation has high costs like the use of labor, the drying time and, especially, the power consumption. In this context, the study of fluid dynamics of flow of particles is important, as this paper aims to analyze the influence of rotational speed, the speed of drying gas, the flow of solids and the angle of the barrel over the residence time and loading the dryer rotating solid concurrent, and compare its performance operated in countercurrent configuration. In experimental studies, it was also possible to perform the simulation via CFD, in order to assess the dynamics of particles inside the dryer.

Keywords: rotary dryer, fluid dynamics, drying, CFD.

¹Faculdade de Engenharia Química, UFU, email: isabelebicalho@gmail.com

²Faculdade de Engenharia Química, UFU, email: claudiofequfu@gmail.com

³Faculdade de Engenharia Química, UFU, email: beatrizcristinadejesus@hotmail.com

⁴Faculdade de Engenharia Química, UFU, email: masbarrozo@pesquisadornpq.br

Av. João Naves de Ávila, 2160, Santa Mônica, Uberlândia, MG, CEP: 38.400-902, Brasil.

1 – INTRODUÇÃO

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. Eles também podem ser classificados como secadores de contato direto, em que o gás de secagem está em contato íntimo com o produto e indireto quando o contato de ambos ocorre por meio de uma superfície aquecida indiretamente (ARRUDA, 2008).

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 íntimo com o gás. São equipamentos versáteis, de fácil construção e manutenção, capazes de processar grandes volumes de material além de promoverem o transporte durante a secagem (PORTER, 1963; KELLY, 1968; GLIKIN, 1978; SHERRIT *et al.*, 1993; REVOL *et al.*, 2001; AJAYI e SHEEHAN, 2012).

O material úmido é introduzido na entrada superior e o produto seco é retirado na extremidade inferior (descarga) do equipamento, sendo que o transporte do material ocorre devido à inclinação do tambor, à rotação e à alimentação constante de material (LISBOA, 2005).

O fluxo de gás de secagem em relação à alimentação do material 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 material, já o fluxo contracorrente é mais indicado devido à maior eficiência térmica que pode ser alcançada nessa configuração. 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; MUJUMDAR *et al.*, 2007; ARRUDA *et al.*, 2009).

2 – REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 – Processo de Secagem

A secagem consiste na remoção do excesso de umidade de determinado material, além disso, é um processo que ocorre espontaneamente na natureza e por métodos artificiais, pode ser realizada em equipamentos desenvolvidos para fins industriais através do estudo e a aplicação de seus fundamentos. Além de amenizar os custos com armazenamento e transporte, evitando desintegração dos grânulos do produto e o empedramento causado, reduzir a formação de incrustações no interior dos equipamentos, a secagem possibilita o atendimento às imposições do mercado consumidor ou 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 (PEINADO *et al.*, 2011).

2.2 – Secadores Rotatórios

Secadores rotatórios são ideais para a secagem de materiais granulados de escoamento livre, sendo bastante empregados na secagem de sais, fertilizantes e areia. Podem ainda ser adaptados, com o uso de etapas preparatórias de material, para a secagem de pastas, lamas e soluções, aumentando sua alternativa de uso (NONHEBEL e MOSS, 1971; PERRY, 1999).

O secador rotatório com cascadeamento é constituído de uma armação cilíndrica um pouco inclinada em relação a horizontal e que gira em torno de seu eixo longitudinal, como mostra o esquema da Figura 2.1 .

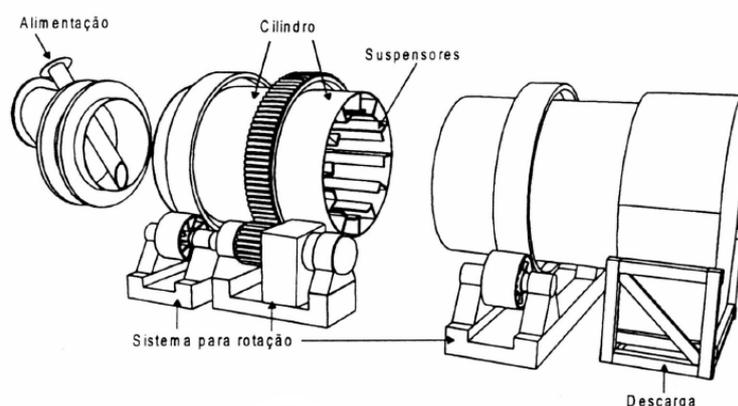


Figura 2.1 – Esquema de um secador rotatório com cascadeamento (ARRUDA, 2008)

O comprimento da câmara cilíndrica normalmente varia de quatro a dez vezes o seu diâmetro, que pode medir de 0,3 m a mais de 3 metros (PERRY, 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 material contido no interior do secador, coletando o material 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.

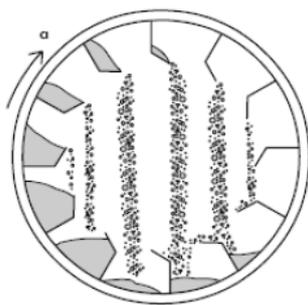


Figura 2.2 – Esquema da seção transversal do secador rotatório com cascadeamento

O gás de secagem, que é normalmente o ar, pode ser introduzido no secador em fluxo concorrente ou contracorrente em relação aos sólidos. O secador com fluxo concorrente é recomendado para materiais termos-sensíveis (materiais biológicos e polímeros termicamente sensíveis), pois nele ocorre um rápido resfriamento do gás durante a evaporação inicial da umidade superficial do material. Nesta configuração a maior parte da secagem ocorre nas primeiras frações de comprimento do secador. Para outros materiais, o fluxo contracorrente é mais indicado devido à maior eficiência térmica que pode ser alcançada nessa configuração. 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 (SONG, 2003; MUJUMDAR *et al.*, 2007; ARRUDA *et al.*, 2009).

2.3 – Carga de Sólidos nos Suspensores

Alguns autores desenvolveram métodos de determinação da taxa de material transportado através de tambores cilíndricos contendo suspensores, 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 (KEMP, 2004).

Os secadores rotatórios usualmente operam com fração de sólidos dentro do tambor entre 10 a 15% de seu volume (BAKER, 1983). 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 material, seu desempenho pode se tornar insatisfatório devido ao não preenchimento dos suspensores e diminuição do tempo de residência da partícula (MOYERS e BALDWIN, 1999).

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, como pode ser observado na Figura 2.3.

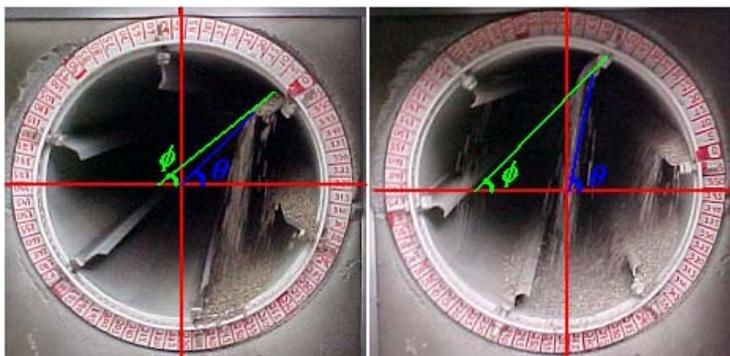


Figura 2.3 – Fotografias das medidas do ângulo dinâmico de repouso

2.4 – Tempo de Residência

O tempo médio de residência das partículas ($\bar{\tau}$) é calculado por meio da Equação (2.1) porém essa equação não considera as dispersões axiais.

$$\bar{\tau} = \frac{H^*}{G_s} \quad (2.1)$$

Esta estimativa consiste na razão entre a massa total de material contido 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 material e obter a massa contida no secador.

A literatura apresenta diversas equações para a previsão de tempo de residência em secadores rotatórios (JHONSTONE e SINGH, 1940; MILLER *et al.*, 1942; PERRY e CHILTON, 1974; FRIEDMAN e MARSHALL, 1949; SAEMAN e MITCHELL, 1954; SCHOFIELD e GLIKIN, 1962; BRITTON *et al.*, 2006). A maioria destas é de natureza essencialmente empírica, entretanto algumas são inviáveis para serem utilizadas em projeto, pois não são relacionadas às principais variáveis de processo.

