

**INSTITUTO SUPERIOR DE ENGENHARIA DO PORTO**



MESTRADO EM ENGENHARIA QUÍMICA

RAMO OPTIMIZAÇÃO ENERGÉTICA NA INDÚSTRIA QUÍMICA

# Dimensionamento de um secador em leito fluidizado para secagem de cereais

João Filipe Teixeira Gonçalves

Outubro 2011

Orientação: Doutora Albina Maria de Sá Ribeiro

Co-Orientação: Doutora Maria Paula Moreira de Carvalho Amorim Neto Pimenta



## **Agradecimentos**

Embora esta tese seja puramente acadêmica, é necessário agradecer a uma série de individualidades que com maior ou menor grau contribuíram para a sua realização.

Em primeiro lugar gostaria de agradecer à minha família por todo o apoio demonstrado durante esta difícil etapa, que é a realização de uma tese de Mestrado.

Ao Tiago Pinho e à Alexandra Balaia pelo incentivo fornecido quando mais precisei dele. Sem a sua valiosa amizade, nada disto teria sido possível.

À Vânia Silva por demonstrar que apesar de todas as adversidades, nada é impossível.

À Liliana Truta por ser uma das melhores pessoas que eu conheço.

Às Doutoradas Albina Ribeiro e Paula Neto que se mostraram sempre disponíveis para partilhar o seu vasto conhecimento para que esta tese chegasse a bom porto. Foi graças ao seu contributo imprescindível que todos os problemas encontrados, durante a sua elaboração, foram desbloqueados com sucesso.

A todos os meus amigos, cujo nome não divulguei, mas que não estou menos agradecido. É graças a todo o seu apoio e amizade que hoje sou quem sou.



## Resumo

O objectivo desta tese é dimensionar um secador em leito fluidizado para secagem de cereais, nomeadamente, secagem de sementes de trigo. Inicialmente determinaram-se as condições de hidrodinâmica (velocidade de fluidização, TDH, condições mínimas de “slugging”, expansão do leito, dimensionamento do distribuidor e queda de pressão). Com as condições de hidrodinâmica definidas, foi possível estimar as dimensões físicas do secador. Neste ponto, foram realizados estudos relativamente à cinética da secagem e à própria secagem. Foi também estudado o transporte pneumático das sementes. Deste modo, determinaram-se as velocidades necessárias ao transporte pneumático e respectivas quedas de pressão. Por fim, foi realizada uma análise custos para que se soubesse o custo deste sistema de secagem.

O estudo da secagem foi feito para uma temperatura de operação de 50°C, tendo a ressalva que no limite se poderia trabalhar com 60°C. A velocidade de operação é de 2,43 m/s, a altura do leito fixo é de 0,4 m, a qual sofre uma expansão durante a fluidização, assumindo o valor de 0,79 m. O valor do TDH obtido foi de 1,97 m, que somado à expansão do leito permite obter uma altura total da coluna de 2,76 m. A altura do leito fixo permite retirar o valor do diâmetro que é de 0,52 m. Verifica-se que a altura do leito expandido é inferior à altura mínima de “slugging” (1,20 m), no entanto, a velocidade de operação é superior à velocidade mínima de “slugging” (1,13 m/s). Como só uma das condições mínimas é cumprida, existe a possibilidade da ocorrência de “slugging”. Finalmente, foi necessário dimensionar o distribuidor, que com o diâmetro de orifício de 3 mm, valor inferior ao da partícula (3,48 mm), permite a distribuição do fluido de secagem na coluna através dos seus 3061 orifícios.

O início do estudo da secagem centrou-se na determinação do tempo de secagem. Além das duas temperaturas atrás referidas, foram igualmente consideradas duas humidades iniciais para os cereais (21,33% e 18,91%). Temperaturas superiores traduzem-se em tempos de secagem inferiores, paralelamente, teores de humidade inicial inferiores indicam tempos menores. Para a temperatura de 50°C, os tempos de secagem assumiram os valores de 2,8 horas para a 21,33% de humidade e 2,7 horas para 18,91% de humidade. Foram também tidas em conta três alturas do ano para a captação do ar de secagem, Verão e Inverno representando os extremos, e a Meia-Estação. Para estes três casos, foi possível verificar que a humidade específica do ar não apresenta alterações significativas entre a entrada no secador e a corrente de saída do mesmo equipamento, do mesmo modo que a temperatura de saída pouco

difere da de entrada. Este desvio de cerca de 1% para as humidades e para as temperaturas é explicado pela ausência de humidade externa nas sementes e na pouca quantidade de humidade interna. Desta forma, estes desvios de 1% permitem a utilização de uma razão de reciclagem na ordem dos 100% sem que o comportamento da secagem se altere significativamente. O uso de 100% de reciclagem permite uma poupança energética de cerca de 98% no Inverno e na Meia-Estação e de cerca de 93% no Verão. Caso não fosse realizada reciclagem, seria necessário fornecer à corrente de ar cerca de 18,81 kW para elevar a sua temperatura de 20°C para 50°C (Meia-Estação), cerca de 24,67 kW para elevar a sua temperatura de 10°C para 50°C (Inverno) e na ordem dos 8,90 kW para elevar a sua temperatura dos 35°C para 50°C (Verão).

No caso do transporte pneumático, existem duas linhas, uma horizontal e uma vertical, logo foi necessário estimar o valor da velocidade das partículas para estes dois casos. Na linha vertical, a velocidade da partícula é cerca de 25,03 m/s e cerca de 35,95 m/s na linha horizontal. O menor valor para a linha vertical prende-se com o facto de nesta zona ter que se vencer a força gravítica. Em ambos os circuitos a velocidade do fluido é cerca de 47,17 m/s. No interior da coluna, a velocidade do fluido tem o valor de 10,90 m/s e a velocidade das partículas é de 1,04 m/s. A queda de pressão total no sistema é cerca de 2408 Pa.

A análise de custos ao sistema de secagem indicou que este sistema irá acarretar um custo total (fabrico mais transporte) de cerca de 153035€. Este sistema necessita de electricidade para funcionar, e esta irá acarretar um custo anual de cerca de 7951,4€.

Embora este sistema de secagem apresente a possibilidade de se realizar uma razão de reciclagem na ordem dos 100% e também seja possível adaptar o mesmo para diferentes tipos de cereais, e até outros tipos de materiais, desde que possam ser fluidizados, o seu custo impede que a realização deste investimento não seja atractiva, especialmente tendo em consideração que se trata de uma instalação à escala piloto com uma capacidade de 45 kgs.

**Abstract**

The objective of this thesis is to “design” a drying system, utilizing a fluidized bed dryer to dry wheat. The first step is to determine the hydrodynamic conditions, such as TDH, pressure loss and the minimum conditions for slugging, etc. After determining these conditions, the next step is to size the actual dryer. After this, the drying and its kinetics were studied. To extract the dried seeds from the dryer, a pneumatic transport system was devised. The last step was to estimate the fabrication, the transport and the operational cost of this installation.

The chosen temperature for the operation was 50 °C, however a temperature of 60 °C can also be utilized, bearing in mind that this is an extreme case. The operational velocity is 2,43 m/s. The height of the packed bed is 0.4 m, which expands during the fluidization process, reaching a height of 0.79 m. The TDH parameter has the value of 1.97 m, which, added to the expanded bed allows for a total column height of 2.76 m. The height of the packed bed allows the determination of the column's diameter, which is 0.52 m. The minimum conditions for slugging must also be verified. It was noted that the expanded bed height is less than the minimum height for slugging (1,20 m). However, the operating speed is higher than the minimum slugging velocity, which is 1,13 m/s. Therefore, although only one of the minimum requirements is met, there is a small possibility that slugging may occur. Last but not least, the distributor was sized, using a hole diameter of 3 mm, which is smaller than the particle size (3,48 mm), which forces the distributor to have 3061 holes, a rather significant number.

The first step of the drying stage was to determine the required time to reach the final humidity. The aim of this drying is to reach 13% humidity, starting with either 21,33% or 18,91%. For higher temperatures or for lower cereal humidity levels, less time is needed. 2,8 hours is the time required to dry the seeds if the starting humidity is 21.33%, and 2,7 hours for a humidity level of 18.91%. Taking into consideration that the air will be captured during three different seasons (Summer and Winter representing the extremes, and mid-season), it was observed that regardless of the season, the specific humidity of the air shows virtually no alteration between the entrance and the exit of the dryer, with changes of approximately 1%. The same can be said for the air's temperature. These small changes are explained by the low internal humidity content of the seeds and the absence of external humidity. This way, 100% recycling can be used, which is quite advantageous in terms of energy saving, translating into 98% consumption reduction in the winter and 93% in the summer. In the absence of recycling, 24.67 kW are required to heat the air from 10 °C to 50 °C (Winter), 18.81 kW to heat the air from 20 °C to 50 °C (Mid-Season) and 8.90 kW to heat the air from 35 °C to 50 °C (Summer).

The pneumatic system will have two orientations, a vertical line and a horizontal one. Each one has an associated solid velocity. The vertical line has the lesser value (25,03 m/s), explained by the fact that in this line, the air must overcome the force of gravity to move the seeds. The horizontal line has a velocity of 35,95 m/s. The fluid velocity in both lines has the value of 47,17 m/s. Regarding the column, the fluid velocity has the value of 10,90 m/s and the particle velocity is 1,04 m/s. The total pressure loss suffered by the system while the pneumatic transport is occurring is 2408 Pa.

Last but not least, this system will have a total cost of 153 035€, being estimated that it will require an annual electricity cost of 7951,4€.

Although this drying system shows the possibility of using 100% recycling and has the chances of adapting it for another kind of cereals or even other kinds of materials, as long as they can be fluidized, its inherent cost prevents its use, especially if you take into consideration that this system was designed in a pilot-scale with a capacity of 45 kgs.

**Índice**

1 -	Introdução .....	1
1.1	– Secagem e condicionamento de cereais .....	1
1.1.1	– Introdução .....	1
1.1.2	– Condicionamento dos cereais .....	2
1.1.3	– Secagem artificial com ar aquecido.....	5
1.2	- Trigo .....	6
1.2.1	- Constituição do trigo .....	6
1.2.2	- Espécies de trigo .....	7
1.2.3	- Produção de trigo em Portugal.....	7
1.2.4	– Colheita, secagem e armazenamento do trigo .....	9
1.3	– Objectivos e planeamento da tese .....	10
2	– Estado da arte .....	13
2.1	- Principais fundamentos de secagem.....	13
2.2	- Classificação, selecção e “design” de secadores .....	16
2.2.1	Seleccção de secadores .....	18
2.2.2	– Efeitos dos custos energéticos, segurança e factores ambientais na escolha de um secador.....	19
2.2.3	– “Design” dos secadores .....	20
2.3	– Secadores de leito fluidizado.....	20
2.3.1	– Princípios e fundamentos.....	20
2.3.2	– Modelos matemáticos dos secadores de leito fluidizado .....	24
2.3.3	– Influência das condições de operação nos secadores de leito fluidizado .....	25
2.3.4	– Tipos de secadores de leito fluidizado: classificação e selecção	26
2.3.5	– Dimensionamento do leito fluidizado .....	27
2.4	– Descarga dos sólidos por transporte pneumático.....	31
2.4.1	– Transporte em Fase Densa e Fase Diluída .....	32

2.4.2	– Velocidade de choque em transporte vertical.....	33
2.4.3	– Velocidade de saltação em transporte horizontal .....	35
2.4.4	– Queda de pressão em fase diluída.....	36
2.4.5	– Transporte pneumático em fase diluída – cálculos de projecto ..	36
2.5	- Propriedades dos grãos de trigo .....	38
3	– Dimensionamento.....	39
3.1	– Esquemas do sistema de secagem.....	39
3.2	– Esquemas do sistema de controlo .....	41
3.3	– Equipamento.....	42
3.4	– Condições de Operação.....	47
4	– Análise de resultados .....	49
4.1	– Fluidização.....	49
4.2	– Secagem.....	52
4.3	– Transporte Pneumático .....	60
4.4	– Análise de custos .....	62
5	– Conclusões.....	65
	Bibliografia .....	69
	Anexos .....	71
	Anexo A – Exemplo de Cálculo .....	73
	Anexo B – Fluidização .....	87
	Anexo C – Secagem.....	89
	Anexo D – Transporte Pneumático.....	97
	Anexo E – Acessórios .....	101
	Anexo F – Análise Económica.....	103

