

## ESTUDO EXPERIMENTAL E DE SIMULAÇÃO DA FLUIDODINÂMICA EM SECADORES ROTATÓRIOS COM CASCAATEAMENTO

ISABELE CRISTINA BICALHO<sup>1</sup>, CLÁUDIO ROBERTO DUARTE<sup>2</sup>, BEATRIZ CRISTINA SILVÉRIO<sup>3</sup>, MARCOS ANTÔNIO DE SOUZA BARROZO<sup>4</sup>

**Resumo:** O objetivo desse trabalho foi analisar os fenômenos de transferência de massa e energia entre o ar aquecido e o fertilizante super-fosfato simples granulado em secador rotatório na versão convencional concorrente com cascadeamento operando com suspensores de três segmentos. Para isto fez-se um estudo experimental e de simulação utilizando a técnica de CFD, para a melhor compreensão da fluidodinâmica do equipamento, e analisou-se os efeitos de taxas de alimentação do sólido e do ar, temperatura do ar, inclinação do tambor e número de suspensores no secador. Um planejamento composto central foi efetuado utilizando quatro réplicas no centro. Determinou-se as variações de umidade e temperatura do ar e do sólido ao longo do comprimento do secador. Paralelamente, avaliou-se a capacidade de predição das equações clássicas propostas pela literatura.

**Palavras-chave:** secador rotatório, secagem, fluidodinâmica, fertilizantes.

**Abstract:** The aim of this study was to analyze the phenomena of mass and energy transfer between the heated air and fertilizer single super-phosphate granules in rotary dryer as conventional competitor with cascades operating flights of three segments. For this it was an experimental study and simulation using the CFD technique to better understanding of fluid dynamic of equipment, and looked up the effects of feeding rates of the solid and air, air temperature, slope of the drum and number of flights in the dryer. A central composite design was performed using four replicates at the center. It was determined the changes in humidity and air temperature and the solid along the length of the dryer. In parallel, evaluate the ability of the prediction equations proposed by the classical literature.

**Keywords:** rotary dryer, drying, fluid dynamic, fertilizer.

<sup>1</sup>Faculdade de Engenharia Química, UFU, Av. João Naves de Ávila, 2160, Santa Mônica, Uberlândia, MG, CEP 38.400-902. email: [isabelebicalho@gmail.com](mailto:isabelebicalho@gmail.com)

<sup>2</sup>Faculdade de Engenharia Química, UFU, Av. João Naves de Ávila, 2160, Santa Mônica, Uberlândia, MG, CEP 38.400-902. email: [claudiofequfu@gmail.com](mailto:claudiofequfu@gmail.com)

<sup>3</sup>Faculdade de Engenharia Química, UFU, Av. João Naves de Ávila, 2160, Santa Mônica, Uberlândia, MG, CEP 38.400-902. email: [beatrizcristinadejesus@hotmail.com](mailto:beatrizcristinadejesus@hotmail.com)

<sup>4</sup>Faculdade de Engenharia Química, UFU, Av. João Naves de Ávila, 2160, Santa Mônica, Uberlândia, MG, CEP 38.400-902. email: [masbarrozo@pesquisadorenpq.br](mailto:masbarrozo@pesquisadorenpq.br)

## 1- INTRODUÇÃO

A secagem é essencial para melhorar as características de certos materiais ou deixá-los em condições adequadas de conservação e armazenamento. Fenomenologicamente, a secagem consiste na retirada de um líquido contido num determinado material sólido através da passagem de um gás, gerando um contato entre as fases que possibilita a transferência de calor, massa e movimento. A operação de secagem é de grande importância para a indústria já que esta deve atender as especificações impostas pelo mercado consumidor ou regulamentadas por lei, e pretende reduzir custos com armazenamento e transporte, bem como assegurar uma melhor qualidade do produto final.

As secagens industriais são feitas quase sempre em equipamentos denominados de secadores. Os secadores podem apresentar as mais diferentes dimensões e permitir as mais diversas formas de colocar a fase sólida em contato com o gás. Em regra, secadores são equipamentos caros, não somente em termos da aquisição e instalação, mas também na quantidade de energia consumida durante a operação de secagem. Os secadores são classificados quanto à forma de transmissão de calor em secadores de contato direto e indireto, no primeiro o gás de secagem está em contato íntimo com o produto e no segundo o contato de ambos ocorre por meio de uma superfície aquecida indiretamente.

A maior parte dos materiais particulados são industrialmente secos em secadores denominados rotatórios. Um secador rotatório convencional é constituído por um cilindro que gira mediante suportes apropriados, usualmente um pouco inclinado em relação à horizontal e com o comprimento do cilindro podendo alcançar de duas a dez vezes o seu próprio diâmetro. Nestes tipos de secadores, os sólidos da alimentação entram por uma extremidade do cilindro e se deslocam, em concorrente ou contracorrente com o ar, até a outra extremidade. Geralmente, peças suspensoras internas, conhecidas como *flights*, elevam o sólido e o colocam em contato mais eficiente com a corrente de gás (VIEIRA; SILVEIRA, 1995).

O conhecimento e controle de variáveis independentes características, tais como: taxas de alimentação do sólido e do ar, temperaturas do gás e do material a ser secado, diâmetro, comprimento, inclinação e rotação do tambor, capacidade e número de suspensores no secador é indispensável nos processos de secagem, já que estas operações apresentam altos custos como a utilização de mão de obra, o tempo de secagem e, principalmente, o consumo de energia. Entretanto, estes custos podem ser reduzidos de forma significativa se for realizado um estudo visando o controle das propriedades envolvidas no processo. Entre as mais importantes, estão a temperatura e fluxo do ar de secagem.

Para uma melhor compreensão do processo de secagem pode-se fazer também um estudo da fluidodinâmica do fluido e das partículas no interior do secador, utilizando a técnica da fluidodinâmica computacional (CFD) para problemas multifásicos. A técnica de CFD permite obter a solução de um conjunto de equações diferenciais parciais lineares acopladas que expressam a conservação de massa, energia e quantidade de movimento. Isto torna possível a previsão do comportamento do ar quente e sólido úmido no interior do secador rotatório convencional com cascadeamento, o que favorece a otimização do processo e aumento da lucratividade.

## **2- REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

A secagem é um assunto abrangente e de elevado grau de complexidade, envolvendo trocas simultâneas de calor, massa e “momentum”, governadas por um conjunto de equações altamente não lineares. Vários parâmetros afetam o processo de secagem, sendo que muitos deles são dependentes da estrutura do sólido e podem apresentar variações para um mesmo produto que tenha sido feito por processos diferentes ou até mesmo em lotes diferentes do mesmo processo. Nenhuma teoria de secagem pode ser considerada correta e realizável até ter sido experimentalmente validada para uma ampla faixa de condições experimentais e em grande ou pequena escala. Apesar de muitas teorias terem sido publicadas ao longo dos anos, a falta de comparação com resultados experimentais tem levado os fabricantes de secadores industriais a optarem pelo emprego de métodos de projeto empíricos baseados em testes em plantas pilotos para “scale-up”. Experiências mal sucedidas de aplicações dessas teorias no projeto de secadores ocorreram mediante algumas considerações errôneas no desenvolvimento do modelo, aliado ao grande número de parâmetros requeridos, os quais são difíceis de serem medidos e podem levar a erros cumulativos (KEMP e OAKLEY, 2002).