3 – MATERIAIS E MÉTODOS

Materiais

O material utilizado nos experimentos foi 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.

Tabela 3.1 – Propriedades do SSPG

| ρ_s (Kg/m ³) | C_p (Kcal/Kg °C) | d_{Sauter} (m) |
|-------------------------------|--------------------|----------------------|
| 1100 | 1,026 | $2,45 \cdot 10^{-3}$ |

Unidade Experimental

Para a realização dos experimentos foi utilizado um secador rotatório com cascadeamento, que está montado no laboratório da Unidade Avançada de Pesquisa da Faculdade de Engenharia Química da Universidade Federal de Uberlândia (FEQUI/UFU) e o mesmo pode ser visualizado na Figura 3.1.



Figura 3.1 – Unidade experimental

A unidade experimental é constituída por um soprador de 5 cv acoplado a um duto de 2 m de comprimento por 0,2 m de diâmetro, que possui em seu interior duas resistências elétricas que são reguladas por um variador de voltagem, desta forma esta parte da unidade é a responsável pelo fluxo de ar quente no interior do secador. O material particulado úmido é armazenado em um reservatório, abaixo do qual há uma correia transportadora que faz a

alimentação deste ao secador. A correia é acionada por um motor de 0,5 cv acoplado a um moto-reductor e a velocidade é regulada por um inversor de frequência, desta forma é possível se fazer a regulagem da vazão de sólidos. O secador possui 1,5 m de comprimento e 0,3 m de diâmetro, e sua estrutura permite variações de inclinação, rotação do tambor e o uso de variadas formas e quantidades de suspensores. Eram dispostos longitudinalmente, seis suspensores com três segmentos de dimensões 2,0x0,7x0,7cm.

3.1 – Metodologia Experimental

Foi elaborado um planejamento experimental do tipo composto central (PCC) ortogonal (BOX *et al.*, 1978), com quatro réplicas centrais e $\alpha=1,414$, para analisar o efeito das variáveis velocidade e temperatura do ar de secagem e vazão de alimentação de sólido úmido. Esse planejamento é mostrado na Tabela 3.2 e foi utilizado com a finalidade de se comparar os resultados do secador nas configurações concorrente e 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 | 1,086 | 85 | 1 |
| 10 | 3,914 | 85 | 1 |
| 11 | 2,5 | 70,86 | 1 |
| 12 | 2,5 | 99,14 | 1 |
| 13 | 2,5 | 85 | 0,717 |
| 14 | 2,5 | 85 | 1,283 |
| 15 | 2,5 | 85 | 1 |
| 16 | 2,5 | 85 | 1 |
| 17 | 2,5 | 85 | 1 |
| 18 | 2,5 | 85 | 1 |

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 | 1,086 | 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 | 3,914 | 1,0 | 3 |
| 3,6 | 2,5 | 0,6 | 3 |
| 3,6 | 2,5 | 0,717 | 3 |
| 3,6 | 2,5 | 0,8 | 3 |
| 3,6 | 2,5 | 1,0 | 3 |
| 3,6 | 2,5 | 1,283 | 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 (NR), velocidade do ar (v_{ar}), vazão de sólidos 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 destacados na Tabela 3.3 consistem nas condições operacionais coincidentes com o planejamento para os ensaios de secagem.

Método para Umidificação do Fertilizante

Umidificou-se o fertilizante adicionando 30 g de água para cada 1 kg de fertilizante. Para isto fez-se o seguinte procedimento: separou-se cinco baldes com cinco kilos de fertilizante em cada um deles, e utilizando uma bomba de deslocamento positivo juntamente

com o ar comprimido, adicionou-se 150 g de água sob a forma de névoa por um bico atomizador em cada balde, misturando-se constantemente até a obtenção de uma mistura homogênea. Posteriormente, separou-se amostras para serem colocadas na estufa por 24 horas com o intuito da determinação da umidade, que deveria estar no valor adequado para a secagem, geralmente entre 12 e 15 % em base seca.

Determinação da Umidade dos Sólidos

Para a determinação da umidade dos sólidos utilizou-se o método da estufa. As amostras eram pesadas e a seguir colocadas em uma estufa com temperatura de 105 ± 2 °C por 24 horas, sendo então pesadas novamente. A massa úmida e a massa seca das amostras eram medidas em balança analítica digital de precisão 10^{-4} g, e o cálculo da umidade era feito através da Equação (3.1).

$$\mu_0 = \frac{m_{su} - m_{ss}}{m_{ss}} \quad (3.1)$$

Ajuste de Vazão

A vazão de ar de secagem foi medida por um anemômetro de fio quente e sua regulação foi feita conforme a posição do bocal do ventilador do soprador. Já a vazão de sólidos, foi determinada com o auxílio de um cronômetro fazendo-se a coleta periódica de amostras na saída do leito e pesagem em balança analítica digital de precisão de 10^{-2} g.

Medidas de Tempos de Residência (DTR)

O tempo de residência foi determinado usando a metodologia do uso de traçadores. Eram 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, geralmente isso ocorria após três vezes seu tempo de residência, sendo 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 material ($E(t)$) em função do tempo de residência. O cálculo da área sob a curva fornecia o tempo médio de residência das partículas. Este cálculo foi realizado utilizando-se integração numérica pela regra do trapézio composta.

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.

3.2 - Metodologia Numérica – Modelagem Fluidodinâmica do Secador Rotatório com Cascadeamento

O estudo de modelagem numérica da fluidodinâmica do secador rotatório com cascadeamento iniciou-se pela confecção de malhas computacionais. Esta etapa preliminar foi decisiva para o bom desenvolvimento do estudo numérico aqui proposto. Neste sentido, várias configurações de malha foram geradas e o intuito foi identificar aquela mais adequada, levando-se em conta, a qualidade do resultado da simulação, bem como, o tempo de processamento e a capacidade de processamento e armazenamento dos PC's disponíveis para o desenvolvimento deste trabalho. Como não existia simetria na fluidodinâmica de escoamento das partículas foi preciso realizar um estudo em 3 dimensões, ou seja, trabalhar com malhas tridimensionais. Com isso o problema se tornou mais complexo e de difícil solução.

Obtenção da Malha

A malha computacional aplicada à geometria do secador foi obtida utilizando o “software” de construção de malha GAMBIT. A escolha deste software se deu pela experiência já adquirida até o momento na confecção de geometrias e malhas com diferentes efeitos de refino. Além disso, este “software” disponibiliza uma interface com o “software” de fluidodinâmica computacional FLUENT[®] e representa uma importante ferramenta que oferece vários recursos, os quais permitem a elaboração de malhas, desde configurações simples até modelos altamente sofisticados. Basicamente, as etapas de construção da malha são:

- a) Construção da geometria do equipamento;
- b) Definição das faces e/ou volumes;
- c) Determinação de efeitos como camada limite, ou outro tipo de refinamento desejado;
- d) Aplicação da malha no corpo geométrico construído e determinação do tipo e tamanho das células (quadrangular, tetrahédrica, hexahédrica ou híbrida);
- e) Definição das paredes, interiores, entradas e saídas do equipamento;
- f) Determinação das fases que compõem o interior do equipamento, por exemplo: fluido (ar) e/ou sólido (partículas de fertilizante, esferas de vidro, etc.);

- g) Conversão do arquivo contendo a malha em uma extensão reconhecida pelo software;
- h) Uma vez lido o arquivo, são definidas as condições de contorno e iniciais, os modelos e os tipos de algoritmos de solução numérica a serem adotados.

A modelagem da fluidodinâmica do secador rotatório foi feita usando a técnica da fluidodinâmica computacional (CFD), e o modelo empregado foi o modelo multifásico Euleriano Granular.

Desenvolveu-se uma geometria que representava fisicamente o secador com suspensores. Para isto, construiu-se um cilindro de 0,15 m de diâmetro e 1,5 m de comprimento inclinado em um ângulo de 3° em relação à horizontal, dentro do qual se criou outro cilindro interno de diâmetro 0,025 m, o tubo da alimentação. Obteve-se então um volume subdividido em quatro sub-volumes: duas regiões anulares e dois cilindros internos. Visando a obtenção de uma malha regular, e devido ao formato e disposição dos suspensores foi preciso fazer novamente a divisão da geometria resultando em vinte e quatro sub-volumes. Com isso, tornou-se possível com um menor esforço computacional fazer simulações nesta geometria.