**Índice de Figuras**

Figura 1.1 – Esquema da constituição de um grão de trigo.....	6
Figura 2.1 - Exemplos de curvas de secagem normalizadas (A – areia; B – areia; C – madeira; D – papel; E – pão; F – espigas de trigo) .....	16
Figura 2.2 - Classificação de Geldart para a fluidização com ar nas condições ambiente, (Kunii e Levenspiel, 1991). .....	22
Figura 2.3 - Representação esquemática do processo semi-contínuo (Mujumdar <i>et al</i> , 2006). .....	24
Figura 2.4 - Esquema de um secador de leito fluidizado descontínuo.....	27
Figura 2.5 - Diagrama de fase para transporte pneumático vertical .....	34
Figura 2.6 - Diagrama de fase para transporte pneumático horizontal .....	35
Figura 3.1 – Esquema de instalação do sistema de secagem.....	39
Figura 3.2 – Esquema do sistema de controlo do sistema de secagem.....	41
Figura 3.3 – Secador de leito fluidizado .....	42
Figura 3.4 – Ventilador do sistema de secagem .....	43
Figura 3.5 – Representação esquemática do ciclone.....	44
Figura 3.6 – Resistência Eléctrica para o aquecimento do ar.....	44
Figura 3.7 – Silo de armazenamento dos cereais .....	45
Figura 3.8 – Tubos de aço .....	45
Figura 3.11 – Joelhos de 90º em aço.....	46
Figura 3.12 – Tê com ângulo de 90º em aço.....	46
Figura 4.1 – Gráfico representativo das potências térmicas necessárias para temperatura de secagem de 50°C, para a temperatura de captação de 20°C e para as diferentes razões de reciclagem. ....	54
Figura 4.2 - Gráfico representativo das potências térmicas necessárias para temperatura de secagem de 60°C, para a temperatura de captação de 20°C e para as diferentes razões de reciclagem. ....	55
Figura 4.3 - Gráfico representativo dos calores necessários para temperatura de secagem de 50°C, para a temperatura de captação de 10°C e para as diferentes razões de reciclagem.....	57
Figura 4.4 - Gráfico representativo dos calores necessários para temperatura de secagem de 60°C, para a temperatura de captação de 10°C e para as diferentes razões de reciclagem.....	57
Figura 4.5 - Gráfico representativo dos calores necessários para temperatura de secagem de 50°C para as diferentes razões de reciclagem.....	59

Figura 4.6 - Gráfico representativo dos calores necessários para temperatura de secagem de 60°C para as diferentes razões de reciclagem.....	60
Figura C 1 – Carta de humidades do ar .....	90
Figura D 1 – Diagrama de Moody .....	97
Figura E 1 - Gráfico de selecção do diâmetro do ciclone .....	101
Figura F 1 - Gráfico do M&S Index necessário para o cálculo do custo de fabrico da instalação, que permite actualizar o valor para o ano actual (2011).....	103

**Índice de Tabelas**

Tabela 1.1 - Zonas de Produção das culturas do trigo, arroz e batata em Portugal Continental .....	7
Tabela 1.2 - Área de Trigo cultivada, produção e produtividade. ....	8
Tabela 2.1 - Propriedades Físicas dos grãos de trigo .....	38
Tabela 4.1 – Velocidade mínima de fluidização, velocidade de operação e velocidade terminal para as temperaturas de 50°C e 60°C. ....	49
Tabela 4.2 – Valores para o TDH, altura mínima de “slugging” e velocidade mínima de “slugging” para as temperaturas de 50°C e 60°C. ....	50
Tabela 4.3 – Valores de altura do leito fixo, diâmetro do leito, altura do leito expandido e queda de pressão ao longo do leito .....	50
Tabela 4.4 – Valores da queda de pressão no distribuidor, do diâmetro do orifício e do número de orifícios por unidade de área de distribuidor. ....	51
Tabela 4.5 – Valores da constante cinética, tempo de residência e caudal do gás de secagem para as temperaturas de 50°C e 60°C e para os valores de humidade inicial de 21.33% e 18.91%. ....	52
Tabela 4.6 - Valores da humidade específica do ar na corrente de saída do secador e da temperatura da mesma corrente para as temperaturas de 50°C e 60°C e para os valores de humidade inicial de 21.33% e 18.91%, para a temperatura de captação de 20°C. ....	53
Tabela 4.7 - Valores do calor que é necessário fornecer à corrente de entrada do gás de secagem para atingir a temperatura de 50°C e 60°C, para os valores de humidade inicial de 21.33% e 18.91%, para a temperatura de captação de 20°C. ....	53
Tabela 4.8 - Valores da humidade específica do ar na corrente de saída do secador e da temperatura da mesma corrente para as temperaturas de 50°C e 60°C e para os valores de humidade inicial de 21.33% e 18.91%, para uma temperatura de captação de 10°C. ....	55
Tabela 4.9 - Valores do calor que é necessário fornecer à corrente de entrada do gás de secagem para atingir a temperatura de 50°C e 60°C, para os valores de humidade inicial de 21.33% e 18.91%, para a temperatura de captação de 10°C. ....	56
Tabela 4.10 - Valores da humidade específica do ar na corrente de saída do secador e da temperatura da mesma corrente para as temperaturas de 50°C e 60°C e para os valores de humidade inicial de 21.33% e 18.91%, para a temperatura de captação de 35°C. ....	58
Tabela 4.11 - Valores do calor que é necessário fornecer à corrente de entrada do gás de secagem para atingir a temperatura de 50°C e 60°C, para os valores de humidade inicial de 21.33% e 18.91%, para a temperatura de captação de 35°C. ....	59

Tabela 4.12 – Valores do caudal de sólidos, porosidade, velocidade de saltação e velocidade do fluido. ....	60
Tabela 4.13 – Valor das velocidades das partículas para transporte pneumático ( $D_t=0,15$ m) horizontal (1) e vertical (2), respectivamente. ....	61
Tabela 4.14 – Valor da velocidade do fluido, da velocidade das partículas e do factor de fricção para o diâmetro da coluna (0,52 m).....	61
Tabela 4.15 – Valores da queda de pressão nos vários segmentos de tubagem e acessórios. ....	62
Tabela 4.16 – Custos de fabrico, transporte e custo total do sistema de secagem. ....	62
Tabela 4.17 – Valores da potência necessária, preço da electricidade, custo de operação diário (3h) e custo de operação anual. ....	63
Tabela B 1 – Valores da massa volúmica e da viscosidade do fluido para as temperaturas de 50°C e 60°C. ....	87
Tabela B 2 - Resultados do diâmetro da partícula adimensional, da velocidade terminal adimensional, do número de Arquimedes e do número de Reynolds da partícula nas condições de fluidização mínima. ....	87
Tabela B 3 - Resultados do tamanho de formação das bolhas. ....	87
Tabela B 4 - Resultados do número de Reynolds, do coeficiente de orifício e velocidade no orifício. ....	88
Tabela B 5 – Valores do coeficiente do orifício para vários valores do número de Reynolds.....	88
Tabela C 1 - Valores obtidos externamente da difusividade efectiva das sementes e da humidade de equilíbrio para as duas temperaturas de operação e dos dois valores de humidade inicial das sementes. ....	89
Tabela C 2 - Valores obtidos para temperatura do ar captada a 20°C e 25% de reciclagem, do calor necessário, humidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar. ....	91
Tabela C 3 - Valores obtidos para temperatura do ar captada a 20°C e 50% de reciclagem, do calor necessário, humidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar. ....	91
Tabela C 4 - Valores obtidos para temperatura do ar captada a 20°C e 75% de reciclagem, do calor necessário, humidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar. ....	92

Tabela C 5 - Valores obtidos para temperatura do ar captada a 20°C e 100% de reciclagem, do calor necessário, humidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar.....	92
Tabela C 6 - Valores obtidos para temperatura do ar captada a 10°C e 25% de reciclagem, do calor necessário, humidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar.....	93
Tabela C 7 - Valores obtidos para temperatura do ar captada a 10°C e 50% de reciclagem, do calor necessário, humidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar.....	93
Tabela C 8 - Valores obtidos para temperatura do ar captada a 10°C e 75% de reciclagem, do calor necessário, humidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar.....	94
Tabela C 9 - Valores obtidos para temperatura do ar captada a 10°C e 100% de reciclagem, do calor necessário, humidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar.....	94
Tabela C 10 - Valores obtidos para temperatura do ar captada a 35°C e 25% de reciclagem, do calor necessário, humidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar.....	95
Tabela C 11 - Valores obtidos para temperatura do ar captada a 35°C e 50% de reciclagem, do calor necessário, humidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar.....	95
Tabela C 12 - Valores obtidos para temperatura do ar captada a 35°C e 75% de reciclagem, do calor necessário, humidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar.....	96
Tabela C 13 - Valores obtidos para temperatura do ar captada a 35°C e 100% de reciclagem, do calor necessário, humidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar.....	96
Tabela D 1 - Resultados da queda de pressão de fricção na linha horizontal .....	97
Tabela D 2 - Resultados das variáveis necessárias para o cálculo da queda de pressão da tabela D1.....	98
Tabela D 3 - Resultados da queda de pressão de fricção e de carga estática na linha vertical com menor diâmetro.....	98
Tabela D 4 - Resultados das variáveis necessárias para o cálculo da queda de pressão da tabela D3.....	98
Tabela D 5 - Resultados da queda de pressão de fricção,de carga estática e de aceleração na linha vertical com maior diâmetro. ....	99

Tabela D 6 - Resultados das variáveis necessárias para o cálculo da queda de pressão da tabela D5..... 99

Tabela E 1 - Valores da velocidade de operação na secagem, do caudal volumétrico e do caudal nas condições SCFM para a escolha do ciclone..... 101

Tabela E 2 - Valores das cargas, volumes e dimensões físicas do silo..... 102

Tabela E 3 - Valores das velocidades, caudais volumétricos e caudais nas condições SCFM e os diâmetros da tubagem, utilizados na escolha do ventilador..... 102

**Nomenclatura**

Abreviatura	Nome	Unidades
A	Área de secção recta da coluna	m <sup>2</sup>
Ar	Número de Arquimedes	---
A <sub>s</sub>	Área secção recta do silo	m <sup>2</sup>
C <sub>D</sub>	Coeficiente de arrasto	---
C <sub>d,or</sub>	Coeficiente de orifício	---
C <sub>p</sub>	Capacidade calorífica	kJ/kg.K
D	Diâmetro da coluna	m
D <sub>b</sub>	Diâmetro das bolhas	m
D <sub>e</sub>	Difusividade efectiva da partícula	m <sup>2</sup> /s
D <sub>es</sub>	Diâmetro externo do silo	m
D <sub>eq</sub>	Diâmetro equivalente da partícula	m
D <sub>is</sub>	Diâmetro interno do silo	m
D <sub>or</sub>	Diâmetro do orifício	m
D <sub>p</sub>	Diâmetro da partícula	m
d <sub>p</sub> *	Diâmetro da partícula adimensional	---
f <sub>f</sub>	Factor de atrito de Fanning	---
f <sub>s</sub>	Factor de fricção para a fase sólida	---
g	Aceleração gravítica	m/s <sup>2</sup>
H	Altura total da coluna	m
H <sub>f</sub>	Altura do leito expandido	m
H <sub>mf</sub>	Altura do leito fixo	m
H <sub>msl</sub>	Altura mínima de "slugging"	m
H <sub>s</sub>	Altura do silo	m
k	Constante cinética da secagem	s <sup>-1</sup>
k <sub>c</sub>	Coeficiente de resistência da contracção	---
L	Comprimento da tubagem	m
L/D	Comprimento equivalente	---
m <sub>f</sub>	Caudal mássico do fluido	kg/s
m <sub>p</sub>	Caudal mássico dos sólidos	kg/s
M <sub>s</sub>	Carga de sementes	kg
N <sub>or</sub>	Número de orifícios por unidade de área de distribuidor	Nº orifícios/m <sup>2</sup>
Q	Potência térmica	kW