### **2.1- 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 .

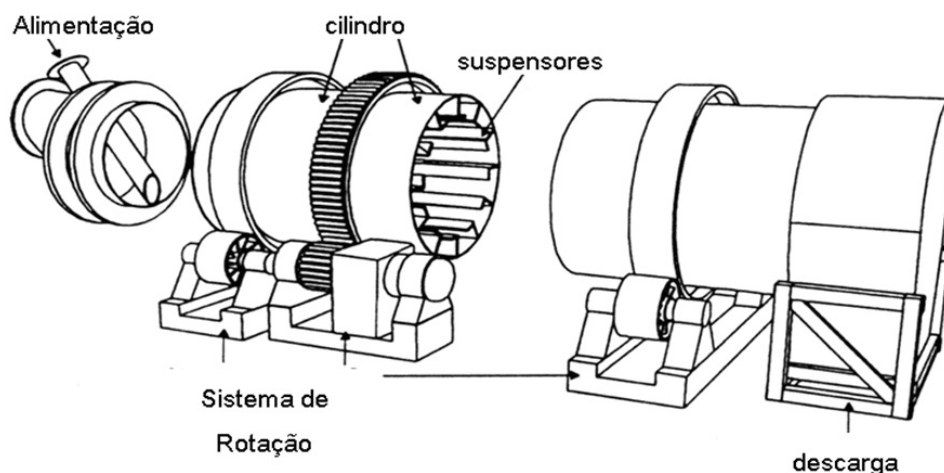


Figura 2.1 - Esquema de um secador rotatório com cascateamento (ARRUDA, 2008).

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 casco cilíndrico é dotado internamente de suspensores, que funcionam como pás carregando os sólidos da parte inferior para a superior, promovendo o cascateamento do material, melhorando o contato gás-partícula e conseqüentemente aumentando a taxa de secagem.

O movimento do sólido através do secador é influenciado por três mecanismos distintos (FOUST et al., 1982). Em primeiro lugar, à medida que o tambor gira, cada partícula é levantada pelos suspensores e depois cai de uma certa altura. A cada queda, a partícula avança uma certa distância. Este deslocamento do sólido é devido, portanto, a “ação dos suspensores”. Além disso, as partículas, ao atingirem a parte de baixo do tambor, ricocheteiam; algumas outras, que atingem outras partículas, misturam-se a estas, enquanto as partículas que não foram levantadas pelos suspensores deslocam-se para a frente, rolando umas sobre as outras. Estes efeitos, em conjunto, constituem a “ação do cilindro rotatório” e afetam significativamente o tempo de residência de uma partícula no secador. Finalmente, o gás de secagem, escoando através do secador, favorece ou dificulta o avanço dos sólidos, de acordo, respectivamente, com a configuração concorrente ou contracorrente (SHERRIT et al., 1993).

Para o projeto e operação de secadores rotatórios, predominam diversas variáveis independentes características, tais como: taxas de alimentação do sólido e do ar, temperaturas do gás e do material a ser secado, diâmetro, comprimento, inclinação e rotação do tambor, capacidade e número de suspensores no secador. Todas estas variáveis afetam a transferência de calor e, com exceção das temperaturas do ar e do material, afetam a carga e o tempo de residência do material no secador (SAEMAN e MITCHELL, 1954).

## 2.2- Suspensores

Os suspensores são projetados para aumentar o desempenho do secador. Os sólidos devem ‘chover’ em uma faixa próxima a  $180^\circ$  de rotação. Em muitos casos, isto é alcançado usando suspensores curvados de uma forma apropriada para erguer e, então, liberar gradualmente determinada quantidade de sólidos. Um bom projeto de suspensores é essencial para promover um contato gás-sólido requerido para uma secagem rápida e homogênea, (veja Figura 2.2).

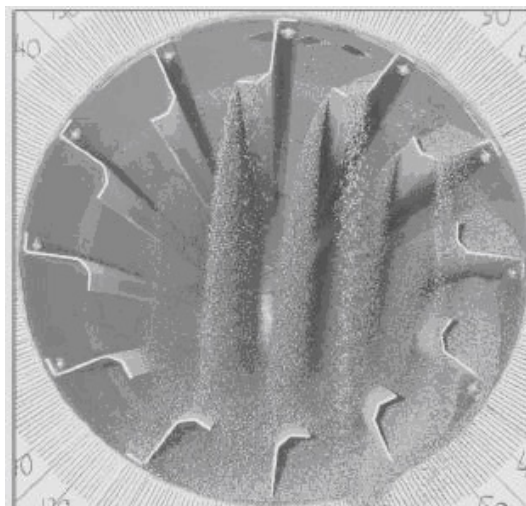


Figura 2.2 - Cascadeamento dos sólidos na parte interna do secador

O conhecimento da quantidade de sólidos transportados pelos suspensores é essencial para assegurar que o secador esteja operando dentro do intervalo ótimo de carregamento. BAKER (1983) recomenda que o formato e o número de suspensores, bem como as condições operacionais do secador, devem ser escolhidos de forma que o volume de sólidos em relação ao volume total do tambor esteja na faixa de 10 a 15 %, que corresponderia à faixa ótima de operação do equipamento. De acordo com o autor, se o carregamento de material no tambor for menor que o limite inferior desse intervalo, o secador estará operando abaixo da sua capacidade, havendo ineficiência. Por outro lado, se houver sobrecarga, haverá uma porção excessiva de material transportada através do secador, o que reduzirá o tempo de residência dos sólidos, podendo ser prejudicial para a qualidade do produto final, uma vez que uma parte do material poderia secar mais do que outras.

A quantidade de sólidos retida em cada suspensor é função da sua geometria, da posição angular dentro do tambor ( $\theta$ ) e do ângulo característico ( $\phi$ ) formado entre a superfície livre dos sólidos e a horizontal, também conhecido como ângulo dinâmico de repouso.

Assim como a carga de material no suspensor, a altura de queda das partículas também depende da sua posição angular. Dessa forma, se o suspensor consegue conduzir as partículas a posições que maximizam a altura média de queda, estará contribuindo para o aumento do tempo de queda e, com isso, com o tempo de contato gás-partícula, o que leva a acréscimos nos coeficientes de transferência de calor e massa no secador rotatório e torna o processo mais eficiente. A altura de queda pode ser avaliada por meio da aplicação de conceitos de geometria ou medida experimentalmente.

Vários autores desenvolveram procedimentos de projeto para os suspensores. Schofield e Glikin (1962) foram um dos pioneiros neste assunto e derivaram a Equação (2.1) para avaliar o ângulo dinâmico de repouso de um material ( $\phi$ ) em função do coeficiente dinâmico de fricção ( $\mu$ ). Se um material é derramado em uma superfície plana, formará uma pilha cujo ângulo com o plano horizontal é chamado de ângulo estático de repouso. Este ângulo de repouso é afetado pela coesividade do material. Partículas dentro de um suspensor também exibem um ângulo de repouso com o plano horizontal, que dependerá da posição angular do suspensor ( $\theta$ ). Como o ângulo de repouso é afetado pela velocidade de rotação do tambor, este é chamado de ângulo dinâmico de repouso.

$$\tan \phi = \frac{\mu + R_o \frac{\omega^2}{g} (\cos \theta - \mu \operatorname{sen} \theta)}{1 - R_o \frac{\omega^2}{g} (\operatorname{sen} \theta + \mu \cos \theta)} \quad (2.1)$$

KELLY (1968) e POTER (1963) determinaram a faixa de validade da equação (2.1) e concluíram que esta pode ser utilizada com segurança para valores da razão  $R_o \omega^2 / g$  até 0,4, caso onde a força gravitacional maior do que a força centrífuga. Para o caso da razão anterior ser igual a unidade tem-se o equilíbrio dinâmico entre as forças centrífuga e gravitacional, e neste caso o material fica retido nos suspensores, não ocorrendo o cascadeamento. Normalmente, os secadores são operados na faixa  $0,0025 < R_o \omega^2 / g < 0,04$ .

Kelly e O'Donnell (1968) desenvolveram um procedimento de medida para o coeficiente de fricção dinâmico e propuseram a equação 2.2 para o cálculo da carga total de projeto do secador ( $H^*$ ), na qual  $h_0^*$  é a quantidade de material no suspensor que se encontra na posição angular 0 radiano, L é o comprimento do secador e N é o número de suspensores. Eles também revisaram as equações que relacionavam a carga do tambor e a carga dos suspensores.

$$H^* = \frac{(N+1)Lh_0^*}{2} \quad (2.2)$$

Baker (1988) mostrou como o ângulo dinâmico de repouso pode ser usado para calcular a carga de sólidos de um suspensor em qualquer posição angular. Ele desenvolveu equações para vários tipos de geometrias de suspensores.