Desenvolvimento do Modelo Granular Euleriano Multifásico

Conforme descrito por Duarte *et al.* (2005), o modelo Euleriano Granular Multifásico mostrou-se adequado para simulação da fluidodinâmica que envolve uma alta concentração de partículas com frações de volume de sólidos variada ao longo do volume de controle. Além disso, a não elasticidade dos choques entre as partículas, efeitos da variação média da energia cinética devido à troca de momento entre as fases, efeitos como temperatura granular, pressão de sólidos e viscosidades: cinética, colisional e friccional são considerados pelo modelo aqui proposto. Neste item, é descrito o referido modelo com as equações conservativas e constitutivas pertinentes.

Para o modelo Euleriano Granular Multifásico as fases gasosa e sólida são tratadas como mutuamente interpenetradas, fazendo-se necessário o uso do conceito de fração de volume para cada uma das fases envolvidas. As leis de conservação de massa e momentum devem ser satisfeitas para cada fase individualmente. Sendo assim, a descrição do fluxo multifásico incorpora as frações volumétricas de cada fase, denotadas aqui como α_y (O termo y aqui expresso representa tanto a fase fluida, q , quanto a fase sólida, p). A obtenção da equação de conservação pode ser feita pelo agrupamento médio do balanço local instantâneo para cada uma das fases ou pelo uso da teoria de mistura.

O volume da fase y , V_y , é definido por:

$$V_y = \int_V \alpha_y dV \quad (3.2)$$

sendo:

$$\sum_{y=1}^n \alpha_y = 1 \quad (3.3)$$

A densidade efetiva da fase y é:

$$\bar{\rho}_y = \alpha_y \rho_y \quad (3.4)$$

sendo ρ_y é a densidade da fase y .

Equação da continuidade para a fase fluida q :

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_q \rho_q) + \nabla g (\alpha_q \rho_q \bar{V}_q) = \sum_{p=1}^n \dot{m}_{pq} \quad (3.5)$$

Equação da continuidade para a fase sólida p :

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_p \rho_p) + \nabla g (\alpha_p \rho_p \bar{V}_p) = \sum_{q=1}^n \dot{m}_{qp} \quad (3.6)$$

onde \bar{V}_q e \bar{V}_p são as velocidades das fase q e p , respectivamente.

O termo $\dot{m}_{pq} = -\dot{m}_{qp}$ caracteriza a transferência de massa da $p^{\text{ésima}}$ para $q^{\text{ésima}}$ fase e (n) o número de fases (no caso do secador duas fases, uma fluida e uma particulada). No trabalho proposto será considerado nulo o termo do lado direito das Equações (3.5 e 3.6), ou seja, será considerada nula a transferência de massa entres as fases.

Em um primeiro momento é importante ressaltar que os modelos do tipo Euler-Euler, como é o caso do modelo Granular Euleriano Multifásico, consideram a fase fluida contínua e a fase sólida como dispersa. A fase contínua é dita primária e a dispersa secundária. Nas equações a seguir, a notação q refere-se à fase primária, enquanto p a secundária. Portanto, será considerada a fase sólida como fase secundária (p) e a fase gasosa como primaria (q).

Balanço de momento para a fase fluida q :

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_q \rho_q \bar{V}_q) + \nabla [(\alpha_q \rho_q \bar{V}_q \bar{V}_q)] = -\alpha_q \nabla p + \nabla \cdot \bar{\tau}_q + \sum_{p=1}^n (\bar{R}_{pq} + \dot{m}_{pq} \bar{V}_{pq}) + \alpha_q \rho_q (\bar{F}_{co} + \bar{F}_{lift,q} + \bar{F}_{vm,q}) \quad (3.7)$$

Balanço de momento para a fase sólida p :

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_p \rho_p \bar{V}_p) + \nabla \cdot (\alpha_p \rho_p \bar{V}_p \bar{V}_p) = -\alpha_p \nabla p - \nabla p_s + \nabla \cdot \bar{\tau}_p + \alpha_p \rho_p (\bar{F}_{co} + \bar{F}_{lift,p} + \bar{F}_{vm,p}) + \sum_{l=1}^N (K_{qp} (\bar{V}_q - \bar{V}_p) + \dot{m}_{qp} \bar{V}_{qp}) \quad (3.8)$$

Sendo que: \bar{F}_∞ é a força externa do corpo, \bar{F}_{lift} é a força de ascensão, \bar{F}_{vm} é a força de massa virtual, \bar{R}_{pq} é a força de interação entre as fases e p é a pressão distribuída em todas as fases.

O termo $\bar{\tau}_q$ da Equação (3.9) representa o tensor de deformação da fase fluida q .

$$\bar{\tau}_q = \alpha_q \mu_q (\nabla \bar{V}_q + \nabla \bar{V}_q^T) + \alpha_q \left(\lambda_q - \frac{2}{3} \mu_q \right) \nabla \nabla \bar{V}_q \bar{I} \quad (3.9)$$

Aqui μ_q e λ_q são as viscosidades de cisalhamento e *bulk* da fase q , respectivamente. A Equação (3.9) deve considerar para o cálculo da força na interface (\bar{R}_{pq}), características do leito, tais como: diferentes valores de porosidade em regiões distintas do leito, tipo de atrito, pressão, coesão e outros efeitos, estando sujeita a seguinte condição: $\bar{R}_{pq} = -\bar{R}_{qp}$ e $\bar{R}_{pq} = 0$.

O termo de interação entre as fases é expresso pela Equação (3.10):

$$\sum_{p=1}^n \bar{R}_{pq} = \sum_{p=1}^n k_{pq} (\bar{V}_p - \bar{V}_q) \quad (3.10)$$

onde $k_{pq} = k_{qp}$ é o coeficiente de troca de momento na interface.

Modelos de arraste

A troca de momento entre as fases é baseada no coeficiente de troca fluido-sólido K_{qp} .

Coeficiente de Troca Fluido(q)-Sólido(p)

Como mencionado anteriormente, o secador rotatório deve ser modelado como um sistema bifásico, com uma fase fluida (ar) e outra sólida (partículas). Para esta situação o coeficiente de troca sólido- fluido, k_{pq} pode ser escrito da seguinte forma geral:

$$k_{pq} = \frac{\alpha_p \rho_p f}{\tau_p} \quad (3.11)$$

onde f é definido de forma distinta para os diferentes modelos de coeficiente de troca (como descrito na seqüência), e τ_p , o tempo de relaxação da partícula, é definido como:

$$\tau_p = \frac{\rho_p d_p^2}{18 \mu_q} \quad (3.12)$$

onde d_p é o diâmetro das partículas (fase sólida).

Todas as definições de f incluem o coeficiente de arraste (C_D) que é baseada no número de Reynolds relativo (Re_s). Este coeficiente de arraste difere entre os modelos de coeficientes de troca disponíveis na literatura, o modelo de Gidaspow (1992) será adotado no presente trabalho.

A aplicação da teoria de fluxos granulares deve ser aplicada à modelagem do secador rotatório, sendo esta apresentada a seguir.

Equações de Fluxo Granular e Teoria Cinética

Um modelo multi-fluido granular é adotado para descrever o comportamento do fluxo em uma mistura fluido-sólido. As tensões da fase sólida são obtidas por analogia entre o movimento aleatório das partículas, devido às colisões entre as mesmas, e o movimento de moléculas de gás, levando em conta a não elasticidade da fase granular. A energia cinética associada às flutuações da velocidade da partícula é representada pela temperatura granular que é proporcional à metade do quadrado da velocidade das partículas.

Pressão de Sólidos

Para fluxos granulares em regime compressível (i.e., quando a fração volumétrica de sólidos é menor que o máximo valor permitido em torno de 0,63), a pressão de sólidos é calculada e usada para o termo gradiente de pressão, ∇p_s , na equação de momento para fase granular. Como existe uma distribuição de velocidade para as partículas, um parâmetro denominado de temperatura granular é introduzido ao modelo, e aparece na expressão para pressão de sólidos e viscosidades.