Re	Número de Reynolds	---
Re <sub>p,mf</sub>	Número de Reynolds da partícula nas condições de fluidização mínima	
R <sub>eq</sub>	Raio equivalente da partícula	m
SCFM	Caudal volumétrico nas condições SCFM	ft <sup>3</sup> /min
t	Tempo de descarga	s
TDH	Zona de desagregação	m
T <sub>f</sub>	Temperatura de operação do fluido	°C
T <sub>in</sub>	Temperatura de entrada do fluido	°C
T <sub>out</sub>	Temperatura de saída do fluido	°C
t <sub>r</sub>	Tempo de secagem	s
V <sub>e</sub>	Volume do leito	m <sup>3</sup>
V <sub>f</sub>	Velocidade de operação do fluido	m/s
V <sub>f2</sub>	Velocidade do fluido no transporte pneumático	m/s
V <sub>fs</sub>	Velocidade superficial do fluido no transporte pneumático	m/s
V <sub>mf</sub>	Velocidade mínima de fluidização	m/s
V <sub>mf</sub> <sup>*</sup>	Velocidade mínima de fluidização a 20°C	m/s
V <sub>msl</sub>	Velocidade mínima de “slugging”	m/s
V <sub>or</sub>	Velocidade do fluido no orifício	m/s
V <sub>p1</sub>	Velocidade das partículas no transporte pneumático horizontal	m/s
V <sub>p2</sub>	Velocidade das partículas no transporte pneumático vertical	m/s
V <sub>salt</sub>	Velocidade de saltação para transporte pneumático horizontal	m/s
V <sub>t</sub>	Velocidade terminal	m/s
V <sub>t</sub> <sup>*</sup>	Velocidade terminal adimensional	---
X	Humidade final das sementes	%
X <sub>eq</sub>	Humidade de equilíbrio das sementes	%
X <sub>in</sub>	Humidade inicial das sementes	%
Y <sub>in</sub>	Humidade específica do ar à entrada	kg água/kg ar seco
Y <sub>out</sub>	Humidade específica do ar à saída	kg água/kg ar seco

Símbolo	Nome	Unidades
$\alpha$	Ângulo entre o eixo do tubo e o plano horizontal	---
$\Delta P_{ac,f}$	Queda de pressão de aceleração gravítica no fluido	Pa
$\Delta P_{ac,p}$	Queda de pressão de aceleração gravítica nas partículas	Pa
$\Delta P_b$	Queda de pressão no leito	Pa
$\Delta P_{dist}$	Queda de pressão no distribuidor	Pa
$\Delta P_{fr,f}$	Queda de pressão por fricção no fluido	Pa
$\Delta P_{fr,p}$	Queda de pressão por fricção nas partículas	Pa
$\Delta P_{g,f}$	Queda de pressão de carga estática no fluido	Pa
$\Delta P_{g,p}$	Queda de pressão de carga estática nas partículas	Pa
$\Delta P_H$	Queda de pressão na linha horizontal	Pa
$\Delta P_T$	Queda de pressão total	Pa
$\Delta P_{V1}$	Queda de pressão na linha vertical de menor diâmetro	Pa
$\Delta P_{V2}$	Queda de pressão na linha vertical de maior diâmetro	Pa
$\varepsilon$	Porosidade do leito	---
$\varepsilon_{mf}$	Porosidade do leito nas condições de fluidização mínima	---
$\Phi_s$	Esfericidade da partícula	---
$\rho_f$	Massa volúmica do fluido	kg/m <sup>3</sup>
$\rho_p$	Massa volúmica da partícula	kg/m <sup>3</sup>
$\mu_f$	Viscosidade do fluido	Pa.s
$\omega_f$	Massa molecular do fluido	g/mol

Sigla	Nome
SCFM	“Standard Cubic Feet per Minute
TDH	“Transport Disengagement Height”



## **1 - Introdução**

### **1.1 – Secagem e condicionamento de cereais**

#### **1.1.1 – Introdução**

Os cereais são, desde há muitos séculos, uma comodidade importante da agricultura e uma fonte primária de alimento. A actual distribuição da população mundial levou a uma demanda crescente relativamente à tecnologia de manuseamento dos grãos. Independentemente de ser uma troca internacional ou apenas a procura interna de um país, os cereais necessitam de possuir uma baixa humidade para serem armazenados de forma segura. Desta maneira, a secagem apresenta-se como o método mais comum para preservar os grãos. Nos dias da pré-mecanização da agricultura, os cereais necessários para a comunidade eram normalmente pendurados nos tectos dos celeiros ou sótãos, sob o formato de espigas. À medida que a mecanização da lavoura se espalhou para cumprir com as necessidades da crescente população, foram necessários métodos mecânicos que conseguissem secar elevadas quantidades de grão. Como actualmente os cereais são transportados ao longo de milhares de quilómetros em navios de elevadas dimensões ou em pesados de mercadorias, e devem chegar ao seu destino em perfeitas condições, o processo de secagem adequado assume uma importância impar na fase de armazenamento e transporte.

Em 1999 foi estimada uma produção mundial de cereais de cerca de 884 milhões de toneladas. Assumindo que a humidade dos grãos na colheita se situou entre os 20% a 30%, e que a humidade de armazenamento esteve entre os 10% e os 13%, cerca de 70 a 197 milhões de toneladas de água tiveram que ser removidas desta colheita. Este processo de remoção de água é consumidor intensivo de energia, assim, é bastante óbvio que a eficiência da secagem dos cereais, eficiência tanto no tempo como na energia necessária, acarreta consequências económicas importantes tanto para os produtores como para os consumidores dos grãos. (Food and Agriculture Organization of the United Nations, 1999)

Assim, é bastante vantajoso incorporar o processo de secagem na fase da colheita no sector da agricultura. Como primeira vantagem, a utilização de um secador para cereais torna possível ter horas de colheita extra nos dias de safra em cada ano, reduzindo o investimento em maquinaria. Na mesma medida, com um secador é possível realizar a safra antecipadamente, permitindo que a cultura seja apanhada

perto da sua humidade ideal minimizando as perdas no terreno. Como terceira vantagem, danos provocados pela intempérie e perdas causadas pela vida selvagem podem ser minimizadas com a introdução de um sistema de secagem de grãos, já que este permite a colheita em tempos de seca ou excessivamente húmidos. Como última vantagem, o arejamento e a secagem apropriada de grãos húmidos, permite reduzir ou eliminar problemas com resíduos durante o armazenamento devido a pragas e fungos. Contudo, nem todos os sistemas de secagem são apropriados para uma determinada zona geográfica ou quinta. A escolha de um determinado sistema depende da produção anual, do comportamento do mercado, e igualmente do tipo e da capacidade das instalações existentes.

### **1.1.2 – Condicionamento dos cereais**

Embora o propósito desta tese seja o dimensionamento de um secador que utilize ar aquecido, quatro técnicas de redução do teor de humidade das sementes serão descritas, uma vez que estes métodos são por vezes utilizados em substituição dos secadores ou conjuntamente com eles.

#### **Arejamento**

O arejamento consiste no movimento de pequenas quantidades de ar, não aquecido, através dos grãos para normalizar a temperatura destes e prevenir a migração da humidade em silos expostos a mudanças drásticas da temperatura ambiente. Este processo pode também ser usado para arrefecer o grão após a secagem, para manter os grãos húmidos frios até se proceder à sua secagem, para remover odores que se formem durante o armazenamento ou para distribuir fumigantes para todos os grãos armazenados.

Este processo é realizado no silo de armazenamento, que normalmente está equipado com um ventilador, com um sistema de canalização, tem um chão perfurado e possui igualmente respiradouros de exaustão para permitir a saída do ar húmido. Quer o ar de ventilação seja soprado em sentido ascendente ou sugado no sentido inverso através do grão, o efeito final será o mesmo. A ventilação no sentido ascendente é mais utilizada, embora existam quer vantagens quer desvantagens para ambos os métodos. Uma das vantagens mais importantes da ventilação ascendente é que permite que as temperaturas de armazenamento possam ser medidas facilmente, já que o grão mais quente está sempre no topo. O caudal de ar recomendado para arejamento normal de milho, soja e pequenos grãos a 125 Pa é de 5 m<sup>3</sup>/h por m<sup>3</sup> de grão (Parikh e Syed, 1988). No entanto para a ventilação de grão húmido à pressão de

500 a 700 Pa, os caudais de ar devem ser na ordem dos 50 m<sup>3</sup>/h por m<sup>3</sup> de grão (Foster, 1984).

É importante referir que a ventoinha de arejamento não deve ser posta em funcionamento quando a humidade relativa do ar ambiente é demasiado alta. A título de exemplo, nos meses de Outono e Inverno o operador deve seleccionar dias, cuja média da humidade relativa seja igual ou inferior a 70% e com uma temperatura do ar superior a 1,1°C negativos. Deve ser notado que silos com volumes de 40 m<sup>3</sup> ou inferior não necessitam de ventilação se o grão armazenado estiver seco (Brooker *et al*, 1974).

### **Secagem ao ar natural**

Este tipo de secagem emprega uma configuração semelhante à do arejamento, mas os caudais de ar utilizados apresentam valores mais elevados. Para silos, que armazenem grãos pequenos, tipo ervilhas, feijão e milho, com uma profundidade de 1,2 a 1,8 metros, os caudais de ar devem estar entre os 150 a 250 m<sup>3</sup>/h por m<sup>3</sup> de grão e os 250 a 500 m<sup>3</sup>/h por m<sup>3</sup> de grão (Parikh e Syed, 1986).

### **Secagem durante o armazenamento com uso de calor suplementar**

A secagem durante o armazenamento com uso de calor suplementar consiste na secagem de uma quantidade elevada de grão no local de armazenamento. Este método é realizado em silos com capacidade até 100 toneladas (Nash, 1978). O ar de ventilação utilizado está ligeiramente aquecido, tendo uma temperatura entre os 4 e os 12 °C acima da temperatura ambiente, sendo utilizado um sistema de ventilação ou um cilindro central. A secagem por este método requer um funcionamento contínuo do sistema de ventilação de 1 a 3 semanas.

### **Secagem multi estágio**

O termo multi estágio refere-se a qualquer processo que use secagem a altas temperaturas com arejamento ou secagem ao ar natural. A secagem combinada e a “dryeration” apresentam-se como métodos de secagem multi estágio.

#### *“Dryeration”*

Este termo anglo-saxónico é utilizado num processo de secagem com dois estágios, no qual o grão é seco num secador que utiliza ar aquecido até estar a cerca de 2% da sua humidade final, sendo então movido e armazenado num silo com arejamento durante 10 horas (Foster, 1984). Isto permite que a humidade interna nos grãos migre para o exterior para ser removida mais facilmente. O arejamento

necessita de caudais de ar na ordem dos 25 a 50 m<sup>3</sup>/h por m<sup>3</sup> de grão e é mantido durante 12 horas. As vantagens deste sistema são as seguintes:

1. A possibilidade de usar temperaturas de secagem mais altas, uma vez que o grão não permanece no secador até estar completamente seco.
2. A capacidade do sistema de secagem aumenta em cerca de 60%, porque não existe a necessidade de um tempo para o arrefecimento do equipamento.
3. A última quantidade de humidade no grão é removida no silo durante o arejamento, usando o calor que os grãos possuem, permitindo a redução do consumo de combustível em cerca de 20%.
4. A qualidade final do grão aumenta com o arrefecimento imediato após a saída do secador.

Se o ar for soprado em sentido ascendente através dos grãos, ocorre sempre uma considerável condensação tanto no tecto como nas paredes do silo, assim, o grão deve ser transportado para outro silo. A quantidade de condensação no tecto pode ser diminuída através do arrefecimento do grão imediatamente após a secagem.

#### *Secagem combinada*

A secagem combinada é uma extensão do processo anterior, e é usada principalmente para a secagem de grãos com humidade de colheita superior a 25%, sendo utilizado um secador a alta temperatura para reduzir a percentagem de humidade para a gama de 19% a 23%. O grão é então transportado para um silo, no qual é completada a secagem dos cereais mediante o uso de ar natural ou calor suplementar. Com este método, o rendimento do secador é aumentado em cerca de duas a três vezes, quando se seca o grão completamente. Adicionalmente, pode-se reduzir o consumo energético em cerca de 50%. Os caudais de ar utilizados a secagem no silo situam-se entre os 45 e os 90 m<sup>3</sup>/h por m<sup>3</sup> de grão (Friesen, 1981).

A selecção de um dos métodos anteriores, secagem combinada e “dryeration”, depende da quantidade de cereais a serem secos, da sua humidade inicial, além do custo energético e do investimento de capital inicial. No caso de se ter uma pequena quantidade de grãos para secar com um teor de humidade inicial baixo, o uso do método da secagem combinada não é aconselhável, já que este método é mais apropriado para grandes quantidades de cereais com elevados teores de humidade iniciais. Em qualquer dos casos, em silos com volumes, iguais ou superiores, a 100 m<sup>3</sup>, as aberturas de arejamento devem ser suficientemente largas para permitir caudais de ar na ordem dos 36 m<sup>3</sup>/h por m<sup>3</sup> de grão.