Revol et al. (2001) desenvolveu equacionamentos para predição da carga de suspensores de três segmentos. A geometria dos suspensores também afeta a distribuição do tempo de residência de sólidos em secadores rotatórios. A Figura 2.3 identifica as variáveis geométricas utilizadas para estes equacionamentos:

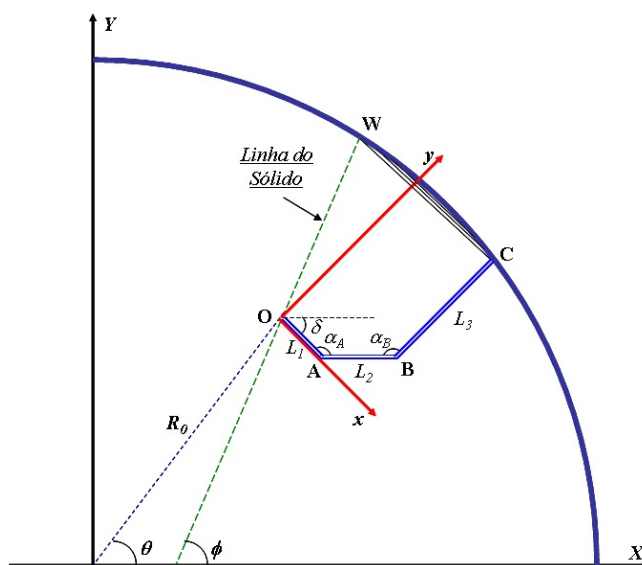


Figura 2.3 - Variáveis relevantes em um suspensor de três segmentos.

Considera-se dois conjuntos de coordenadas cartesianas: um com a origem (x,y) na ponta do suspensor e abscissa coincidente com o primeiro segmento (1<sup>o</sup>), e o outro com a origem (X,Y) localizada no eixo do tambor e abscissa na horizontal. Para calcular o volume de material nos suspensores, deve-se determinar as coordenadas dos pontos A, B e C, assim como o ângulo ( $\delta$ ) formado entre os dois sistemas de coordenadas.

### 2.3- Tempo de residência

O tempo médio de residência das partículas ( $\bar{\tau}$ ) é calculado por meio da Equação (2.3) que relaciona a carga total de sólidos no secador ( $H^*$ ) com a vazão de sólidos ( $G_s$ ):

$$\bar{\tau} = \frac{H^*}{G_s} \quad (2.3)$$

Para se determinar a carga total de sólidos ( $H^*$ ) basta-se interromper repentinamente o movimento do secador e pesar todo o seu conteúdo.

FRIEDMAN e MARSHALL (1949) propuseram uma correlação empírica frequentemente utilizada, a Equação (2.4):

$$\bar{\tau} = L \left( \frac{A_{FM}}{\alpha N_R^{0,9} D} \pm \frac{B_{FM} G_f}{G_s d_p^{0,5}} \right) \quad (2.4)$$

Na Equação (2.4) utiliza-se o sinal negativo para o caso de secador operando em fluxo concorrente e o sinal positivo para contracorrente, vale lembrar que  $G_s$  é a taxa de alimentação do material por unidade de área da seção transversal do secador,  $N_R$  é o número de rotações do tambor por unidade de tempo,  $D$  é o diâmetro do secador,  $G_f$  é a vazão mássica de ar seco e  $\alpha$  é o ângulo de inclinação do secador.

SAEMAN e MITCHELL (1954) analisando o transporte de material pelo secador por meio de associação das taxas de transporte com caminhos individuais de cascadeamento e assumindo uma relação linear entre o deslocamento horizontal das partículas e suas velocidades, propuseram a Equação (2.5):

$$\bar{\tau} = \frac{L}{f(H^*) DN_R [\tan(\alpha) \pm m'v]} \quad (2.5)$$

O sinal positivo da equação anterior é usado para fluxo concorrente e o sinal negativo para fluxo contracorrente, o valor do fator de cascata  $f(H^*)$  é definido como 2 para secadores ligeiramente carregados e  $\pi$  para secadores fortemente carregados utilizando pequenos suspensores, já o valor de  $m'$  deve ser determinado experimentalmente para cada material.

PERRY e GREEN (1999) propuseram uma correlação geral para o cálculo do tempo de residência médio:

$$\bar{\tau} = \frac{k_p L}{DN_R^{0,9} \tan(\alpha)} \quad (2.6)$$

A literatura apresenta diversas equações para a previsão de tempo de residência em secadores rotatórios. A maioria destas são de natureza essencialmente empíricas, entretanto algumas são inviáveis para serem utilizadas em projeto, pois não são relacionadas as principais variáveis de processo.

### 3- MATERIAIS E MÉTODOS

#### Materiais

O material utilizado nos experimentos foi o fertilizante do tipo SSPG (super-fosfato simples granulado) o qual apresenta, na sua composição, 16 a 24 % de  $P_2O_5$  solúvel em água,



7 a 8 % de ácidos livres, água e outros componentes inertes. As amostras que serão utilizadas nos ensaios experimentais foram submetidas a um quarteamento de um lote de 200 kg de super-fosfato simples granulado, adquirido de uma empresa da região. A Tabela 3.1 mostra algumas propriedades físicas do fertilizante super-fosfato simples granulado.

Tabela 3.1 - Propriedades do SSPG

$\rho_s$ (kg/m <sup>3</sup> )	$C_p$ (kcal/kg°C)	$d_{\text{Sauter}}$ (m)
1100	1,026	$2,45 \cdot 10^{-3}$

### Unidade Experimental

Para a realização dos experimentos foi utilizado um secador rotatório convencional concorrente e 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 um esquema do mesmo pode ser visualizado na Figura 3.1.

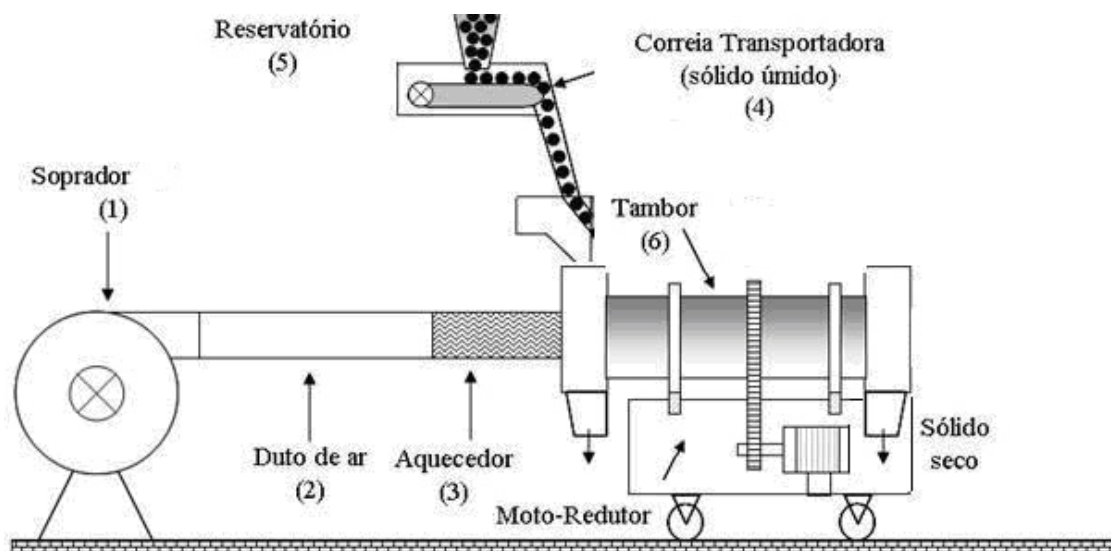


Figura 3.1- Esquema da unidade experimental

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.

### 3.1- Metodologia Experimental

De acordo com BAKER (1988), o secador rotatório com cascadeamento estará operando nas condições de carregamento ótimo quando a razão entre o volume de sólidos no secador e o volume total do tambor situar-se na faixa de 10 a 15 %. Com base nessa informação, 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.