A pressão de sólidos é composta de um termo cinético e um segundo termo para colisões entre partículas:

$$\rho_s = \alpha_p \rho_p \theta_s + 2\rho_p (1 + e_{ss}) \alpha_p^2 g_{0,ss} \theta_s \quad (3.13)$$

sendo e_{ss} é o coeficiente de restituição para colisões entre partículas, $g_{0,ss}$ é a função de distribuição radial, e θ_s é a temperatura granular. Neste trabalho será adotado um valor de 0,9 para e_{ss} , o qual é usualmente encontrado na literatura, mas o valor pode ser ajustado para se adaptar a um determinado tipo de partícula. A temperatura granular, θ_s , é proporcional à energia cinética da partícula, e será descrita nesta seção. A função $g_{0,ss}$ é uma função de distribuição que governa a transição da condição de compressibilidade ($\alpha < \alpha_{p,max}$) onde o espaço entre as partículas sólidas pode continuar a diminuir, para a condição de incompressibilidade com $\alpha = \alpha_{p,max}$, onde não pode ocorrer mais diminuição nessa variável.

Temperatura Granular

Assim como para gases tem-se a temperatura termodinâmica, pode se introduzir o conceito de temperatura granular (θ_s) para sistemas particulados como uma medida da flutuação da velocidade das partículas.

$$\theta_s = \frac{1}{3} \left(v_p^2 \right) \quad (3.14)$$

A temperatura granular para a fase sólida é proporcional à energia cinética do movimento aleatório das partículas. A equação do transporte obtida da teoria cinética tem a forma:

$$\frac{3}{2} \left[\frac{\partial}{\partial t} (\rho_p \alpha_p \theta_s) + \nabla \cdot (\rho_p \alpha_p \vec{v}_p \theta_s) \right] = \left(-\rho_s \bar{l} + \bar{\tau} \right) : \nabla \vec{v}_p + \nabla \cdot (k_{\theta_s} \nabla \theta_s) - \gamma_{\theta_s} + \phi_{qp} \quad (3.15)$$

onde:

$\left(-\rho_s \bar{l} + \bar{\tau} \right) : \nabla \vec{v}_p$ = geração de energia pelo tensor de tensão de sólido

$k_{\theta_s} \nabla \theta_s$ = energia de difusão (k_{θ_s} é o coeficiente de difusão)

γ_{θ_s} = energia de dissipação devido à colisão

ϕ_{qp} = troca de energia entre a fase fluida e a fase sólida

4 – RESULTADOS E DISCUSSÕES

Fluidodinâmica do Secador Rotatório Concorrente

Foram realizados ensaios fluidodinâmicos para o secador através da variação das seguintes variáveis: velocidade rotacional, velocidade do ar de secagem, vazão de sólidos e ângulo de inclinação.

➤ Influência da Velocidade de Rotação

A influência da velocidade rotacional no carregamento de sólidos e no tempo médio de residência das partículas pode ser observada nas Figuras 4.1 e 4.2, para velocidade do ar de 2,5 m/s, vazão mássica de sólidos de 1,0 Kg/min e ângulo de inclinação de 3°.

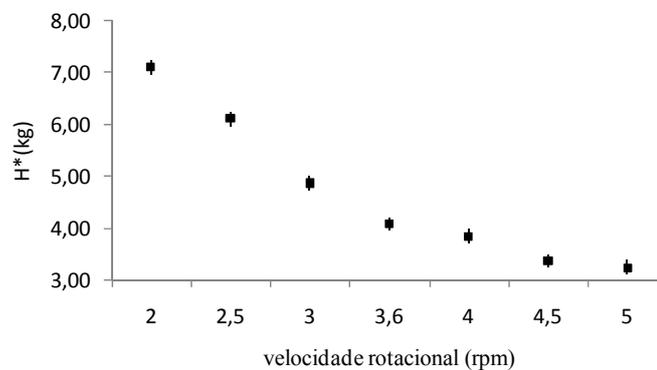


Figura 4.1 – Influência da velocidade rotacional no carregamento de sólidos (H^*)

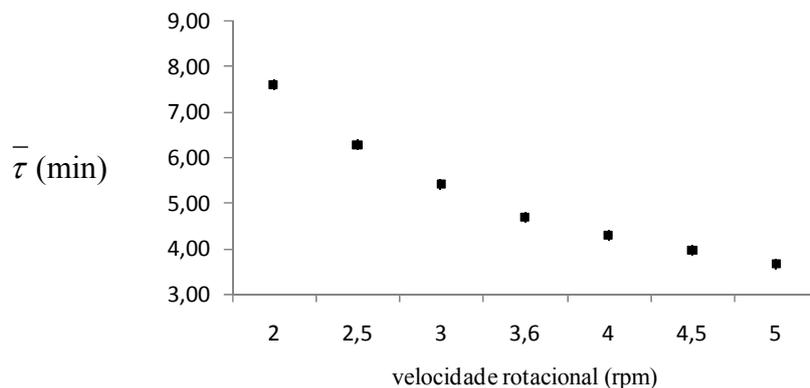


Figura 4.2 – Influência da velocidade rotacional no tempo de residência ($\bar{\tau}$) da partícula

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.

➤ Influência da Velocidade do Ar

As Figuras 4.3 e 4.4 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°.

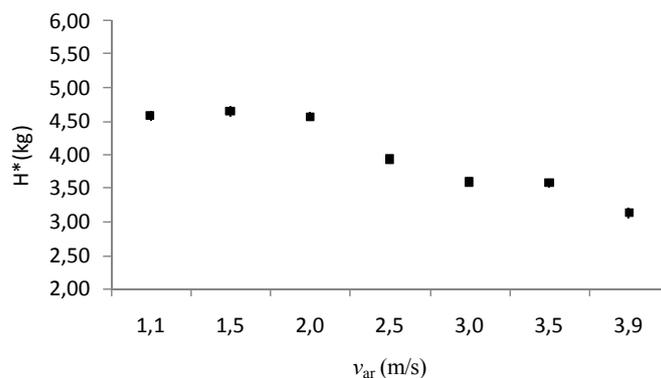


Figura 4.3 – Influência da velocidade do ar no carregamento de sólidos (H^*)

Observando a Figura 4.3 nota-se que as mais baixas velocidades do ar apresentam pouca variação no carregamento de sólidos, 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*.

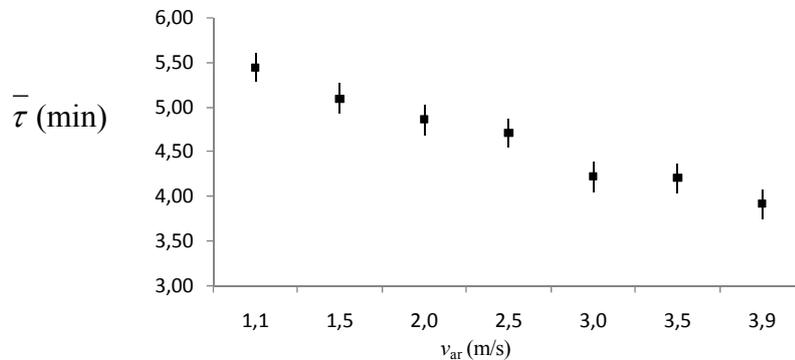


Figura 4.4 – Influência da velocidade do ar no $\bar{\tau}$ da partícula

Nas Figuras 4.3 e 4.4 pode-se perceber como era esperado que 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.

➤ Influência da Vazão de Sólidos Alimentada

As Figuras 4.5 e 4.6 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°.

A vazão de sólidos alimentada exerceu grande influência no carregamento do secador, sendo que quanto maior a vazão alimentada maior o *holdup* obtido. Já o tempo médio de residência da partícula apresenta uma discreta variação com o aumento da vazão alimentada.