### 1.1.3 – Secagem artificial com ar aquecido

Um dos aspectos mais importantes no que concerne a um processo de secagem com ar quente, é a sua temperatura. Diferentes cereais requerem diferentes temperaturas de secagem, tendo que se ter igualmente em consideração, a utilização desses cereais, sejam estes para a moagem ou para utilização directa. Para além da temperatura do ar de secagem, também o tempo e o caudal do ar são factores a ter em conta, no entanto, estes dependem da temperatura do ar de secagem e do tipo de secador que será utilizado.

#### Secadores do tipo silo

Este tipo de secador é fabricado numa miríade de tamanhos e capacidades, sendo usado para várias velocidades de secagem. São usualmente utilizados para caudais de ar de secagem mais baixos que os restantes tipos de secadores, deste modo, apresentam normalmente uma maior eficiência energética, apresentando no entanto o inconveniente de serem mais lentos no processo de secagem. Uma filosofia comum para a escolha deste tipo de secadores é que este deve ser capaz de secar em 24 horas todo o grão colhido nesse dia.

Os secadores do tipo “batch” são os mais baratos do mercado. Este sistema de secagem é constituído pelo silo com chão perfurado, uma ventoinha, um aquecedor, um sistema de alimentação dos cereais e um sistema de descarga. O conjunto ventoinha/aquecedor inicia-se na primeira carga de cereais e opera até que a humidade dos cereais tenha atingido o nível pretendido.

Tal como referido anteriormente, a velocidade de secagem depende de uma série de factores, tais como, tempo de secagem, altura do leito de grãos, temperatura do ar de secagem e o seu caudal, etc. Normalmente, os caudais de ar são seleccionados através de um gráfico fornecido juntamente com o ventilador, no entanto, é recorrente a escolha cair no valor de 450 m<sup>3</sup>/h por m<sup>3</sup> de grão, já que este caudal está normalmente associado a uma secagem eficiente.

Antes de se proceder ao armazenamento dos cereais secos, é necessário que estes sejam arrefecidos. Isto é conseguido desligando o aquecedor e mantendo a ventoinha ligada ou então transportando os cereais para um silo com arejamento.

Alguns secadores, além do chão perfurado, apresentam também um andar, perfurado e com o formato de um cone, localizado a um metro do tecto da coluna. O conjunto aquecedor/ventilador é então instalado imediatamente abaixo deste andar para que o ar quente suba pela coluna secando o grão húmido. Quando uma carga de cereais é colocada no chão do secador, onde arrefecerá por meio de uma ventoinha

de arejamento, outra é colocada no andar superior para que se proceda à sua secagem. O grão arrefecido é transferido para um outro silo mediante um sistema de escoamento. Misturadoras verticais podem ser adicionadas com o intuito de promover uma secagem mais uniforme.

## 1.2 - Trigo

O trigo (*Triticum* spp.) é uma cultura de cereais que é cultivada em todo mundo. Globalmente, é a segunda maior cultura de cereais, a seguir ao milho, o terceiro é o arroz. O grão de trigo é o elemento básico usado para fazer farinha, na alimentação dos animais domésticos e como um ingrediente no fabrico de cerveja. O trigo também é plantado para ser usado como forragem para animais domésticos.

### 1.2.1 - Constituição do trigo

O trigo é constituído por três partes, o endosperma, a casca e o gérmen (figura 1.1).

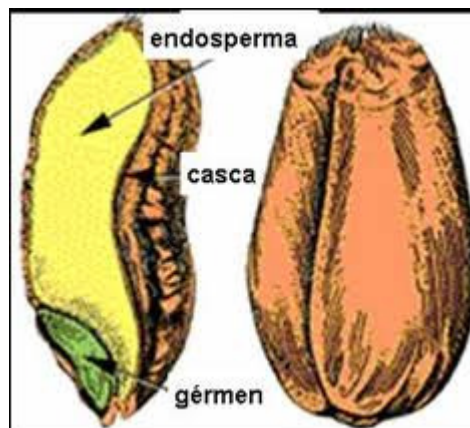


Figura 1.1 – Esquema da constituição de um grão de trigo  
(<http://abranches-f.com/index.htm>)

O endosperma é o componente principal no fabrico da farinha branca, representa cerca de 83% do peso do grão e é constituído por hidratos de carbono, ferro e vitaminas do complexo B, tendo igualmente proteína no seu conteúdo, estando esta quase toda concentrada nesta parte do grão. A casca é utilizada para fazer farinha integral, sendo esta que dá a cor escura à farinha, representa 14,5% do peso do grão e é constituída principalmente por material celuloso e vitaminas. O gérmen é o embrião da semente, representa 2,5% do peso do grão e é o único constituinte da semente que não é utilizado no fabrico de farinhas pois a sua gordura prejudica o armazenamento destas (<http://www.abranches-f.com/FAQsFarinha.html>).

### 1.2.2 - Espécies de trigo

O trigo é representado por duas espécies, embora a sua finalidade seja a moagem para fabrico de alimentos. O trigo duro (*Triticum durum*) e o trigo mole (*Triticum aestivum*). O primeiro é utilizado para o fabrico de massas, enquanto o trigo mole serve de matéria-prima para o fabrico de farinha que servirá para o fabrico de pão, pastelaria e bolachas.

### 1.2.3 - Produção de trigo em Portugal

Como se poderá ver pela análise da tabela 1.1, referente ao ano de 2007, o Alentejo apresenta a maior produção de trigo com um valor na ordem das 228718 toneladas, tendo dessa forma confirmado o título de “Celeiro de Portugal”. Esta zona de Portugal apresenta a maior área de cultivo disponível, embora o seu índice de produtividade (produção por unidade de superfície) seja apenas de 40.3%. Inversamente ao Alentejo, o Algarve representa a zona do país onde existe menor produção de trigo com um valor de 1919 toneladas produzidas. A zona norte, sendo a segunda maior produtora de Portugal é também, a zona do país com o maior índice de produtividade com o valor de 72.0%.

Tabela 1.1 - Zonas de Produção das culturas do trigo, arroz e batata em Portugal Continental (Estatísticas Agrícolas 2007, Instituto Nacional de Estatística)

Continentes	Trigo		Arroz		Batata	
	Superfície	Produção	Superfície	Produção	Superfície	Produção
	ha	t	ha	t	ha	t
Continentes	104.615	249.523	25.392	148.673	39.099	553.960
Norte	6.420	8.914	0	0	16.128	177.653
Centro	3.702	6.697	6.680	32.847	17.426	273.093
Lisboa	1091	3.275	1642	10.175	2.280	40.576
Alentejo	92.216	228.718	16.840	104.547	2.559	52.232
Algarve	1.187	1.919	230	1.104	706	10.407

A análise da tabela 1.2 permite inferir a variação da área de cultivo, da produção e da produtividade de Portugal, referente ao trigo, ao longo dos anos. Tanto a área como a produção, embora com a ressalva de certas oscilações, apresentam um comportamento descendente ao longo dos anos. Esta diminuição representa não só, a direcção do investimento agrícola do Estado Português, mas igualmente um aumento da importação deste cereal, crucial para a indústria de

moagem. A produtividade, estando associada tanto à área como à produção, apresenta um comportamento oscilatório mais acentuado. No entanto se se tomar em conta exclusivamente os valores dos anos 1980 e 2006, poder-se-á concluir que esta quase que duplicou. É de referir, e ao mesmo tempo reforçar o que foi dito anteriormente, que embora exista produção de trigo em Portugal, esta é insuficiente para suprir todas as necessidades da indústria, deste modo a maior parte do trigo é importado. França é a origem da maior parte do trigo mole importado, representando cerca de 700000 toneladas anuais. Em 2002 Portugal produziu cerca de 413 mil toneladas de trigo, deste apenas 91 mil toneladas eram de trigo mole (<http://www.abranches-f.com/FAQsFarinha.html>).

Tabela 1.2 - Área de Trigo cultivada, produção e produtividade. (“Portugal Agrícola 1980-2006”, Instituto Nacional de Estatística)

Trigo			
Portugal			
Anos	Área (ha)	Produção (t)	Produtividade (kg/ha)
1980	341.676	430.068	1.259
1981	331.025	315.580	953
1982	343.920	425.082	1.236
1983	322.252	327.233	1.015
1984	284.220	466.155	1.640
1985	274.688	395.226	1.439
1986	306.843	500.261	1.630
1987	314.682	533.094	1.694
1988	286.042	394.757	1.380
1989	321.842	616.238	1.915
1990	207.553	296.623	1.429
1991	294.874	618.697	2.098
1992	280.293	361.963	1.291
1993	250.189	421.838	1.686
1994	235.187	462.536	1.967
1995	259.402	359.849	1.387
1996	236.789	405.826	1.714
1997	276.593	329.271	1.190
1998	148.687	150.938	1.015
1999	220.281	352.148	1.599
2000	226.252	354.712	1.568
2001	183.492	153.609	837
2002	230.693	413.038	1.790
2003	174.317	149.581	858
2004	187.446	292.884	1.562
2005	122.727	81.554	665
2006	104.684	249.605	2.384

#### 1.2.4 – Colheita, secagem e armazenamento do trigo

Embora as condições iniciais do solo e das sementes e as condições de tratamento do cereal ao longo do seu crescimento tenham um grande impacto no produto final, a colheita deste é a etapa mais importante no que concerne à produtividade dessa área de cultivo e à qualidade do grão. Para reduzir as perdas, quer de quantidade quer de qualidade, é necessário regular a máquina que irá proceder à colheita, atendendo que esta regulação é efectuada várias vezes ao longo da colheita já que as condições de humidade do cereal vão variando. A colheita é realizada quando os grãos de trigo têm cerca de 13% humidade, sendo no entanto, possível realizar esta operação com condições de humidade na ordem dos 16% ou 20%. A título de curiosidade, a velocidade de rotação da máquina de colheita é tanto maior quanto maior for o teor de humidade, já que os grãos estarão mais pesados.

A possibilidade de se utilizar o processo de secagem antes do armazenamento do grão é de extrema importância, pois a utilização indevida da mesma pode alterar as qualidades finais do grão de forma significativa. No entanto, este processo permite que se realize um melhor planeamento da fase de colheita, aumentando assim a sua eficiência e que o trigo seja colhido com um teor de humidade superior aos 13% (valor recomendado para o armazenamento). Para teores de humidade superiores a 16%, a secagem deve-se efectuar de forma lenta e controlada e com uma temperatura nunca superior aos 60°C, de forma a preservar as qualidades dos grãos e evitar a sua danificação física.

Uma vez secos e limpos, os grãos estão preparados para serem armazenados, no entanto, devido à possibilidade de formação de fungos e ataque de pragas, é necessário a utilização de insecticidas. Para promover a respiração do grão e uma taxa de deterioração mínima é necessário ter em conta os seguintes aspectos: o teor de humidade do grão deve ser no máximo 13%, permitindo o armazenamento por períodos de tempo prolongados; a temperatura de armazenamento deve ser o mais baixo possível de forma a reduzir o metabolismo do grão, aumentando assim a sua conservação; o arejamento dos grãos permite a renovação do ar e, conseqüentemente, a redução da temperatura e da humidade; quanto maior for o controlo na colheita e na secagem, maior será a integridade do grão, que por sua vez, conduz a uma menor probabilidade de formação de fungos.

### **1.3 – Objectivos e planeamento da tese**

#### **Objectivos**

Esta tese de mestrado tem como principal objectivo o dimensionamento de um secador de leito fluidizado para a secagem de trigo, cuja localização será no laboratório de tecnologia do Instituto Superior de Engenharia do Porto. Poder-se-á levantar a questão da sua importância, quando é atrás referido que a colheita do trigo apenas ocorre, quando estes cereais apresentam uma percentagem de humidade de cerca de 13%. É de referir, no entanto, que a utilização de uma etapa de secagem, anterior ao processo de armazenamento, permite a colheita da safra num período mais curto do que o normal. Isto é vantajoso, no sentido em que permite obter um maior período de tempo para a colheita, podendo esta ser realizada com maior segurança e controlo, resultando num maior aproveitamento da safra. Paralelamente, com a crescente variação climática no globo, a previsão dos estados do tempo tornam-se cada vez mais difíceis. Consequentemente, uma brusca variação climática pode danificar uma plantação resultando em elevados prejuízos. O uso de uma etapa de secagem, pode assim, prevenir tais danos provocados pelo clima. Conjuntamente com o dimensionamento, foram realizados alguns testes relativamente a alguns parâmetros de funcionamento do dito secador de forma a ver a sua influência. A colocação deste secador no laboratório de tecnologias permitirá aos alunos do curso de Engenharia Química, trabalhar com uma peça de equipamento sofisticada possibilitando-lhes contacto com um sistema utilizado na indústria, sendo-lhes também permitido realizar estudos no que concerne a secagem de cereais.