Tabela 3.2 - Planejamento experimental dos ensaios de secagem do fertilizante SSPG

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

### 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 de fertilizantes eram colocadas em uma estufa com temperatura de  $105 \pm 2$  °C por 24 horas, media-se a massa úmida e a massa seca das amostras em uma 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 regulagem 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 seqüencial pesagem em balança analítica digital de precisão de  $10^{-2}$  g.

### **Medidas de Tempos de Residência (DTR)**

As medidas experimentais de tempo de residência foram obtidas empregando-se traçadores, partículas do próprio fertilizante tingidas com a cor vermelha, que as tornava bastante visíveis dentre as demais partículas. A injeção de traçadores no secador foi feita na forma de pulso após o sistema atingir o regime estabelecido. Acionava-se um cronômetro imediatamente após a introdução dos traçadores, e coletava-se todo o material que deixava o secador a cada 30 segundos e contava-se o número de traçadores em cada amostra. Desta forma, obteve-se a fração de traçadores para cada intervalo de tempo, o que possibilitava plotar a curva da fração de material em função do tempo de residência,  $E(t)$  em função do tempo de residência, de acordo com a Figura 3.2. O cálculo da área sob a curva fornecia o tempo médio de residência das partículas.

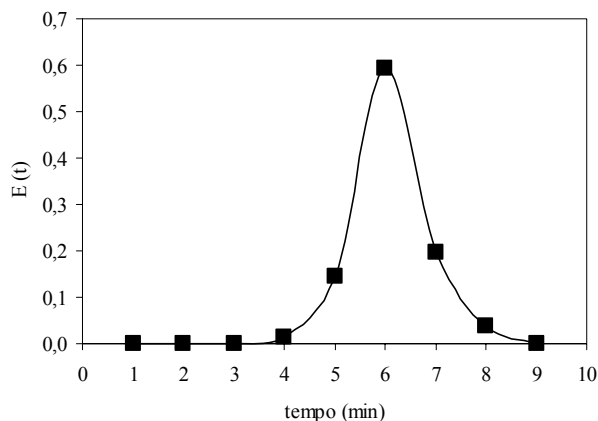


Figura 3.2 - Curva típica da fração de material em função do tempo de residência para o secador rotatório de 3 segmentos.

A partir dos resultados obtidos experimentalmente foi possível verificar o ajuste das equações de FRIEDMAN e MARSHALL (1949) e SAEMAN e MITCHELL (1954), aos dados experimentais, bem como comparar com a previsão obtida pela carga, Equação (2.3). No ajuste dessas equações,  $\alpha$  foi utilizado em radianos,  $N_R$  em rotações minuto,  $G_S$  em kg/min e  $v_{AR}$  em m/min.

### Medidas de Umidade

A determinação da umidade do ar na entrada e saída do secador foi realizada por meio de medidas de temperatura de bulbo seco e úmido. A temperatura do ar e dos sólidos, na entrada e saída do secador, foram medidas utilizando termopares de cobre-constantan devidamente posicionados ao longo do secador e do tubo de ar (antes e após a resistência). Os termopares foram previamente calibrados em banhos termostáticos com termômetro padrão de precisão  $0,05^\circ\text{C}$  e possuíam mostradores digitais acoplados a eles, o que facilitava as leituras de temperatura.

O material úmido foi adicionado com a vazão adequada após a regulagem da temperatura, e estabelecido o regime começava-se a retirar amostras. As amostras de sólido eram recolhidas ao longo das posições demarcadas com os termopares com imediata pesagem e com seqüencial leitura da temperatura do ar de secagem e do sólido em cada posição.

Os dados experimentais obtidos por este teste permitem os cálculos das distribuições de temperatura e umidade no interior do secador. A taxa de secagem pode ser 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.

### Perfis de Temperatura

As medidas da distribuição de temperatura do ar ao longo do secador serão realizadas com o auxílio de uma sonda dotada de um termopar em sua extremidade, especificamente projetada para percorrer toda a extensão longitudinal do secador. Os termopares foram montados no interior de uma tela em forma de cilindro, para que houvesse contato apenas com o ar de secagem.

Para se obter a distribuição de temperatura dos sólidos ao longo do secador, um termopar foi instalado no interior de um recipiente termicamente isolado e cuja função era realizar a coleta de material sólido ao longo do secador, de forma a permitir a obtenção da temperatura do mesmo por calorimetria.

A Tabela 3.3 mostra as posições de medida, sendo que a posição zero foi adotada no ponto em que o material é alimentado, localizado a dez centímetros da entrada do secador, ou seja, do lado em que se alimentava o sólido úmido. Com isso, o comprimento efetivo do secador usado nos cálculos foi de 1,4 m. Os perfis de umidade do sólido e as temperaturas do ar e do material foram obtidos para todos os experimentos da Tabela 3.3. As propriedades físicas do material e do ar necessárias à resolução do modelo são:

$$Cp_s = 1.02577 \text{ kJ}/(\text{kg}^\circ\text{C}) \text{ ( Calor específico do sólido).}$$

$$Cp_f = 1 \text{ kJ}/(\text{kg}^\circ\text{C}) \text{ (Calor específico do ar ).}$$

$$Cp_l = 4.1868 \text{ kJ}/(\text{kg}^\circ\text{C}) \text{ (Calor específico da água líquida).}$$

$$Cp_v = 1.1723 \text{ kJ}/(\text{kg}^\circ\text{C}) \text{ (Calor específico do vapor de água).}$$

$$MM_{ar} = 28.9 \text{ g/gmol} \text{ (Massa molecular média do ar).}$$

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

$$P = 0.91 \text{ atm} \text{ (Pressão).}$$

Tabela 3.3 - Pontos de medida dos perfis de umidade e temperatura do ar e do sólido ao longo do comprimento do secador.

Ponto de medida (-)	Posição no secador (L) (m)	Adimensional de comprimento (z)
1	0,00	0,00
2	0,30	0,21
3	0,60	0,43
4	0,90	0,64
5	1,20	0,86
6	1,40	1,00

### **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 é decisiva para o bom desenvolvimento do estudo numérico aqui proposto. Neste sentido, várias configurações de malha foram geradas e o intuito é 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 existe 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 torna 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<sup>®</sup> 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 tem sido feita usando a técnica da fluidodinâmica computacional (CFD), e o modelo empregado será o modelo multifásico Euleriano Granular.

O primeiro passo foi a construção de geometrias que representem fisicamente o secador, sem e com suspensores. Para o primeiro caso, construiu-se um cilindro de 0,15 m de diâmetro e 1,5 m de comprimento inclinado em um ângulo de 3 ° em relação a horizontal, dentro do qual criou-se um 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. Com o intuito da obtenção de uma malha totalmente regular dividiu-se novamente a geometria obtendo-se nove regiões. Para isto, fez-se a partição das circunferências em quatro quadrantes, possibilitando a divisão dos dois anéis em quatro sub-regiões.

Já para o segundo caso, visando novamente a obtenção de uma malha regular, e devido ao formato e disposição dos suspensores foi preciso fazer a divisão da geometria em dois cilindros internos e duas regiões anulares que posteriormente foram divididas em vinte e quatro sub-volumes. Com isso, torna-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 de fluidodinâmica que envolvem 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 a 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  $\alpha_y$  (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  $\rho_y$  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  $p^{ésima}$  para  $q^{ésima}$  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, considera 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 a fase primária, enquanto  $p$  a secundaria. Portanto, será considerada a fase sólida como fase secundária ( $p$ ) e a fase gasosa como primaria ( $q$ ).

Balanço de momento para a fase fluida  $q$ :

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

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:  $\bar{F}_{\infty}$  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 (3.7) representa o tensor de deformação da fase fluida  $q$ .

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

Aqui  $\mu_q$  e  $\lambda_q$  são as viscosidades de cisalhamento e *bulk* da fase  $q$ , respectivamente. A Equação (3.7) 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  $\tau_p$ , 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,  $\nabla p_s$ , 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  $\theta_s$  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,  $\theta_s$ , 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 ( $\theta_s$ ) 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 a 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 ( $k_{\theta_s}$  é o coeficiente de difusão)

$\gamma_{\theta_s}$  = energia de dissipação devido à colisão

$\phi_{qp}$  = troca de energia entre a fase fluida e a fase sólida.