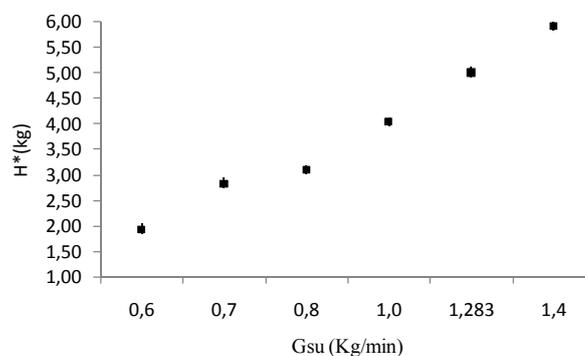


Figura 4.5 – Influência da vazão de sólidos (G_{su}) no carregamento de sólidos (H^*)

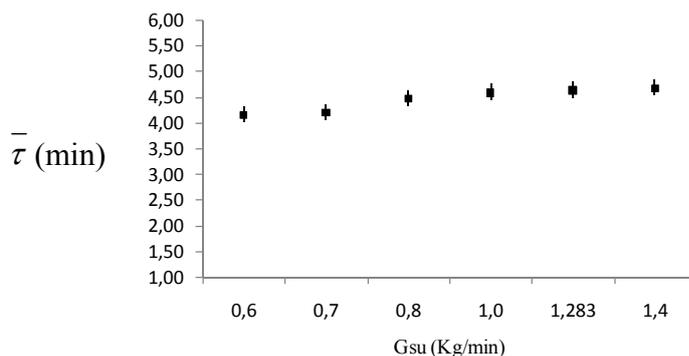


Figura 4.6 – Influência da vazão de sólidos (G_{su}) no $\bar{\tau}$ da partícula

➤ Influência do Ângulo de Inclinação

As Figuras 4.7 e 4.8 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.

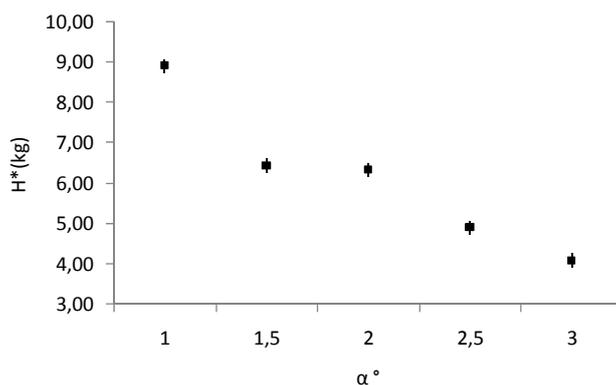


Figura 4.7 – Influência do ângulo de inclinação (α) no carregamento de sólidos (H^*)

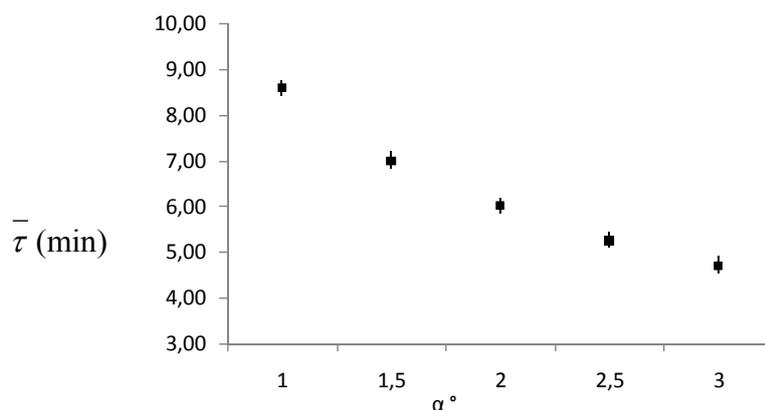


Figura 4.8 – Influência do ângulo de inclinação (α) no $\bar{\tau}$

Os resultados mostram que o aumento do ângulo de inclinação do secador rotatório contribui para o escoamento das partículas, diminuindo o H^* e o tempo médio de residência

das partículas. Assim quanto maior o ângulo de inclinação, menor a quantidade de sólidos no secador rotatório.

Comparações dos Secadores Rotatórios Concorrente e Contracorrente

➤ Carregamento de Sólidos (*Holdup* (H^*))

A Figura 4.9 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. Observou-se que a configuração contracorrente obteve sempre maior carregamento do que a configuração concorrente. Isto porque na configuração contracorrente o material 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 material proporcionando menor carregamento de partículas.

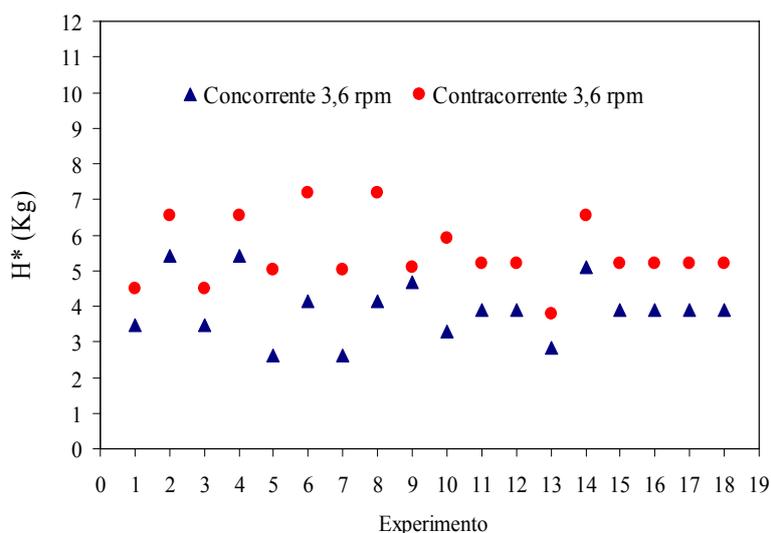


Figura 4.9 – Carregamento de sólidos dos secadores rotatórios concorrente e contracorrente

➤ Tempo de Residência

Os resultados experimentais obtidos para os tempos de residência são apresentados na Figura 4.10 abaixo. Pode-se observar que o tempo de residência para o secador concorrente é de 18 a 50% menor do que para o secador contracorrente. Para o fluxo concorrente o ar tende a ser desviado no mesmo sentido de escoamento do sólido e, com isso, o aumento da velocidade do ar proporciona maior arraste das partículas diminuindo o tempo de residência das mesmas no secador, como pode ser observado nos resultados.

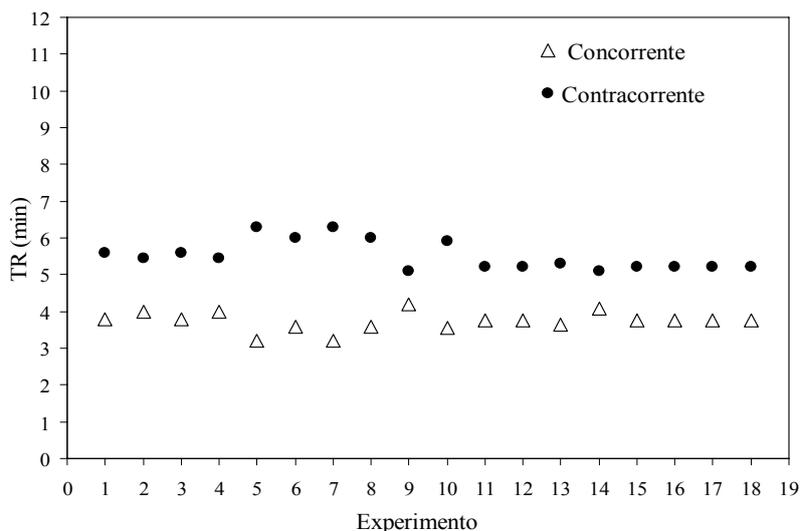


Figura 4.10 – Comparação dos tempos de residência

➤ Taxa de Secagem

A Figura 4.11 mostra as taxas de secagem obtidas para as duas diferentes configurações utilizadas. Nota-se que os resultados para os dois casos são similares. Era esperado que o secador contracorrente obtivesse resultados melhores do que o concorrente, já que este último não mantém um contato tão íntimo entre o gás e o sólido. Entretanto, isto não é observado nos resultados e pode ser explicado pela diferença de fração de sólidos nas duas diferentes configurações do secador.