#### **Planeamento da tese**

Esta tese foi dividida em cinco capítulos, estando cada um deles subordinado a um tema.

O primeiro capítulo, introduz os conceitos da secagem de cereais, abordando as razões para a sua existência e são apresentados alguns dos sistemas de secagem utilizados. Prosseguindo-se com a caracterização do trigo, onde é referido não só a sua constituição, mas também dados estatísticos relativamente à sua produção, colheita e armazenamento.

O segundo capítulo, denominado “Estado da Arte”, aborda os secadores de leito fluidizado e transporte pneumático, incorporando igualmente todas as equações necessárias para o dimensionamento do sistema de secagem.

O terceiro capítulo mostra o esquema da instalação e trata dos parâmetros de operação do secador, entre os quais se encontra, a temperatura de operação, carga, caudal de ar de secagem, etc.

O quarto capítulo aborda os resultados dos cálculos de dimensionamento, bem como alguns testes teóricos realizados onde se estuda o comportamento da secagem face à variação da temperatura de secagem e humidade inicial dos grãos de trigo. É igualmente referida uma pequena análise de custos.

Finalmente, o quinto capítulo está restringido às conclusões inerentes aos resultados obtidos, sendo igualmente efectuadas sugestões para o prosseguimento deste tema.



## 2 – Estado da arte

### 2.1 - Principais fundamentos de secagem

A secagem normalmente consiste num processo de remoção de substâncias voláteis (vapor de água) por meio de uma acção térmica para se obter um sólido seco como produto final. A humidade presente no estado líquido no interior do sólido ou mesmo aprisionada na microestrutura deste, apresenta uma pressão de vapor inferior à do líquido puro, sendo designada por humidade ligada. Humidade desligada define-se como o excesso de humidade para além da humidade ligada, estando esta localizada na superfície do sólido e tendo uma pressão de vapor igual à do líquido puro. Quando um sólido húmido é submetido ao processo de secagem, ocorrem simultaneamente transferência de calor (do equipamento para a superfície do sólido para evaporar a humidade superficial) e transferência de massa (passagem da substância volátil do interior para a superfície).

Normalmente, a transferência de calor ocorre por convecção, por condução e por radiação. Os secadores industriais diferem no tipo e na concepção dependendo do principal método de transferência de calor usado, na maioria dos casos o calor é transferido da superfície do sólido para o interior, no entanto nos secadores que usam frequência de rádio, é fornecida energia que gera calor interno, movendo-se esta para o exterior. A transferência de calor está dependente das condições externas, tais como: temperatura, humidade e caudal do ar, pressão e área de superfície exposta à secagem. Por sua vez, a transferência de massa (movimento do vapor de água interno para a superfície do sólido) está dependente das condições internas, tais como: natureza física do sólido, temperatura do sólido e o teor de humidade.

A secagem sendo considerada um processo de separação, não deve ser confundida com a evaporação (concentração de líquidos) ou outros processos de separação sólido-líquido, tais como a filtração ou centrifugação.

O processo de secagem está presente num elevado número de indústrias, podendo-se destacar a indústria química, a alimentar e a farmacêutica. Sendo dos processos unitários mais antigos e conhecidos da engenharia química, a secagem compete com a destilação pelo título de operação com o maior consumo intensivo de energia, graças ao elevado valor do calor latente de vaporização e à eficiência inerente ao uso de ar quente como meio de secagem.

É de salientar que a secagem comporta uma série de factores únicos que a tornam num processo fascinante para a área de pesquisa e desenvolvimento. Destes factores destacam-se a variedade de tamanhos do produto final, a variedade da capacidade de produção (0.10 kg/h – 100 ton/h) e a variedade da pressão de operação (fracção de milibar a 25 atmosferas) (Mujumdar *et al*, 2006).

### **Condições externas**

As variáveis externas que são essenciais para este processo são a temperatura, humidade, caudal de ar e direcção do mesmo, forma do sólido, existência ou não de agitação e a maneira como é suportado o sólido durante a secagem (Williams-Gardner, 1971). Estas condições são especialmente importantes durante a fase inicial do processo de secagem quando a humidade desligada é removida. Nalguns casos, como a madeira, ocorre uma diminuição considerável de volume do material, devido à existência de um grande gradiente de humidade do interior para o exterior do sólido, causado por uma excessiva evaporação da humidade superficial. Esta excessiva redução de volume pode levar ao aparecimento de falhas e deformação do material, devido à elevada tensão interna que se origina. Para que estes problemas sejam evitados, utiliza-se ar com elevada humidade relativa que retarda a remoção da humidade superficial, enquanto por meio da transferência de calor, é assegurada uma maior velocidade de passagem da humidade interna para superfície sem comprometer o processo global

A evaporação superficial é controlada pela difusão do vapor da superfície do sólido para a atmosfera através de um filme fino de ar em contacto com a superfície.

### **Condições internas**

Como resultado da transferência de calor para o sólido húmido, forma-se um gradiente de temperatura no sólido enquanto ocorre a evaporação da humidade superficial. Este gradiente força a migração da humidade interna para a superfície do sólido através de um ou vários mecanismos, de entre os quais se destaca a difusão e o fluxo por capilaridade.

### **Mecanismo de secagem**

Tal como referido anteriormente, a humidade presente num sólido está categorizada em humidade ligada e humidade desligada. A humidade desligada pode ser removida de duas formas, ou por evaporação ou por vaporização. A evaporação ocorre quando a pressão do vapor de água na superfície do sólido é igual à pressão atmosférica, necessitando-se apenas de aumentar a temperatura até à temperatura de

ebulição. Na vaporização, a secagem acontece por convecção, ou seja, pela passagem de ar quente na superfície do sólido. O ar arrefece pelo contacto com o sólido húmido, e a humidade é transferida para o ar e arrastada por este. Neste caso a pressão de saturação do vapor de água é menor que a pressão atmosférica.

Para que a escolha do tipo e “design” do secador seja a correcta, é necessário saber as características da secagem de antemão, no entanto, esta informação não é suficiente, sendo também necessário conhecer-se as características de manuseamento do sólido, a humidade de equilíbrio do sólido e a sensibilidade do material à temperatura.

O comportamento dos sólidos durante o processo de secagem pode ser caracterizado mediante a medição da perda do teor de humidade ao longo do tempo (Keey, 1973). Com estes dados é então possível construir a curva característica de secagem para aquele sólido em particular. Na figura 2.1, a seguir apresentada, estão esquematizadas vários tipos de curvas características de secagem, após terem sido normalizadas para a humidade média contida no sólido ( $\Phi$ ) e para a velocidade característica de secagem ( $f$ ).

$$\Phi = \frac{\bar{X} - X_{eq}}{X_{cr} - X_{eq}} \quad (2.1)$$

$$f = \frac{N_v}{N_w} \quad (2.2)$$

onde  $N_v$  é a velocidade de secagem por unidade de superfície,  $N_w$  a velocidade de secagem inicial,  $\bar{X}$  a humidade média no sólido,  $X_{eq}$  a humidade de equilíbrio e  $X_{cr}$  a humidade crítica.

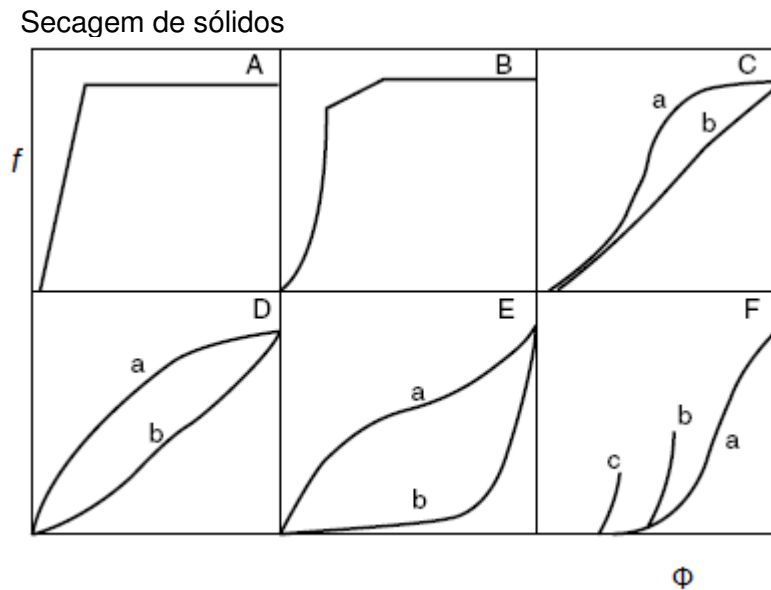


Figura 2.1 - Exemplos de curvas de secagem normalizadas (A – areia; B – areia; C – madeira; D – papel; E – pão; F – espigas de trigo)

Na figura 2.1 são apresentados vários tipos de curvas de secagem para vários tipos diferentes de materiais. Cada sólido apresenta um comportamento diferente durante a etapa de secagem, deste modo, os formatos das curvas de secagem variam. A curva F relativa a espigas de trigo, está subdividida em três. A, b e c representam valores do teor de humidade inicial decrescentes, respectivamente. Quanto menor é este valor do teor de humidade, maior é o declive da curva, logo mais rapidamente a secagem ocorre.

Se se pretender descrever o comportamento de um sólido durante a secagem através da curva característica, então as suas propriedades devem satisfazer os seguintes critérios: a humidade crítica (valor de humidade para a qual a velocidade de secagem deixa de ser constante, passando a ter um comportamento decrescente) tem que ser independente da humidade inicial e das condições externas; todas as curvas de secagem para uma substância são geometricamente similares de modo a que o formato da curva é único e independente das condições externas.

## 2.2 - Classificação, selecção e “design” de secadores

Hoje em dia, na maioria das indústrias existe uma etapa de secagem no seu processo de fabrico, pois o produto deve estar apto, quer para um posterior processamento quer para ser vendido, além de que a matéria-prima deve ter a humidade necessária para ser processada, moldada ou peletizada. Os custos de

transporte dependem do teor de humidade do produto, logo é necessário chegar a um balanço entre estes e os custos de secagem. Secagem em excesso não só representa energia desperdiçada assim como custos adicionais, mas também a degradação do produto final (como é no caso do papel) (Menon, 1982).

A escolha do valor de humidade final é guiada pelos requisitos de armazenamento e de estabilidade do produto final e é este valor de humidade que determina o tempo e as condições de secagem. Secagem em excesso deve ser evitada, o surgimento de gradientes internos de humidade no interior das partículas e a variação do teor de humidade interparticular é importante. Podem surgir restrições à temperatura por razões de degradação, mudança de fase, descoloração, inflamabilidade do pó, entre outros factores. A sensibilidade térmica do sólido a secar, restringe a temperatura a usar durante o processo de secagem. Sólidos higroscópicos têm tendência a encolher durante a secagem, a extensão desta diminuição de volume está relacionada com o valor do teor de humidade abaixo do limite higroscópico.

Os secadores são normalmente classificados em dois tipos, quanto ao método de transferência de calor e quanto ao tipo de reservatório. Relativamente à transferência de calor, os secadores podem funcionar por condução, convecção, radiação e por meio de um dieléctrico. Quanto ao tipo de reservatório podem ser do tipo tambor rotativo, leito fluidizado, de pratos, pneumáticos e “spray”. No entanto também é possível dividir os secadores tendo como base o estado físico da alimentação. Sloan (1967), McCormick (1973) e Schlünder (1982) desenvolveram classificações para os secadores, no entanto foi Keey (1978) que distinguiu os três principais factores que podem ser utilizados para classificar estas peças de equipamento: o método de transferência de calor, as condições de temperatura e pressão da operação e a maneira como o material é manuseado no interior do secador.

### **Método de Aquecimento**

A convecção é possivelmente o modo mais comum de secar partículas, películas ou sólidos pastosos. O calor é fornecido por uma corrente de ar quente, um gás inerte (normalmente azoto), vapor sobreaquecido ou gases de combustão, que passam pela superfície do sólido a secar. A humidade evapora através deste contacto e é arrastada pela corrente gasosa. Secadores que utilizam a convecção são normalmente denominados de secadores directos. Os secadores de leito fluidizado e os compactos são desta classe.

Os secadores indirectos, que utilizam a condução, são mais apropriados para sólidos de pouca espessura ou sólidos com grande teor de humidade. O calor é

fornecido por superfícies quentes constituintes do próprio equipamento que têm uma dupla função, além do fornecimento de calor vão também confinar o sólido. A humidade é retirada por meio de vácuo ou por um gás transportador de vapor de água. Este tipo de secadores possui uma eficiência térmica superior à dos que recorrem à convecção devido à menor perda de entalpia durante o seu funcionamento.