## 4- RESULTADOS E DISCUSSÕES

### Tempo de residência

Os resultados experimentais para o tempo de residência das partículas, obtidos pela técnica dos traçadores e por medidas da carga total de material, Equação (2.3), para o secador rotatório convencional operando com seis suspensores, inclinação do tambor de 3° e rotação de 3,6 rpm, são mostrados na Tabela 4.1. Esses dados foram usados no ajuste de equações empíricas e semi-empíricas propostas na literatura para o tempo de residência.

De acordo com os resultados experimentais da Tabela 4.1, nota-se que os valores obtidos pela equação da carga são bem próximos dos valores obtidos usando traçadores. No secador convencional operando com 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 acima. Percebe-se também que o aumento da vazão de sólidos leva a um aumento do tempo de residência, como era esperado para esta configuração do secador.

Tabela 4.1 - Resultados experimentais de tempo de residência em secador rotatório convencional com suspensores de 3 segmentos (2 x 0,7 x 0,7 cm).

Tempo médio de Residência (min)		
Experimento	Traçadores	Carga
1	3,78	3,83
2	4,00	3,89
3	3,78	3,83
4	4,00	3,89
5	3,19	3,19
6	3,59	3,48
7	3,19	3,19
8	3,59	3,48
9	4,19	4,17
10	3,54	3,42
11	3,75	3,83
12	3,75	3,83
13	3,82	3,88
14	4,09	3,28
15	3,75	3,83
16	3,75	3,83
17	3,75	3,83
18	3,75	3,83

A Figura 4.1 mostra uma comparação entre os resultados calculados pelas correlações ajustadas e os dados experimentais obtidos. A equação de SAEMAN e MICTHELL (1954) se destaca por possuir melhor fundamentação teórica, sendo a única que leva em conta a carga nos suspensores e o arraste de partículas.

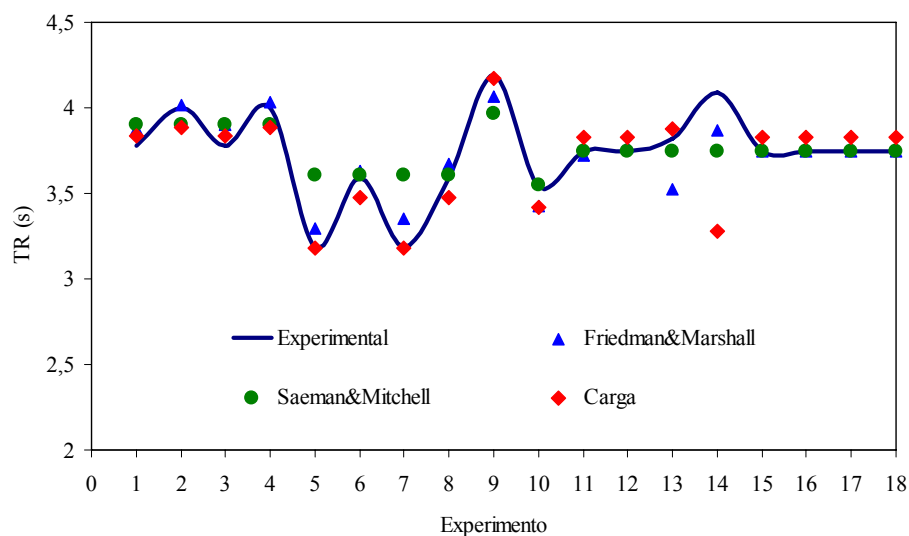


Figura 4.1 - Comparação entre o tempo de residência calculado e experimental.

### Número de suspensores e inclinação

A Tabela 4.2 mostra o planejamento experimental com os respectivos resultados experimentais obtidos para a fração volumétrica de sólidos ( $F_{ST}$ ) no secador convencional, operando com suspensores de três segmentos. Com base nos resultados experimentais obtidos para a fração de sólidos no secador ( $F_{ST}$ ), pode-se encontrar as melhores condições operacionais para o secador rotatório. Nessas condições, a fração volumétrica de material no secador deve variar dentro da faixa recomendado por BAKER (1988) para o intervalo ótimo de operação, que situa-se entre 10 e 15 %, garantindo que o equipamento não irá operar com sobrecarga de material, o que poderia conduzir a resultados de taxa de secagem diferentes daqueles observados com o secador operando na faixa ótima de carregamento.

Observando a Tabela 4.2 percebe-se que a fração volumétrica de sólidos no tambor ( $F_{ST}$ ) aumenta com a diminuição do ângulo de inclinação e com a elevação do número de suspensores, devido à redução na velocidade de escoamento do material.

Tabela 4.2 - Planejamento e resultados experimentais da fração volumétrica de sólidos no tambor ( $F_{ST}$ ) para identificação da faixa ótima de operação do secador (BAKER, 1988).

Planejamento Experimental					Fração volumétrica de sólidos no tambor: $F_{ST} = 100 \frac{V_{ST}}{V} - [\%]$		
Experimento (n°)	$\alpha$ (°)	$N_R$ (rpm)	$G_{SU}$ (kg/min)	$V_{AR}$ (m/s)	6 suspensores	8 suspensores	10 suspensores
1	3	3,6	1,3	1	6,65	7,08	8,12
2	2	3,6	1,3	1	9,08	9,32	10,63
3	1	3,6	1,3	1	15,35	14,40	16,40
4	3	3,6	1,3	4	3,64	4,23	4,45
5	2	3,6	1,3	4	5,04	6,02	6,32
6	1	3,6	1,3	4	7,65	8,69	11,60
7	3	3,6	0,7	1	3,46	3,68	4,38
8	2	3,6	0,7	1	4,97	5,32	6,34
9	1	3,6	0,7	1	6,99	5,95	8,92
10	3	3,6	0,7	4	1,42	1,89	2,15
11	2	3,6	0,7	4	2,00	2,52	2,90
12	1	3,6	0,7	4	2,75	3,40	4,41

A Figura 4.2 apresenta os resultados experimentais obtidos para a fração volumétrica de sólidos retida no tambor, com o secador operando com vazões alimentação de sólidos de 0,7 e 1,3 kg/min, e com 6, 8 e 10 suspensores. Observa-se nessa figura que quanto menor for

o número de suspensores e maior for o ângulo de inclinação, maior será a aceleração do material no sentido do escoamento e, portanto, menor será a fração de material retida no tambor.

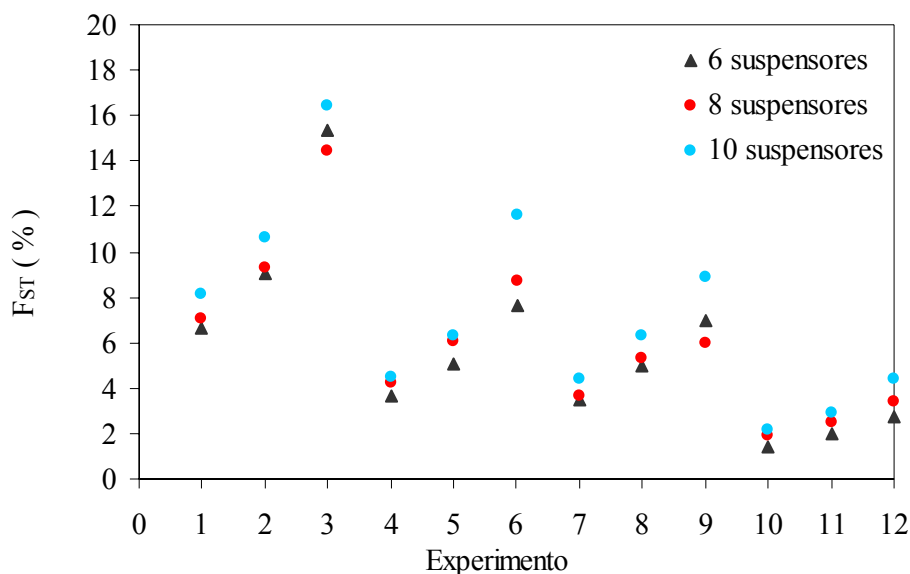


Figura 4.2 - Influência da inclinação e do número de suspensores na fração volumétrica de sólidos.