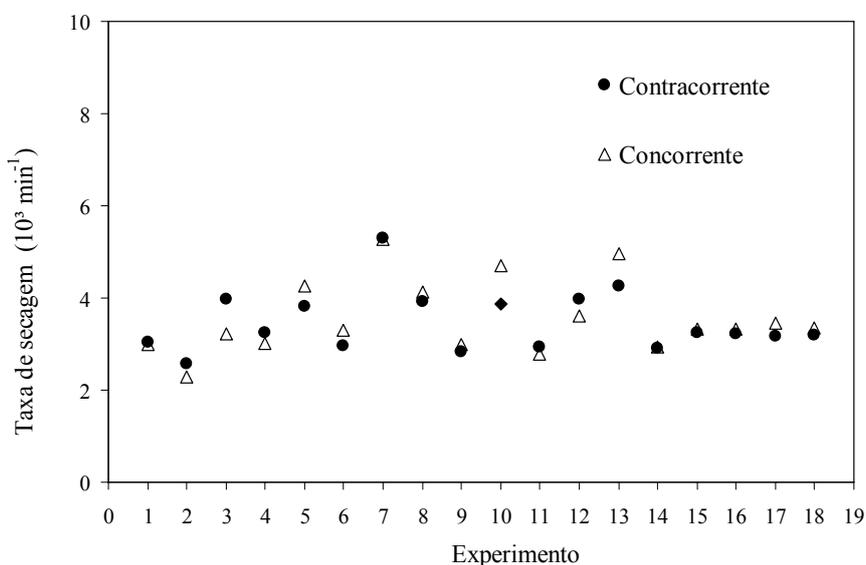


Figura 4.11 – Comparação das taxas de secagem

Procurando entender esse resultado controverso analisou-se a Figura 4.12, e percebeu-se que para a configuração concorrente a fração de sólidos no secador era 35 a 54% menor do

que para a contracorrente, fato este que pode explicar a semelhança encontrada nos resultados das taxas de secagem.

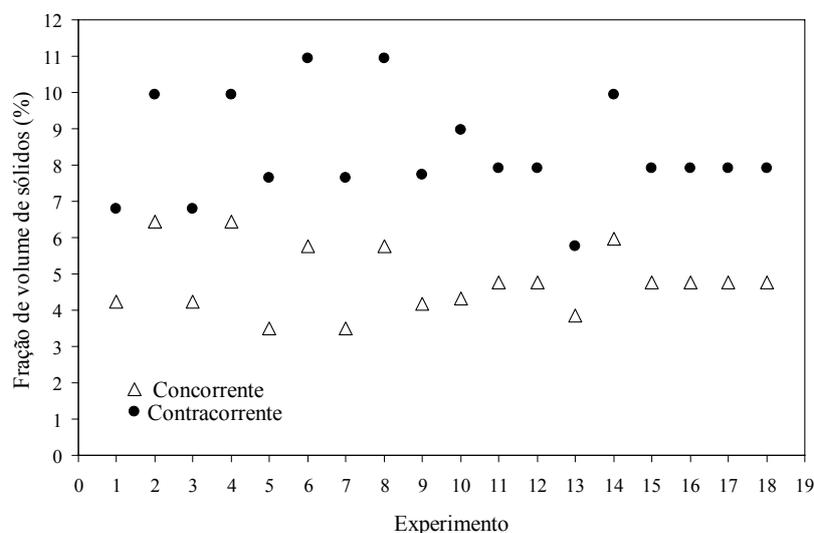


Figura 4.12 – Comparação do volume de sólidos no secador

Cabe ressaltar, no entanto, que a água removida para o caso do secador operando em contracorrente foi superior ao caso concorrente, evidenciando o maior contato entre o gás e o sólido. Isto pode ser observado na Figura 4.13.

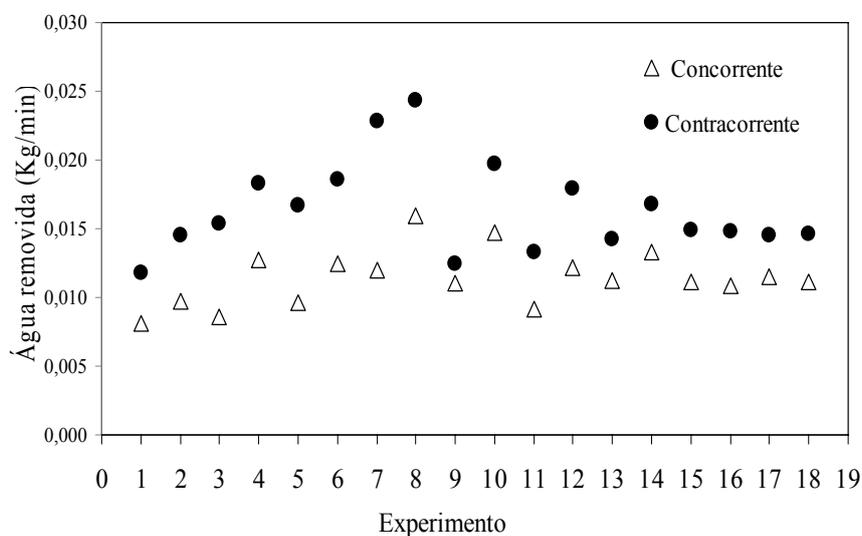


Figura 4.13 – Comparação da água removida

Resultados da Simulação Aplicada ao Secador Concorrente

Pretendeu-se avaliar a fluidodinâmica do fluido e das partículas no interior do secador, utilizando a técnica da Fluidodinâmica Computacional (CFD) para problemas multifásicos, para isso foi utilizado o modelo Euleriano Granular Multifásico e uma modelagem do tipo Euler-Lagrange. Utilizou-se para a confecção das malhas computacionais o software GAMBIT[®] e foi empregado como resolvidor numérico o software FLUENT[®]. O estudo de

fluidodinâmica associado ao experimental ajuda a entender melhor o mecanismo de escoamento e troca de calor e massa no interior do equipamento, o que é de interesse para o projeto de uma configuração mais eficiente.

Criação da Geometria

Com o intuito da obtenção de uma geometria que representasse o secador com suspensores, foi desenvolvida a geometria apresentada na Figura 4.14. A Figura 4.15 mostra a configuração de malha aplicada à geometria criada, a malha contém 175.674 células.

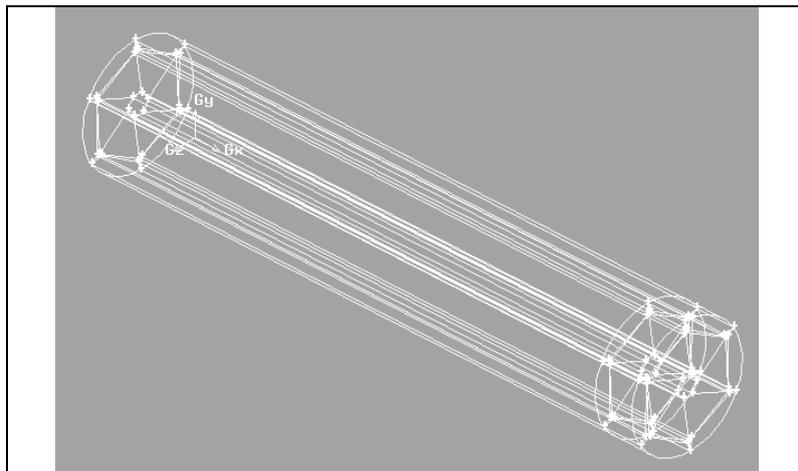


Figura 4.14 - Geometria desenvolvida para representação do secador com suspensores