### **Condições de temperatura e pressão**

A maioria dos secadores opera à pressão atmosférica ou próximo desta, uma pressão ligeiramente abaixo da pressão atmosférica impede fugas para o exterior quando estas não podem ocorrer. Na ausência de fugas a pressão utilizada é ligeiramente superior à atmosférica. Trabalhar com vácuo é bastante dispendioso e apenas recomendado se o produto tiver que ser seco a baixa temperatura ou na ausência de oxigénio. No entanto, trabalhar com temperaturas altas tende a ser um processo mais eficiente, já que é possível usar peças de equipamento de menores dimensões e com caudais de gás menores. Caso esteja disponível calor proveniente de colectores solares ou calor residual a baixa temperatura, a escolha poderá ser direccionada no sentido de escolher estas fontes, com a ressalva que a dimensão dos secadores será maior.

#### **2.2.1 Selecção de secadores**

As características do produto final e os requisitos de qualidade são aspectos limitadores da escolha do secador. Nalguns casos específicos, como aqueles onde as propriedades de manuseamento do produto mudam significativamente durante a secagem, a combinação de dois ou mais tipos de secadores poderá ser a escolha que optimiza a operação.

A selecção de secadores encerra vários problemas, principalmente porque não existe nenhum sistema específico de testes laboratoriais que usem equipamento padrão para providenciar dados chave relativamente às características de secagem dos materiais. A verdadeira mecânica de extracção de líquidos de um sólido não está totalmente compreendida, assim como o funcionamento de muitos secadores. Assim tem sido impossível chegar a um sistema de classificação que seja suficientemente abrangente para englobar todos os secadores. A inexistência de um procedimento laboratorial fiável, que permita fazer o “scale-up” de dados laboratoriais e até de dados de equipamentos à escala piloto, têm impedido a fácil selecção de um secador apropriado para o processo em causa. No entanto, é na mesma necessário proceder à

escolha do secador, e alguma informação prévia é requerida no sentido de facilitar esta tarefa. Esta informação prévia inclui: características físicas e químicas da alimentação, especificações e propriedades do produto seco, e por fim, dados experimentais de uma instalação laboratorial ou piloto sobre a secagem do sólido húmido, sendo também preferível obter informações sobre a secagem de produtos similares a um nível industrial.

Assim se pode afirmar que o melhor método de selecção de um secador envolve o uso da experiência. Após terem sido tomadas todas as considerações no que concerne à escolha do melhor tipo de secador, usando as informações acima indicadas, a decisão final será tomada mediante um compromisso segundo as seguintes considerações: custo total e de operação, qualidade do produto final, segurança dos operadores e a conveniência da instalação. É sempre preferível, no caso da existência de incertezas, realizar alguns testes preliminares para verificar o “design”, os dados de operação e a compatibilidade do secador escolhido para a operação. Nalguns tipos de secadores, os testes preliminares têm que ser realizados à escala real, já que esta é a única maneira de obter resultados fiáveis quanto ao design e aos dados de operação, enquanto que noutros, testes laboratoriais são mais do que suficientes (Ashworth, 1978).

### **2.2.2 – Efeitos dos custos energéticos, segurança e factores ambientais na escolha de um secador**

Para um dado sistema de secagem, incluindo o pré-processamento, tal como a centrifugação, e o pós-processamento, tal como a granulação do produto final, é necessário criar vários fluxogramas onde estejam implementadas várias medidas de poupança de energia como, reciclagem do gás e operação em circuito fechado, entre outras. Normalmente é impossível satisfazer ao mesmo tempo e no seu máximo grau, os requisitos legais, a higiene e segurança do operador e a eficiência energética, sendo sempre necessário atingir um compromisso entre estes três factores.

É de notar que se o produto final tiver especificações demasiado rigorosas, o preço do sistema de secagem subirá de forma acentuada. Na selecção de sistemas de secagem com poupança energética, é necessário ter em conta vários factores:

- a reciclagem aumenta o nível de humidade o que poderá levar a um aumento do valor da humidade de equilíbrio para níveis inaceitáveis;
- na secagem em multi-estágio a economia energética requer que o produto que sai do primeiro estágio esteja já parcialmente seco, o que em alguns casos o torna demasiado viscoso.

Tal como referido anteriormente, é impossível preencher todos os critérios de economia de energia, mais os requisitos legais e de higiene e segurança para um dado sistema de secagem, no entanto, é sempre possível modificar esse sistema para cumprir todas as especificações essenciais.

Embora a experiência prévia seja sempre um guia comumente utilizado durante a selecção de secadores, é importante reconhecer que sistemas de secagem mais antigos eram sempre especificados para alturas em que os custos energéticos eram mínimos e as especificidades do produto eram diferentes. Existe também, uma variação no preço da energia consoante a zona geográfica. Deste modo, é recomendado que a selecção do secador tenha em conta as condições actuais, a zona geográfica e as tendências futuras. Vários casos ao longo dos anos demonstraram que o secador mais usado para um produto específico não é necessariamente a melhor escolha para o caso em estudo, pois uma série de factores têm que ser levados em conta.

### **2.2.3 – “Design” dos secadores**

No “design” de um secador, há que escolher um secador cujas características permitam obter um produto final com as especificações pretendidas. Antes de se efectuar a escolha final, o rendimento de sistemas alternativos devem ser tomadas em conta.

Durante o projecto de um secador é tida em conta a informação prestada pelas seguintes fontes: informação fornecida pelo cliente e testes à escala piloto e à escala laboratorial. Os testes à escala piloto providenciam a informação que o sólido húmido pode ser processado da maneira pretendida, no entanto o “scale-up” é tudo menos um processo directo. O projecto é baseado em tempos de secagem estimados pelo projectista, os quais podem ser ajustados, com maior ou menor rigor, pelos testes realizados quer à escala piloto quer à escala laboratorial (Nonhebel e Moss, 1971).

## **2.3 – Secadores de leito fluidizado**

### **2.3.1 – Princípios e fundamentos**

Os secadores de leito fluidizado são usados extensivamente para a secagem de partículas húmidas e sólidos granulares que podem ser fluidizados. Podem também ser lamas, pastas e suspensões susceptíveis de serem fluidizadas em leitos de sólidos inertes. Este tipo de secadores é normalmente utilizado durante o processamento de muitos produtos, (quando em pó ou em aglomerados) de várias indústrias, tais como, química, alimentar, cerâmica, farmacêutica, etc.

Para pós cujas dimensões se situem na gama dos 50 a 2000  $\mu\text{m}$ , os secadores de leito fluidizado competem com elevado sucesso com outros tipos de secadores mais tradicionais. Este secador caracteriza-se por ter uma corrente de gás ascendente que passa através do leito de partículas sólidas. Este leito está suportado pelo distribuidor de gás, e enquanto a velocidade do gás é baixa o leito mantém-se fixo. A queda de pressão aumenta com o aumento da velocidade do gás. Para o leito estar fluidizado é necessário que todas as partículas estejam suspensas pelo gás, este estado apenas acontece a partir de uma determinada velocidade superficial do gás, denominada de velocidade mínima de fluidização. Durante a fluidização, a queda de pressão ao longo do leito permanece praticamente igual à queda de pressão nas condições de fluidização mínima, independentemente do aumento da velocidade do gás.

Um leito fluidizado opera a uma velocidade superficial do gás superior à velocidade mínima de fluidização, normalmente sendo duas a quatro vezes superior a esta. A velocidade mínima, sendo um parâmetro que limita a velocidade de operação é normalmente obtida experimentalmente, existindo vários métodos para a sua obtenção. Também poder ser obtida por meio de correlações empíricas válidas numa certa gama de condições de operação (Gupta, 1999).

Partículas com valores elevados de humidade inicial necessitam de velocidades mínimas de fluidização superiores relativamente a leitos similares mas com partículas secas. Devido às forças de ligação dominantes exercidas pelas superfícies húmidas, apenas a camada superior do leito de sólidos se comporta como um leito fluidizado. Desta forma, as camadas inferiores podem permanecer estacionárias durante as fases iniciais de secagem quando os sólidos estão bastante húmidos. Para o caso de partículas secas, o aumento da velocidade do gás de fluidização, faz com que o leito passe por diferentes regimes de fluidização dependendo do tipo de partículas de acordo com a classificação de partículas de Geldart. A figura 2.2 representa a classificação das partículas de Geldart que, de acordo com o tipo de fluidização que provoca, podem ser agrupadas em quatro grupos.

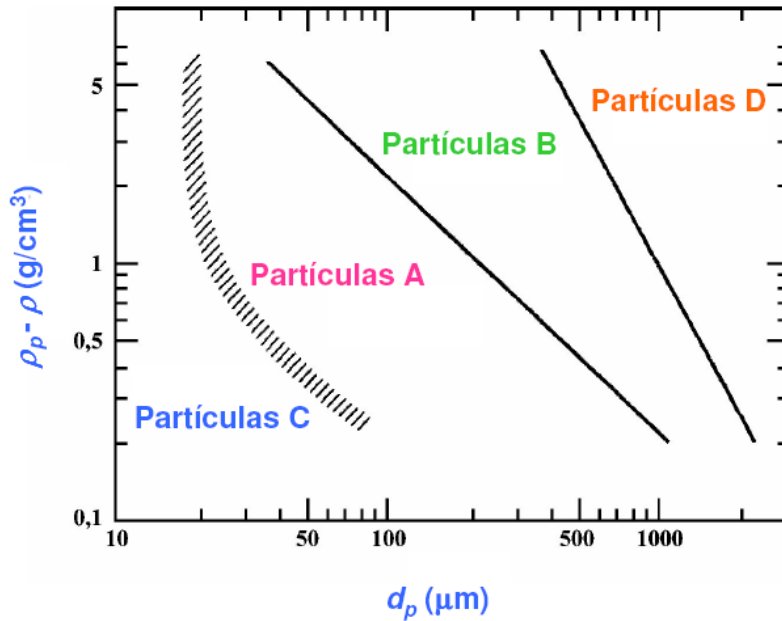


Figura 2.2 - Classificação de Geldart para a fluidização com ar nas condições ambiente, (Kunii e Levenspiel, 1991).

O grupo A consiste em partículas de menores dimensões e fáceis de fluidizar quando secas. O grupo B consiste em partículas cujo comportamento se assemelha a areia e fáceis de fluidizar quando secas. O grupo C agrupa as partículas finas e ultra-finas sendo estas difíceis de fluidizar devido às fortes forças de ligação inter-particular. Finalmente o grupo D consiste em partículas densas e de maiores dimensões com baixa qualidade de fluidização devido à formação de bolhas no leito (Geldart, 1973).

Um sistema de secagem de leito fluidizado inclui a coluna de leito fluidizado, um ventilador de gás, um aquecedor e sistemas de limpeza do gás, tais como ciclones e filtros. De forma a poupar energia, o gás é parcialmente reciclado. O gás após passar pelo leito de partículas entra na região livre e transporta consigo pequenas partículas cuja velocidade terminal é menor que a velocidade de operação do gás. Este fenómeno é denominado de elutriação. A altura necessária para que não ocorra arrastamento de partículas é conhecida como THD ou zona de desagregação e pode ser estimada mediante o uso de correlações empíricas. No entanto como não há uma expressão universalmente aceite para o cálculo do TDH, o melhor é poder determinar esta altura experimentalmente.

No dimensionamento de um secador de leito fluidizado para a secagem de sólidos, é importante ter em conta a possibilidade de ocorrer arrastamento das partículas mais finas, especialmente quando os sólidos têm uma grande distribuição

de tamanhos. Para evitar este arrastamento, a saída do gás deve-se situar acima do TDH, minimizando assim a elutriação das partículas finas.

Para garantir uma fluidização estável e uniforme, a escolha do tipo de distribuidor deve ser realizada de forma criteriosa. Uma escolha cuidada permite prevenir uma baixa qualidade na fluidização dos sólidos em certas regiões do leito, e permite também evitar o entupimento de um distribuidor de placa perfurada. É de referir que a queda de pressão ao longo do distribuidor deve ser suficientemente alta para garantir uma fluidização uniforme. Como regra geral, para fluxo directo ascendente a queda de pressão ao longo do distribuidor deve exceder a queda de pressão ao longo do leito em cerca de 30%. No entanto, em caso de fluxo directo descendente, a queda de pressão tem que ser apenas superior em cerca de 10% (Karri e Werther, 2003).