Pode-se perceber que para tais condições experimentais o equipamento opera com ineficiência, pois o range recomendado por BAKER (1988) para sua operação não é atingido mesmo para os menores ângulos de inclinação e maiores números de suspensores. Sendo assim, serão realizados novos experimentos com o intuito de encontrar a configuração na qual o secador irá operar dentro da faixa de fração volumétrica recomendada.

### Taxa de secagem

Os resultados experimentais obtidos para a taxa de secagem no secador rotatório são mostrados na Tabela 4.3.

Segundo BAKER (1988) para que o secador opere com eficiência desejada este deve conter um carregamento de sólidos em seu interior correspondendo de 10 a 15 % do volume do tambor. Neste caso, operando com 6 suspensores e 3° de inclinação do tambor, o secador concorrente opera com a fração de sólidos menor do que 10 % em volume. Assim, espera-se que o mesmo apresente taxas de secagem superiores aos valores reais para tal configuração, já que o mesmo opera com ineficiência, ou seja, pouca quantidade de sólido por volume do secador. Isto representa pouca massa de sólido comparada com a quantidade de energia disponível para que ocorra a secagem, e isto favorece a evaporação de água.

Tabela 4.3 – Resultados experimentais para as taxas de secagem.

Exp (n°)	Sólido seco alimentado (kg/min)	Água removida (kg/min)	Taxa de secagem (min <sup>-1</sup> )*1000
1	0,6860	0,0115	4,4180
2	1,0293	0,0104	2,5250
3	0,6813	0,0134	5,1852
4	1,0338	0,0120	2,9000
5	0,6901	0,0190	8,6520
6	1,0432	0,0185	4,9304
7	0,6879	0,0241	10,9718
8	1,0304	0,0268	7,2423
9	0,8566	0,0145	4,0334
10	0,8511	0,0290	9,6328
11	0,8746	0,0108	3,2800
12	0,8502	0,0358	11,2267
13	0,6161	0,0158	6,7016
14	1,1006	0,0119	2,6406
15	0,8504	0,0154	4,8267
16	0,8571	0,0147	4,5867
17	0,8780	0,0157	4,7733
18	0,8800	0,0155	4,6933

Na Figura 4.3 podem ser visualizados os resultados globais para a taxa de secagem, obtidos em cada experimento do planejamento apresentado na Tabela 3.2, para o secador operando com 6 suspensores e inclinação de 3°.

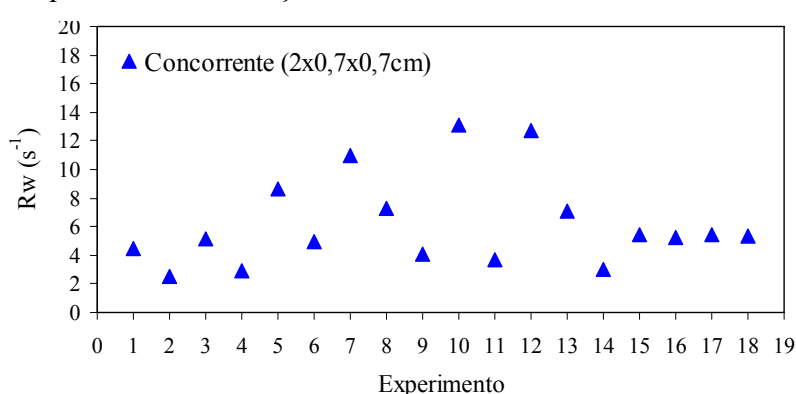


Figura 4.3 - Taxa de secagem para o secador rotatório convencional concorrente.

### Variação na temperatura do sólido

O perfil de temperatura do sólido é apresentado na Tabela 4.4. Observa-se pela referida Tabela que à medida que o sólido percorre o secador ocorre um acréscimo em sua temperatura devido à transferência de calor entre este e o ar quente.

Tabela 4.4- Perfil de temperatura do sólido

Exp (n°)	Temperatura (°C)					
	0,0 (m)	0,3 (m)	0,6 (m)	0,9 (m)	1,2 (m)	1,4 (m)
1	25,2	27,5	29,8	31,0	31,3	31,7
2	25,2	28,1	30,0	30,7	31,0	31,5
3	26,1	30,6	33,6	34,8	35,4	35,6
4	26,1	31,2	34,1	35,2	35,4	35,6
5	26,2	31,0	34,1	35,5	35,9	36,3
6	26,2	31,5	34,6	36,3	36,9	37,6
7	26,2	31,5	34,6	36,3	36,9	37,6
8	26,1	35,1	38,5	40,1	41,0	41,5
9	25,9	30,8	32,9	33,9	34,4	34,7
10	25,5	35,2	38,8	41,2	41,6	42,4
11	29,3	32,5	35,1	36,3	36,8	37,0
12	25,5	36,6	40,2	42,2	43,2	43,8
13	25,5	33,3	36,9	38,4	39,0	39,6
14	25,5	33,1	37,0	38,1	38,7	39,1
15	27,8	33,6	36,4	37,4	38,3	38,7
16	27,8	33,7	36,3	37,7	38,2	38,7
17	28,6	33,6	36,8	37,9	39,0	39,5
18	28,6	34,2	37,2	38,4	38,9	39,5

A Tabela 4.5 mostra os valores calculados para a umidade absoluta do sólido, que foi obtida pelo quociente entre a massa de água contida no sólido e a massa de sólido seco. É notório que o material perde água ao percorrer o secador.

Tabela 4.5 – Perfil de umidade do sólido

Experimento (n°)	Umidade absoluta do sólido					
	0,0 (m)	0,3 (m)	0,6 (m)	0,9 (m)	1,2 (m)	1,4 (m)
1	0,1662	0,1655	0,1611	0,1579	0,1559	0,1495
2	0,1658	0,1653	0,1637	0,1615	0,1583	0,1557
3	0,1743	0,1740	0,1699	0,1649	0,1581	0,1547
4	0,1680	0,1649	0,1598	0,1506	0,1488	0,1492
5	0,1596	0,1534	0,1482	0,1401	0,1364	0,1317
6	0,1503	0,1488	0,1453	0,1402	0,1379	0,1326
7	0,1630	0,1584	0,1548	0,1467	0,1361	0,1280
8	0,1646	0,1616	0,1554	0,1487	0,1412	0,1386
9	0,1674	0,1677	0,1629	0,1612	0,1530	0,1505
10	0,1749	0,1779	0,1685	0,1576	0,1485	0,1408
11	0,1637	0,1645	0,1647	0,1632	0,1635	0,1588



12	0,1762	0,1750	0,1661	0,1564	0,1474	0,1341
13	0,1638	0,1642	0,1590	0,1488	0,1451	0,1382
14	0,1657	0,1619	0,1761	0,1684	0,1631	0,1549
15	0,1759	0,1719	0,1714	0,1674	0,1634	0,1578
16	0,1667	0,1659	0,1613	0,1596	0,1510	0,1495
17	0,1521	0,1490	0,1437	0,1377	0,1330	0,1290
18	0,1832	0,1797	0,1736	0,1647	0,1571	0,1551

A Figura 4.4 mostra resultados da diferença entre as temperaturas de saída e entrada do sólido nos experimentos realizados segundo o planejamento experimental. Tal Figura mostra que à medida que o material percorre o secador o mesmo vai ganhando calor do ar quente.