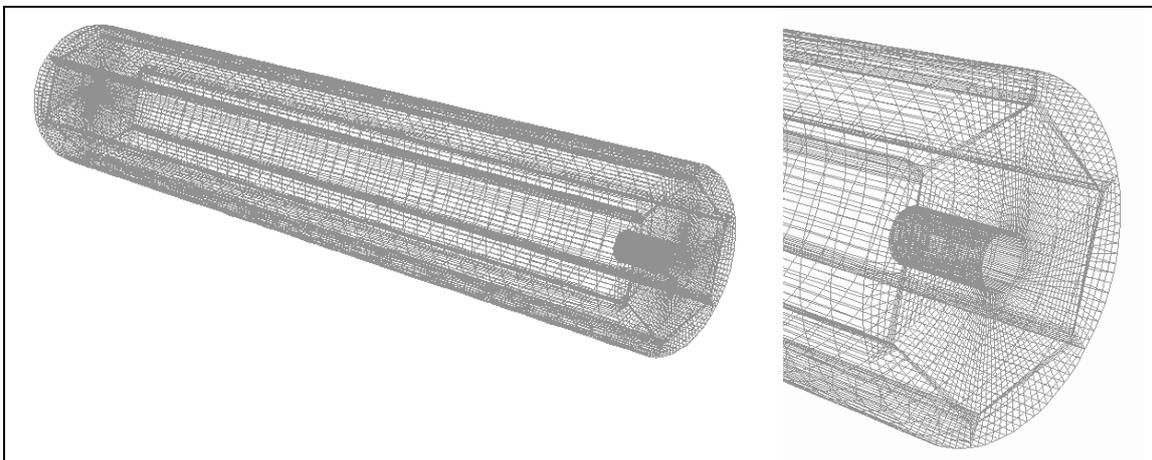


Figura 4.15 - Malha regular aplicada à geometria com suspensores

Perfil de Fração de Volume de Sólidos nos Suspensores

Utilizou-se a configuração de malha apresentada na Figura 4.15 no estudo de simulação da fluidodinâmica do secador rotatório, empregando a técnica de fluidodinâmica computacional (CFD). Para isto, neste estudo prévio de dinâmica de partículas foi empregado o modelo Euleriano Granular Multifásico com as equações constitutivas pertinentes.

Simulou-se um secador rotatório convencional com suspensores operando nas seguintes condições: rotação do tambor de 3,6 rpm, velocidade do gás de secagem de 2,5 m/s e descarga dos sólidos a pressão de 1 atm. Definiu-se a fase principal como o fluido ar e a fase secundária (dispersa) as partículas de fertilizante. A simulação foi feita para o secador funcionando em batelada, para isto, pré adicionou-se uma determinada carga de partículas no fundo do tambor para então iniciar a rotação do tambor.

As Figuras 4.16 e 4.17 mostram os perfis de fração de volume de sólidos simulados para o secador rotatório. As imagens registradas na Figura 4.16 e 4.17 foram geradas a partir de cortes da seção transversal do secador e pôde-se observar que as frações de volume de sólidos variam de zero até o limite máximo de empacotamento do leito que é 0,63. A Figura 4.17 ainda apresenta uma fotografia do perfil real para que se possa realizar a comparação com os perfis simulados.

Foi possível constatar, nos perfis de fração de volume de sólidos, o cascadeamento que ocorre no interior do secador, as partículas são carregadas pelos suspensores até que estes atingem certa altura onde os sólidos são descarregados. Os perfis de fração de volume de sólidos mostram que o material ocupa somente uma porção do leito (quadrantes à direita) dado a quantidade e disposição dos suspensores.

No presente trabalho não foi possível realizar a simulação para uma alimentação contínua de partículas no leito, devido ao enorme esforço computacional exigido para tal condição, o que impossibilitou a comparação dos resultados simulados com os obtidos experimentalmente. Porém, os resultados qualitativos obtidos já são inéditos e representam um grande avanço no estudo de simulação numérica para prever a dinâmica de sólidos e do gás no interior do secador. Além disso, esses resultados promissores representam um grande incentivo no aprimoramento da técnica.

A proposta para trabalhos futuros é realizar a simulação com uma alimentação contínua de sólidos permitindo então a comparação e validação entre os resultados simulados e os obtidos experimentalmente. Para tanto seria necessário um sistema Cluster sofisticado que fosse capaz de armazenar e processar milhares de operações de cálculo. Os resultados simulados permitiriam investigar a altura, o ângulo e o tempo de queda das partículas, a carga de sólidos dos suspensores e do secador.

A técnica da fluidodinâmica computacional permitiu uma melhor análise da dinâmica das partículas no secador rotatório o que a torna uma interessante ferramenta para a previsão do comportamento dos sólidos no interior do equipamento.

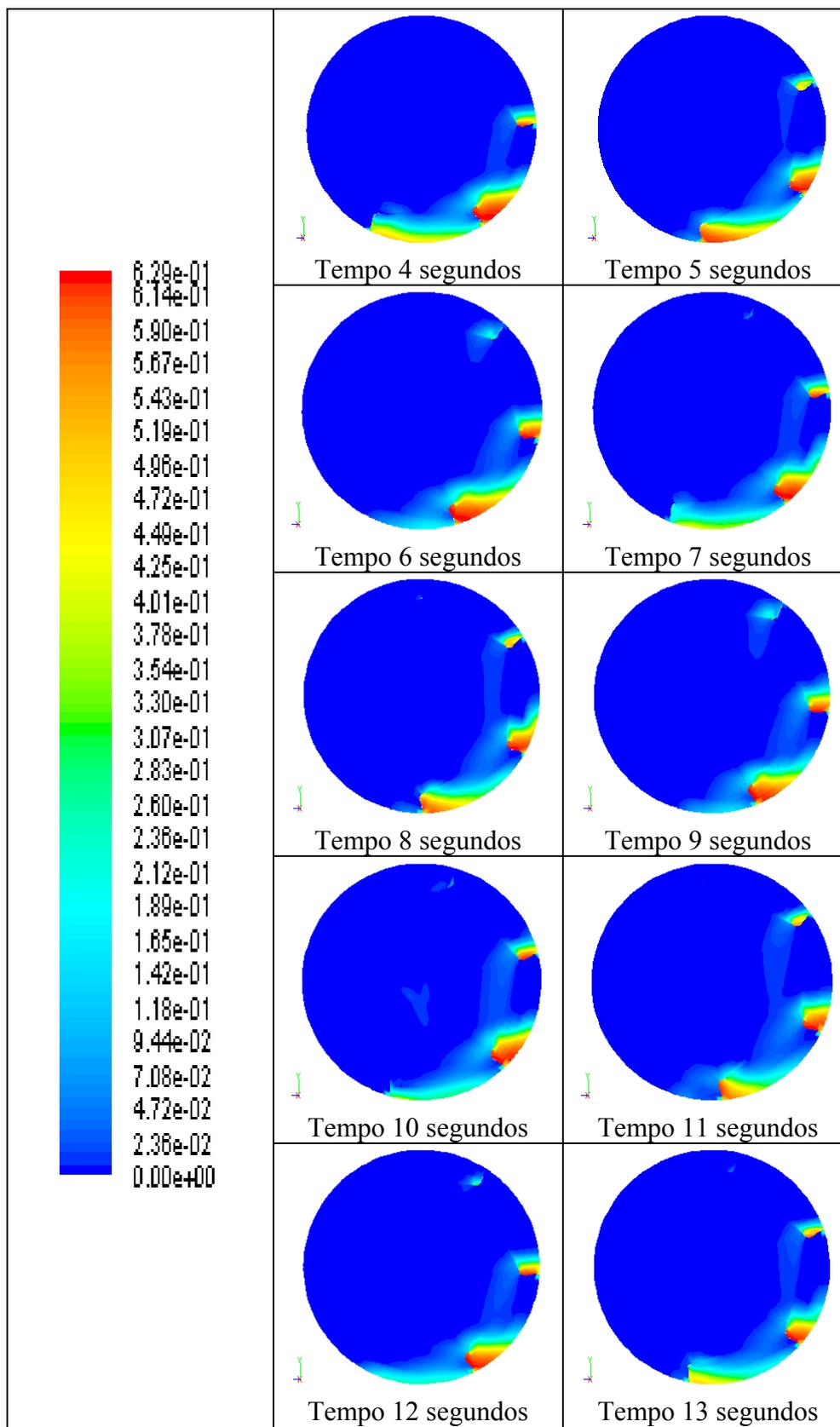


Figura 4.16 – Perfil de fração de volume de sólidos nos suspensores para o secador operando com rotação de 3,6 rpm e velocidade do ar de 2,5 m/s