### **Vantagens e limitações dos secadores de leito fluidizado**

As vantagens mais reconhecidas a estes sistemas de secagem incluem: elevada taxa de remoção de humidade, elevada eficiência térmica, fácil transporte do material no interior do secador, fácil de manipular e baixo custo de manutenção. No entanto, este sistema também apresenta algumas limitações, tais como: queda de pressão elevada, consumo de energia elevado, qualidade de fluidização baixa em certas partículas, certos secadores de leito fluidizado apresentam pouca uniformidade na qualidade do produto final, erosão dos tubos e dos tanques, arrastamento de partículas finas, desgaste e pulverização de partículas, etc (Mujumdar e Devahastin, 2003).

### **Transferência de calor em leitos fluidizados**

Nos secadores de leito fluidizado, a transferência de calor pode ocorrer por condução, convecção ou radiação, dependendo das condições de operação. A contribuição de cada um dos modos de transferência para o coeficiente de transferência de calor depende da classificação da partícula, tipo de escoamento, regimes de fluidização, tipo de distribuidor, temperatura e pressão de operação.

Normalmente, os valores dos coeficientes de transferência de calor da partícula situam-se entre os 1 e os 700 W/(m<sup>2</sup>K). No entanto, como as áreas de superfície interfaciais apresentam valores elevados, na ordem dos 3000 a 45000 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>, as taxas de transferência de calor apresentam valores igualmente elevados. Como resultado, o equilíbrio térmico é rapidamente atingido. No dimensionamento dos secadores de leito fluidizado, é frequentemente assumido que se opera sob condições isotérmicas.

### 2.3.2 – Modelos matemáticos dos secadores de leito fluidizado

Na literatura existem vários modelos matemáticos propostos e verificados por dados experimentais. Cada modelo foi desenvolvido segundo diferentes pressupostos.

O modelo empírico (Crank, 1975), que segue a lei de Fick, relaciona o valor da humidade do sólido (humidade inicial, de equilíbrio e final) com o tempo de secagem. Este modelo proposto por Crank (1975), pode ser descrito por uma simples equação exponencial, que assume que a velocidade de secagem é proporcional à diferença entre a humidade do sólido e a humidade de equilíbrio:

$$\frac{X - X_{eq}}{X_{in} - X_{eq}} = e^{-kt_r} \quad (2.3)$$

em que  $X$  representa o valor da humidade,  $k$  a constante de equilíbrio e  $t_r$  o tempo de secagem. Esta constante de equilíbrio depende do tipo de material a secar e das condições de operação. Desta forma, na utilização deste modelo é necessário o conhecimento de dados experimentais de secagem.

O modelo de uma fase (Martinez-Vera *et al*, 1995), mostra que a secagem com um leito fluidizado é um processo semi-contínuo, onde o gás de secagem opera continuamente e o sólido opera em “batch” (figura 2.4).

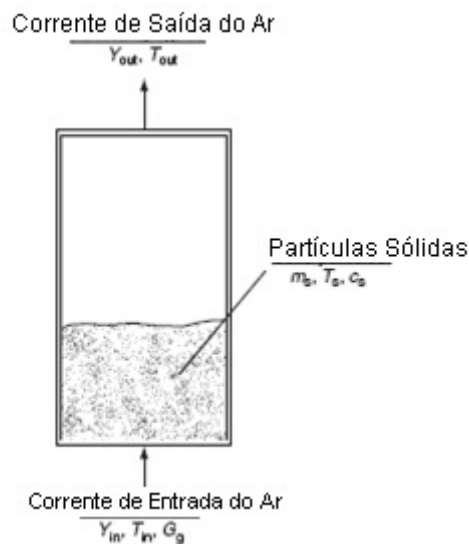


Figura 2.3 - Representação esquemática do processo semi-contínuo (Mujumdar *et al*, 2006).

Este modelo permite realizar o balanço de massa para o secador. O balanço de massa é descrito pela seguinte equação:

$$-M_s \frac{dX}{dt} = m_f (Y_{out} - Y_{in}) \quad (2.4)$$

em que  $M_s$  é a massa de sólido seco (kg),  $X$  a humidade do sólido,  $m_f$  o caudal de ar seco (kg/s) e  $Y$  a humidade específica do gás de secagem (kg vapor água/kg ar seco).

No entanto é necessário explicitar  $dX/dt$  para que a equação 2.4 possa ser resolvida. Este tratamento matemático do modelo de Crank (1975) é a seguir apresentado:

$$\begin{aligned} X - X_{eq} &= (X_{in} - X_{eq}) \times e^{-kt} \Leftrightarrow \\ X &= (X_{in} - X_{eq}) \times e^{-kt} + X_{eq} \Leftrightarrow \\ \frac{dX}{dt} &= -k \times (X_{in} - X_{eq}) \times e^{-kt} \end{aligned} \quad (2.5)$$

A combinação das equações 2.4 e 2.5 permite então a realização do balanço de massa ao secador, de forma a retirar-se o valor da humidade específica do fluido de secagem à saída do secador.

### 2.3.3 – Influência das condições de operação nos secadores de leito fluidizado

Normalmente, os únicos parâmetros de operação que apresentam algum efeito no rendimento de um secador de leito fluidizado, são a altura do leito, o tamanho da partícula, a velocidade do gás e a temperatura do leito. Estes 4 parâmetros serão a seguir discriminados.

#### Efeito da altura do leito

Para materiais com elevada mobilidade da humidade interna tais como minério de ferro, resinas de permuta iónica e gel de sílica, a maior parte da secagem ocorre junto da placa do distribuidor. Desta forma, a altura do leito não apresenta qualquer influência na velocidade de secagem. Para materiais cuja principal resistência à secagem se encontra no seu interior, o caso dos cereais, a velocidade de secagem diminui com o aumento da altura do leito.

#### Efeito das dimensões da partícula

Para partículas de Geldart do tipo B, o tempo de secagem para remover uma determinada quantidade de humidade aumenta com o quadrado do diâmetro da partícula, desde que as restantes condições de operação permaneçam inalteradas. Contudo, este efeito é muito menos visível nas partículas do tipo A, já que estas,

comparativamente às do grupo B, são muito mais finas e exibem fluidização homogénea antes de entrar no regime borbulhante.

### **Efeito da velocidade do gás**

A velocidade do gás apresenta um efeito controlador na remoção da humidade superficial, já que aumentar a velocidade leva a um aumento da taxa de evaporação. No entanto, a velocidade do gás não apresenta qualquer efeito para partículas com elevada resistência interna à transferência de massa.

### **Efeito da temperatura do leito**

A temperatura do leito aumenta através de fluxos de calor externos elevados. Isto conduz, por sua vez, a difusividades elevadas e, conseqüentemente, a elevadas velocidades de secagem. Este efeito apresenta uma elevada complexidade e depende da expressão relativa das resistências internas e externas à transferência de massa.

## **2.3.4 – Tipos de secadores de leito fluidizado: classificação e selecção**

Vários tipos de secadores de leito fluidizado foram estudados, desenvolvidos e utilizados em muitos processos industriais conforme o respectivo processo, produto, segurança do operador e requerimentos ambientais. Para que a escolha do tipo de secador seja lógica e economicamente eficiente, é necessário conhecer as características dos vários tipos existentes. Em algumas situações, pode acontecer que vários tipos diferentes de secadores de leito fluidizado apresentem um rendimento semelhante para o mesmo preço.

É de referir que os secadores modificados relativamente aos secadores convencionais nem sempre apresentam melhores performances no que toca a qualidade do produto final, rendimento da secagem e eficiência energética.

### **Secador de leito fluidizado descontínuo**

Um secador de leito fluidizado que opere em “batch” é usado quando a capacidade de produção desejada é pequena ou quando vários tipos de produtos vão ser produzidos na mesma linha de produção. É preferível operar descontinuamente se os processos a jusante e a montante também operam da mesma forma, ou no caso de serem realizados vários processos em sequência na mesma unidade processual.

A temperatura do ar de secagem e o seu caudal são normalmente fixados num valor constante. Contudo, através do ajuste desse caudal e da sua temperatura, é possível poupar energia e reduzir o atrito. Para matérias difíceis de fluidizar, é normal

incluir agitação ou vibração. A figura 2.4 apresenta um esquema de um secador descontínuo típico.

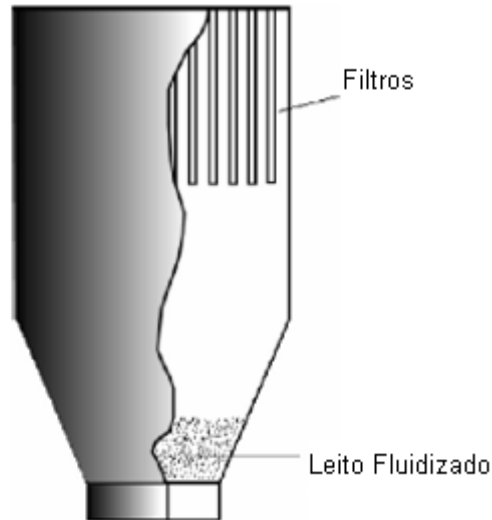


Figura 2.4 - Esquema de um secador de leito fluidizado descontínuo  
(Mujumdar *et al*, 2006)

Este secador apresenta um sistema de filtragem interno e uma zona livre de maiores dimensões com o objectivo de diminuir a elutriação das partículas finas.

### 2.3.5 – Dimensionamento do leito fluidizado

O procedimento para o dimensionamento de secadores que operem descontinuamente ou continuamente, a uma taxa de secagem constante ou decrescente, variam de forma significativa. Para o caso em estudo, como não existe humidade na superfície dos grãos de trigo, o dimensionamento é efectuado para uma taxa de secagem decrescente.

#### **Velocidade Mínima de Fluidização e Velocidade Terminal**

Antes de se começar a dimensionar a peça de equipamento em si, é necessário definir a velocidade do fluido, porque esta é um parâmetro essencial. No entanto, antes de se poder escolher a velocidade de operação, é preciso definir os seus limites inferiores e superiores. Como limite inferior temos a velocidade mínima de fluidização, o limite superior está representado pela velocidade terminal. A primeira define o valor mínimo de velocidade que se deve usar para que ocorra fluidização, e a segunda o valor máximo para que não ocorra arrastamento de partículas. A velocidade mínima de fluidização pode ser estimada recorrendo à equação de Ergun (Rhodes, 2008):

$$\frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s^2} \text{Re}_{p,mf} + \frac{1.75}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s} \text{Re}_{p,mf}^2 = Ar \quad (2.6)$$

O número de Arquimedes ( $Ar$ ) é dado pela seguinte equação:

$$Ar = \frac{d_{eq}^3 \rho_f (\rho_p - \rho_f) g}{\mu_f^2} \quad (2.7)$$

Com a equação 2.6, é estimado o número de Reynolds, com este, é possível determinar o valor da velocidade mínima de fluidização, mediante a seguinte equação:

$$\text{Re}_{p,mf} = \frac{v_{mf} \times \rho_f \times d_{eq}}{\mu_f} \quad (2.8)$$

Com a velocidade mínima de fluidização calculada, é necessário estimar a velocidade terminal usando o método proposto por Haider e Levenspiel. No entanto este método requer o cálculo do diâmetro da partícula adimensional (eq. 2.9) e da velocidade terminal adimensional (eq. 2.10):

$$d_p^* = d_p \left[ \frac{\rho_f (\rho_p - \rho_f) g}{\mu_f^2} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (2.9)$$

Com a equação do diâmetro da partícula adimensional, é então possível calcular a velocidade terminal adimensional para uma esfericidade ( $\Phi_s$ ) entre os 0,5 e 1. Esta equação foi igualmente proposta por Haider e Levenspiel:

$$v_t^* = \left[ \frac{18}{(d_p^*)^2} + \frac{2.335 - 1.744\Phi_s}{(d_p^*)^{0.5}} \right]^{-1} \quad (2.10)$$

De seguida é então calculada a velocidade terminal pelo método proposto por Haider e Levenspiel:

$$v_t^* = v_t \times \left[ \frac{\rho_f^2}{\mu_f (\rho_p - \rho_f) g} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (2.11)$$

### Dimensões da coluna e algumas considerações

As dimensões da coluna estão definidas pelo diâmetro do leito e pela altura do equipamento que corresponde à altura do leito expandido mais o parâmetro denominado de TDH (*transport disengagement height*). O diâmetro da coluna depende da altura do leito fixo ( $H_{mf}$ ) e do volume do leito fixo ( $V_e$ ):

$$V_e = \pi \frac{D^2}{2} H_{mf} \quad (2.12)$$

A expansão do leito depende da velocidade mínima de fluidização a 20°C e da velocidade do fluido e pode ser calculada pela seguinte expressão (Cai *et al*, 1993):

$$H_f = \left( 1 + \frac{21.4(v_f - v_{mf}^*)^{0.738} \times d_p^{1.006} \times \rho_p^{0.376}}{(v_{mf}^*)^{0.937} \times \left(\omega_f \times \frac{P}{P_a}\right)^{0.126}} \right) \times H_{mf} \quad (2.13)$$

O valor de TDH depende do diâmetro das bolhas que se formam durante a fluidização à superfície do leito e pode ser calculado mediante a seguinte equação (Horio *et al*, 1980) definido para as partículas de Geldart do tipo B:

$$TDH = 4.47 \times d_{bvs}^{0.5} \quad (2.14)$$

De acordo com a equação 2.14, é necessário determinar o diâmetro superficial das bolhas à superfície do leito. Este parâmetro pode ser calculado pela equação 2.15 e depende da velocidade de operação do fluido e da velocidade mínima de fluidização, e também do número de orifícios da placa do distribuidor e da distância deste ao leito:

$$d_{bvs} = \frac{0.54}{g^{0.2}} \times (v - v_{mf})^{0.4} (L + 4N_{or}^{-0.5})^{0.8} \quad (2.15)$$

As equações 2.14 e a 2.15, são ambas aplicadas para as partículas Geldart do tipo B, e as sementes em estudo são consideradas do tipo D. No entanto não foram encontradas equações para as partículas em causa pelo que se usaram as referidas equações no cálculo do valor do TDH e do valor do diâmetro superficial das bolhas.