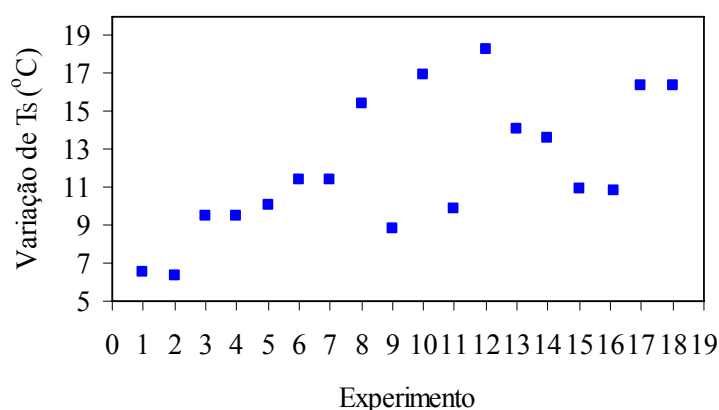


Figura 4.4 – Diferença entre a temperatura do sólido na entrada e na saída do secador.

### Variação na temperatura do ar

A Figura 4.5 mostra resultados da diferença entre as temperaturas de entrada e saída do ar nos experimentos realizados segundo o planejamento experimental.

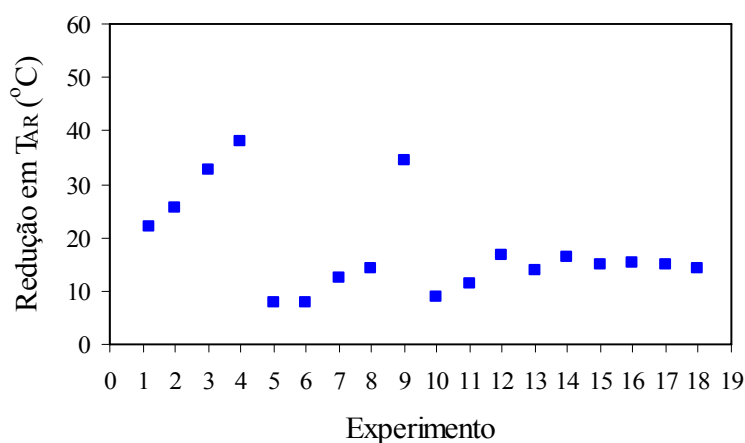


Figura 4.5 – Diferença entre a temperatura do ar na entrada e na saída do secador.

Os perfis de temperatura e de umidade do ar são apresentados nas Tabelas 4.6 e 4.7. A partir dos dados experimentais obtidos para temperatura do ar em cada experimento

apresentados na Tabela 4.6 foi possível calcular as umidades absoluta e relativa do ar, mostrados na Tabela 4.7. O ar aquecido é alimentado ao secador onde troca massa e calor com o sólido úmido, resfriando-se e umidificando-se.

Tabela 4.6 – Perfil de temperatura do ar

Exp	Temperatura (°C)				
	0,0	0,6	0,9	1,2	1,4
1	75,5	64,3	58,3	54,7	53
2	75,1	63,5	56,1	51,1	49,5
3	94,5	77,2	69,2	64,1	61,8
4	95,9	78,6	66,9	62,8	57,9
5	77,2	73,1	72,9	70,8	69,3
6	75,2	70,8	71,6	68,6	67,4
7	94,5	86,8	86,5	84,4	82,0
8	96,8	89,0	87,5	83,8	82,6
9	85,0	64,9	58,8	52,8	50,5
10	85,0	79,2	80,9	77,5	76,2
11	71,3	65,6	63,5	61,2	60,1
12	98,2	89,4	86,5	83,6	81,6
13	84,8	77,3	75,0	72,6	71,1
14	85,0	76,7	73,9	70,1	68,6
15	85,9	77,7	76,6	74,3	71,1
16	86,8	79,3	77,5	73,6	71,7
17	85,2	77,9	73,1	70,0	70,4
18	84,9	77,0	71,8	70,9	67,5

Assim visualizando a temperatura de entrada do ar de secagem pode-se observar que a temperatura do sólido na saída do secador em vários pontos acompanha a tendência da temperatura do ar na entrada, como pode ser visualizado na Figura 4.6.

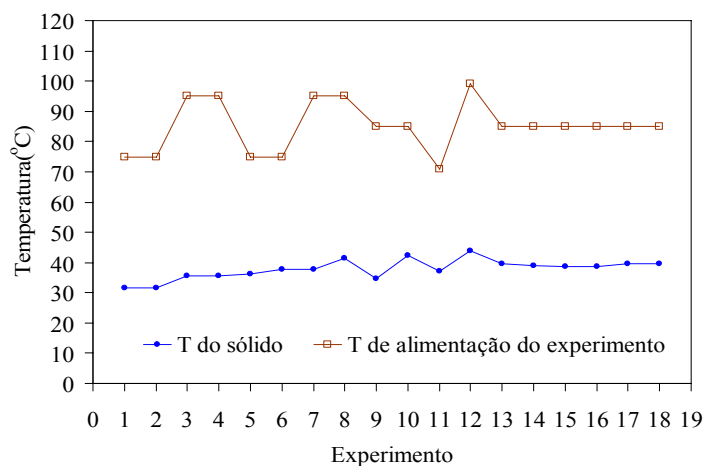


Figura 4.6 - Temperatura do sólido que deixa o secador em cada experimento.

Tabela 4.7 – Umidade do ar de secagem

Experimento (n°)	ENTRADA Pré Aquecimento		ENTRADA Pós Aquecimento		SAÍDA	
	Umidade Absoluta (kgvp/kgas)	Umidade Relativa (%)	Umidade Absoluta (kgvp/kgas)	Umidade Relativa (%)	Umidade Absoluta (kgvp/kgas)	Umidade Relativa (%)
1	0,0095	0,5993	0,0113	0,3681	0,0141	0,5610
2	0,0096	0,5875	0,0120	0,3853	0,0161	0,6316
3	0,0123	0,6593	0,0127	0,3279	0,0199	0,6068
4	0,0127	0,6605	0,0140	0,3471	0,0201	0,6369
5	0,0101	0,5876	0,0180	0,4900	0,0218	0,5881
6	0,0099	0,5895	0,0139	0,4260	0,0270	0,6637
7	0,0117	0,6284	0,0156	0,3795	0,0334	0,6480
8	0,0117	0,6116	0,0155	0,3695	0,0277	0,5907
9	0,0116	0,6477	0,0110	0,3247	0,0221	0,7216
10	0,0163	0,7443	0,0183	0,4600	0,0306	0,6514
11	0,0153	0,7201	0,0294	0,6659	0,0277	0,7076
12	0,0162	0,7263	0,0181	0,4053	0,0256	0,5726
13	0,0158	0,7516	0,0177	0,4511	0,0249	0,6183
14	0,0180	0,7875	0,0551	0,7666	0,0218	0,5939
15	0,0122	0,6475	0,0146	0,3942	0,0338	0,7064
16	0,0128	0,6547	0,0152	0,4010	0,0363	0,7229
17	0,0119	0,6594	0,0142	0,3873	0,0200	0,5677
18	0,0109	0,6405	0,0135	0,3760	0,0238	0,6255

Conseqüentemente a temperatura do ar que deixa o secador também obedece a mesma tendência o que pode ser visto na Figura 4.7, a qual apresenta essa tendência para o secador em cada experimento.

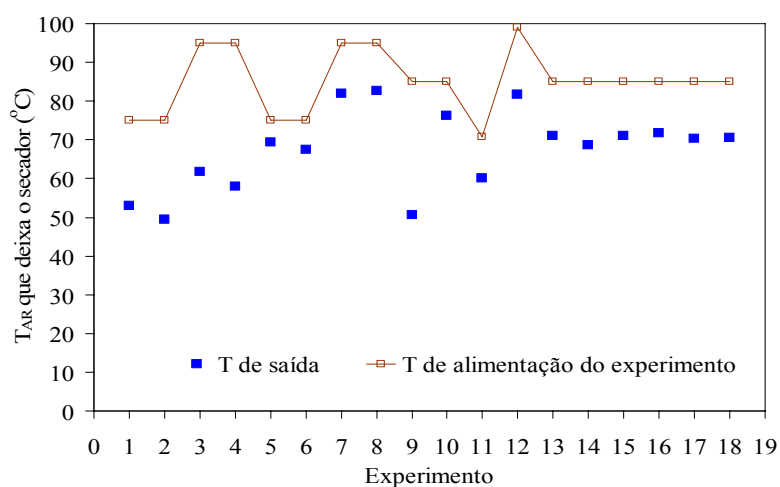


Figura 4.7 - Temperatura do ar que deixa o secador em cada experimento do planejamento.