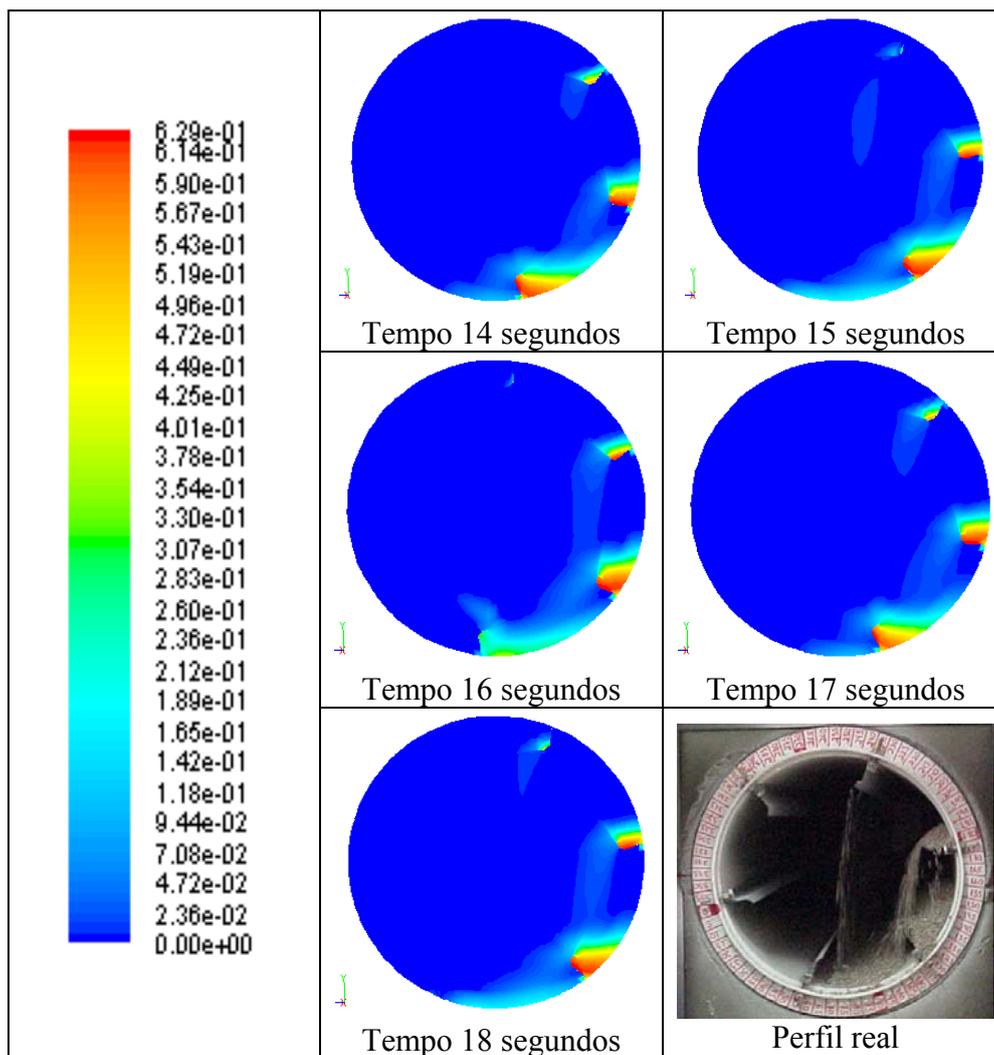


Figura 4.17 – Perfil de fração de volume de sólidos nos suspensores para o secador operando com rotação de 3,6 rpm e velocidade do ar de 2,5 m/s

5- CONCLUSÕES

O tempo de residência e o carregamento de sólidos no secador rotatório concorrente foram avaliados e observou-se que sofreram significativa influência das variáveis: velocidade de rotação, velocidade do gás de secagem, vazão de sólidos e ângulo de inclinação do tambor.

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*.

Foi possível realizar a comparação do desempenho do secador rotatório nas versões concorrente e contracorrente. Observou-se que em geral a água removida para o secador concorrente foi menor do que para o secador contracorrente, para ambos operando com as

mesmas condições. Além disso, o tempo de residência e o *holdup* do secador concorrente foram menores do que os do secador contracorrente.

Foi possível realizar a simulação da fluidodinâmica de um secador rotatório utilizando a técnica da fluidodinâmica computacional (CFD) e prever o comportamento dos sólidos nos suspensores. Como a simulação foi feita em batelada não foi possível fazer neste momento a comparação dos dados, porém a proposta para trabalhos futuros é validar os resultados simulados via CFD através de comparações com estudos experimentais e então avaliar diferentes configurações propondo uma configuração ótima.

6- AGRADECIMENTOS

Os autores agradecem a Bolsa de Iniciação Científica concedida pelo PIBIC/FAPEMIG/UFU.

7- REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AJAYI, O.O.; SHEEHAN, M.E. Design loading of free flowing and cohesive solids in flighted rotary dryers. *Chemical Engineering Science*, v. 73, p. 400–411, 2012.

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.; BARROZO, M.A.S. Conventional and modified rotary dryer: Comparison of performance in fertilizer drying. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, v. 48, p. 1414–1418, 2009.

BAKER, C.G.J. Chapter 1: Cascading Rotary Dryers. *Advances in drying*, Hemisphere, New York, Mujumdar A. S (ed)., v. 2, p. 1–51, 1983.

BOX, M.J.; HUNTER, W.G.; HUNTER, J.S. *Statistics for Experiments: An Introduction to Design, Data Analysis and Model Building*. New York: John Wiley and Sons, 652 p., 1978.

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.

DUARTE, C.R.; MURATA, V.V.; BARROZO, M.A.S. A Study of the Fluid Dynamics of the Spouted Bed Using CFD. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, v. 22, n. 2, p. 263–270, 2005.

FRIEDMAN, S.J.; MARSHAL, W.R. Studies in rotary drying, Part. I: Holdup and Dusting. *Chemical Engineering Progress*, v. 45, p. 482–573, 1949.

GLIKIN, P.G. Transport of Solids Through Flighted Rotation Drums. *Trans IchemE*, v. 56, p. 120–126, 1978.

JOHNSTONE, H.F. and SINGH A.D., *Bull. University ILL*, v. 324, p. 56, 1940.

KELLY, J.J. *Bull. Inst. Ind. Res. Standards*, v. 5, p. 361, 1968.

- KEMP, I.C. Comparison of Particles Motion Correlations for Cascading Rotary Dryers. In Proceedings of the 14th International Drying Symposium (IDS), São Paulo, Brazil, p. 790–797, 2004.
- LISBOA, M.H. Estudo de Secadores Rotatórios na Secagem de Fertilizantes. Dissertação de Mestrado, UFU, Uberlândia–MG, 2005.
- 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, 7th edition, Cd-ROM, p. 12–1: 12–90, 1999.
- MUJUMDAR A.S.; KROKIDA M.; MARINOS-KOURIS D. Rotary Drying. In: Handbook of Industrial Drying, 3th edition, p. 151, 2007.
- NONHEBEL, M.A.G. MOSS, A.A.H., Drying of Solids in the Chemical Industry. Butterworths, Londres, Inglaterra, p. 301, 1971.
- PEINADO, D.; de VEGA, M.; GARCÍA-HERNANDO, N.; MARUGÁN-CRUZ, C. Energy and energy analysis in an asphalt plant's rotary dryer. Applied Thermal Engineering v. 31, p. 1039–1049, 2011.
- PERRY, R.H. e CHILTON, C.H. (eds), Chemical Engineers' Handbook, Section 20, 5th ed, McGraw-Hill, Nova York, 1974.
- PERRY, R.H.; GREEN, D.W. Chemical Engineers Handbook. New York: McGraw-Hill, 2150 p., 1999.
- PORTER, S.J., The design of Rotary Dryers and Coolers. Transport Institute Chemical Engineering, v. 41, p. 272–287, 1963.
- 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. 183–202, 1962.
- SHERRIT, R.G.; CAPLE, R.; BEHIE; L.A.; MEHROTRA, A.K. Movement of Solids Through Flighted Rotating Drums. Journal of Chemical Engineering, v. 71, p. 337–346, 1993.
- SONG, Y. Solid Transportation, Heat and Mass Transfer in Rotary Dryers. University of Ottawa, Ottawa. M.Sc. Dissertation, p. 85–87, 2003.