### Criação da geometria

Com o intuito da obtenção de uma geometria que represente o secador sem suspensores, foi desenvolvida a geometria apresentada na Figura 4.8. As Figuras 4.9 a 4.11 mostram as diferentes configurações de malhas aplicadas à geometria criada.

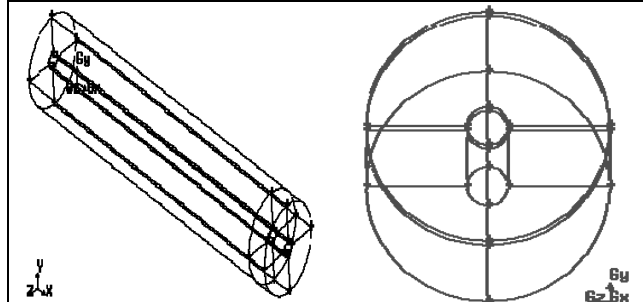


Figura 4.8 - Geometria desenvolvida para representação do secador sem suspensores

A Figura 4.9 mostra a aplicação de uma malha regular sem nenhum efeito de refino especial, composta por 60.416 células.

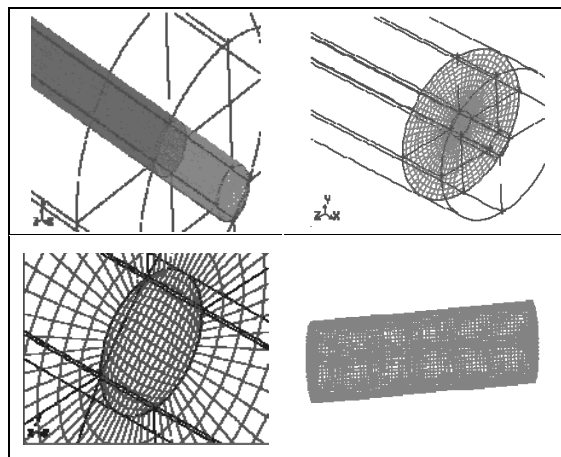


Figura 4.9 - Malha regular aplicada à geometria

Na Figura 4.10 é apresentada uma malha na qual foi aplicada um refino próximo às paredes e ao tubo da alimentação. Esta malha é composta por 75.264 células.

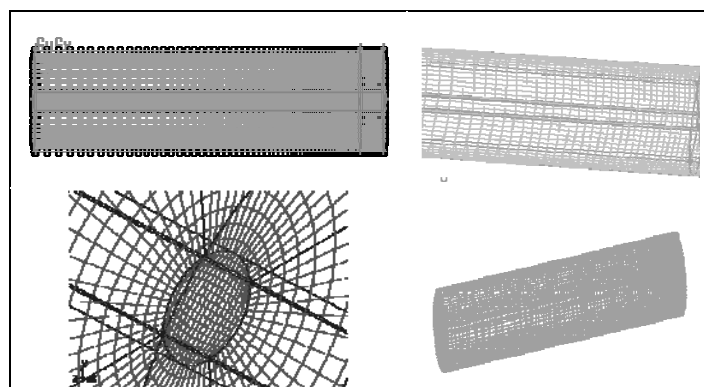


Figura 4.10 - Malha com refino diferenciado

Uma terceira opção foi à confecção de uma malha com efeitos de camada limite composta por 62352 células. A malha com efeito de camada limite é mostrada na Figura 4.11.

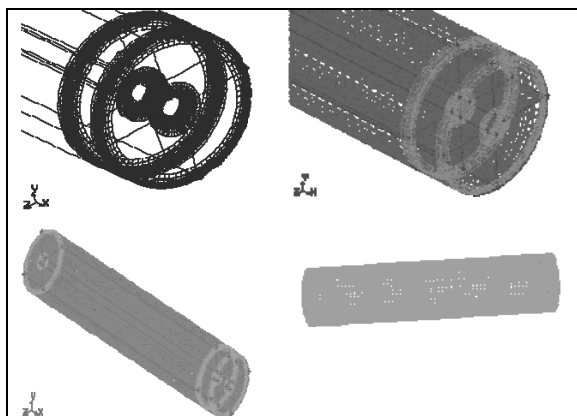


Figura 4.11 - Malha com efeito de camada limite

### **Comparação entre o perfil de temperatura real e o simulado**

Considerando as malhas apresentadas nas Figuras 4.9 a 4.11 referentes ao secador mostrado na Figura 3.2, a próxima etapa do trabalho é definir o modelo matemático que melhor descreve o comportamento fluidodinâmico das partículas e dos sólidos no interior deste equipamento. Pretende-se avaliar os perfis de troca térmica e transferência de massa, ou seja, avaliar a capacidade de secagem do equipamento. Para isto, no estudo prévio de dinâmica de partículas será empregado usando o modelo Euleriano Granular Multifásico com as equações constitutivas pertinentes. Este estudo apesar de ser preliminar apresenta um alto grau de complexidade e exige um sistema Cluster de processamento paralelo capaz de armazenar e processar milhares de operações de cálculo.

### **5- CONCLUSÕES**

O secador apresentou tempo de residência entre 3 e 4,5 minutos, operando com 6 suspensores e inclinação de 3°.

As equações de predição do tempo de residência das partículas em secadores rotatórios convencionais tiveram bons ajustes aos dados experimentais, com destaque para a equação de SAEMAN e MITCHELL (1954), devido a sua boa fundamentação teórica, podendo ser empregada nos estudos de projeto, desempenho e scale up de secadores.

Para as condições operacionais estudadas, o aumento do número de suspensores e diminuição do ângulo de inclinação favorecem o alcance da faixa de carregamento ótima.

Foi possível construir através do “software” de construções de malha Gambit, geometrias que representem fisicamente o secador rotatório.

### **6- AGRADECIMENTOS**

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

## 7- REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 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.
- BAKER, C.G.J. Chapter 1: Cascading Rotary Dryers. *Advances in Drying*. Hemisphere, New York, v. 2, p. 1-51, 1983.
- BAKER, C.G.J. The design of flights in cascading rotary dryers, *Drying Technology*, v. 6, p. 631-653, 1988.
- 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, 1978. 652 p.
- DUARTE, C. R.. A Study of the Fluid Dynamics of the Spouted Bed Using CFD. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, v. 22, n. 2, 263-270p, 2005.
- FRIEDMAN, S. J.; MARSHAL, W. R. *Studies in Rotary Drying*. Chem. Eng. Prog., v.45, p. 482-573, 1949.
- FOUST, A. S., WENZEL, L. A., CLUMP, C. W., MAUS, L., ANDERSEN, L. B., *Princípios das Operações Unitárias*, Guanabara Dois, Rio de Janeiro, 1982.
- GIDASPOW, D.; BEZBURUAH, R.; Ding, J. Hydrodynamics of circulating fluidized beds, kinetic theory approach in fluidization. *Proceedings of the 7<sup>th</sup> Engineering Foundation Conference on Fluidization*, p.75-82, 1992.
- KELLY, J. J. *Bull. Inst. Ind. Res. Standards*, vol. 5, p. 361, 1968.
- KELLY, J. J.; O'DONNELL, J. P., *Chemical Engineering Symposium Series*, 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.
- NONHEBEL, M. A. G. MOSS, A. A. H., *Drying of Solids in the Chemical Industry*. Butterworths, Londres, Inglaterra, p. 301, 1971.
- PERRY, R. H.; GREEN, D.W. *Chemical Engineers Handbook*. New York: McGraw-Hill, 1999. 2150 p.
- 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*. *Chem. Eng. 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.
- VIEIRA, R.K., SILVEIRA, A. M. (1995), *Nota Sobre o Cascadeamento de Sólidos em um Secador Tambor Rotativo Considerando Apenas um Suspensor*, *Anais do XXIII Congresso Brasileiro de Sistemas Particulados*, Vol. 1, p.403-412, Maringá - PR.