É também necessário calcular a velocidade mínima de “slugging” e a altura mínima de “slugging”, que permitem verificar se as dimensões não provocam a formação de bolhas cujas dimensões igualam a dimensão da coluna impedindo o fluxo

do fluido e, conseqüentemente, a fluidização. A velocidade mínima de “slugging” pode ser estimada pela seguinte equação (Stewart e Davidson, 1967):

$$v_{msl} = v_{mf} + 0.07\sqrt{gD} \quad (2.16)$$

A altura mínima de “slugging” pode ser calculada pela seguinte equação (Baeyens e Geldart, 1974):

$$H_{msl} = 1.34 \times D^{0.175} \quad (2.17)$$

### Dimensionamento do Distribuidor

Um secador de leito fluidizado necessita de um distribuidor do tipo placa perfurada para que não ocorra a formação de caminhos preferenciais. Para o dimensionamento desta é necessário seguir um determinado número de passos. O primeiro passo é calcular a queda de pressão do fluido ao atravessar o leito fluidizado, porque esta é necessária para a estimativa da queda de pressão no distribuidor. A queda de pressão do fluido no leito pode ser calculada pela seguinte equação (Rhodes, 2008):

$$\frac{\Delta p_b}{H_{mf}} = (1 - \varepsilon_{mf})(\rho_p - \rho_f)g \quad (2.18)$$

A perda de carga no distribuidor é estimada pela seguinte expressão:

$$\Delta P_{dist} = 0,3 \times \Delta P_b \quad (2.19)$$

O segundo passo passa por calcular o número de Reynolds, que permite retirar o coeficiente de orifício ( $C_{d,or}$ ), o número de Reynolds calcula-se pela seguinte equação:

$$Re_o = \frac{D_o \times v_f \times \rho_f}{\mu_f} \quad (2.20)$$

Com o coeficiente de orifício (ver Anexo C) e a queda de pressão no distribuidor, é possível calcular a velocidade do gás no orifício, segundo a seguinte equação:

$$v_{or} = C_{d,or} \left( \frac{2 \times \Delta p, dist}{\rho_f} \right)^{0.5} \quad (2.21)$$

O último passo é calcular a número de orifícios por unidade de área do distribuidor ( $N_{or}$ ), usando a velocidade do gás no orifício e o diâmetro dos orifícios, valor arbitrado consoante o tamanho das partículas. Esta distribuição é calculada segundo a expressão seguinte:

$$N_{or} = \frac{v_f \times 4}{\pi \times v_{or} \times d_{or}^2} \quad (2.22)$$

### Tempo de Residência

Se as partículas são pequenas, bastante porosas e suficiente húmidas para conter humidade desligada, a velocidade de secagem mantém-se constante ao longo do processo de secagem. No entanto, se os sólidos contêm inicialmente humidade superficial, o período de velocidade decrescente ocorrerá após um curto período de velocidade constante. Neste caso, os cálculos de projecto apenas incluem o passo de velocidade decrescente, pois as sementes de trigo não têm humidade superficial. O tempo de residência depende de uma constante cinética. Esta constante cinética depende do raio equivalente da partícula ( $R_{eq}$ ) e da difusividade efectiva ( $D_e$ ) e foi proposta pelo modelo de Henderson e Pabis, que é calculada pela seguinte expressão (Mohapatra e Rao, 2004):

$$k = \frac{D_e \times \pi^2}{R_{eq}^2} \quad (2.23)$$

De acordo com o modelo proposto por Crank (1975), com a equação 2.3 e com esta constante cinética, pode-se então proceder ao cálculo do tempo de residência, que neste caso, também equivale ao tempo que a carga de sementes demora a atingir a humidade pretendida. A equação 2.3 pode então ser escrita da forma seguinte:

$$t_r = \frac{1}{k} \times \ln \left( \frac{X_{in} - X_{eq}}{X - X_{eq}} \right) \quad (2.24)$$

## 2.4 – Descarga dos sólidos por transporte pneumático

No âmbito desta tese foi decidido que após a secagem, os sólidos seriam transportados da coluna para um silo de armazenamento por meio de transporte pneumático.

Os gases têm sido usados na indústria para o transporte de partículas sólidas (variando desde de farinha até carvão). Até à pouco tempo, este tipo de transporte ocorria numa suspensão diluída mediante o uso de grandes quantidades de ar a uma velocidade elevada. No entanto, desde a década de 60, o interesse pelo transporte em fase densa, fase na qual os sólidos não estão totalmente suspensos, tem aumentado. A principal razão para este aumento de interesse prende-se aos baixos requisitos de ar a utilizar. Deste modo, no transporte em fase densa, uma quantidade mínima de ar é introduzida no processo com os sólidos. Normalmente, um baixo consumo de ar traduz-se num baixo consumo energético, mesmo que sejam necessárias pressões superiores. Como resultado da utilização de velocidades de ar inferiores, a degradação dos sólidos e a erosão dos tubos não se torna num problema tão grave como acontece na fase diluída.

Há que ter em consideração que a fase diluída apresenta características que diferem da fase densa, deste modo, também o equipamento a utilizar difere nas duas fases.

#### **2.4.1 – Transporte em Fase Densa e Fase Diluída**

O transporte pneumático ocorre em apenas duas fases, fase densa e fase diluída.

A fase diluída caracteriza-se por apresentar velocidades de gás superiores a 20 m/s, concentrações de sólidos inferiores a 1% e quedas de pressão por unidade de comprimento da tubagem inferiores a 5 mbar/m. Este tipo de regime está limitado a percursos curtos, a transporte contínuo de sólidos a um caudal inferior a 10 ton/h, sendo no entanto o único regime capaz de operar a pressões negativas. Na fase diluída, os sólidos apresentam um comportamento individual, estão totalmente suspensos no gás de transporte e as forças dominantes ocorrem entre o fluído e a partícula (Rhodes, 2008).

No regime em fase densa, as velocidades do gás situam-se entre os 1 a 5 m/s, as concentrações de sólidos são superiores a 30% e a queda de pressão por unidade de comprimento da tubagem é superior a 20 mbar/m. Nesta fase as partículas não estão totalmente suspensas e as forças dominantes ocorrem entre as partículas (Rhodes, 2008).

Apesar de apresentarem características antagónicas, a fronteira entre as duas fases não está totalmente definida já que não existem definições universalmente aceites que separem as duas fases. Konrad (1986) apresentou quatro alternativas de distinguir as duas fases:

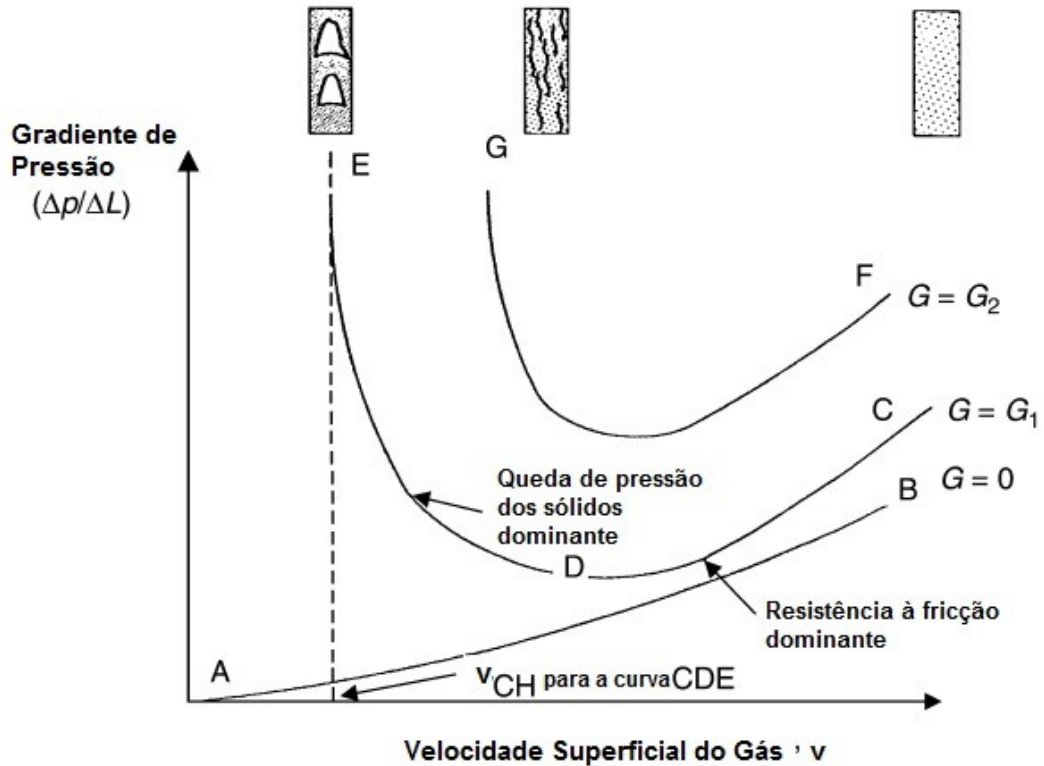
- mediante os fluxos de ar e sólidos;

- baseado na concentração de sólidos;
- a fase densa ocorre quando os sólidos preenchem totalmente a secção recta de uma tubagem, em qualquer ponto desta;
- a fase densa existe, quando em transporte horizontal a velocidade do gás é insuficiente para suspender totalmente as partículas, e se para o transporte vertical ocorre um fluxo inverso de sólidos.

No entanto, em todas estas alternativas, é possível apresentar-se diferentes valores. Deste modo, são usados, normalmente, os conceitos de velocidade de choque e velocidade de saltação para definir as fronteiras entre os dois regimes.

#### **2.4.2 – Velocidade de choque em transporte vertical**

Na figura 2.5 está representada a relação entre a velocidade do gás e o gradiente de pressão, considerando fluxos mássicos de sólidos constantes. A linha AB representa a queda de pressão resultante da fricção entre o gás e a tubagem. As curvas CDE e FG representam dois caudais de sólidos diferentes. No ponto C, a velocidade do gás é alta, a concentração de sólidos baixa, e a fricção predominante resulta da interacção gás-tubagem. Com a diminuição da velocidade, a fricção gás-tubagem diminui, como resultado, tanto a concentração de sólidos como a carga estática destes, aumenta. Caso a diminuição da velocidade passe o ponto D, a importância da carga estática dos sólidos supera a diminuição da fricção gás-tubagem, aumentando assim o gradiente de pressões. Na região DE, a concentração de sólidos aumenta rapidamente até que o gás não seja capaz de arrastar os sólidos. Neste ponto, ocorre a formação de um regime de fluidização caracterizado pela existência de bolhas de grandes dimensões que fazem variar a pressão de forma acentuada (Rhodes, 2008).



**Figura 2.5** - Diagrama de fase para transporte pneumático vertical  
(Rhodes, 2008)

Este fenómeno que caracteriza a condição de choque, permite definir a velocidade mínima (velocidade de choque) em que a fase diluída pode ocorrer para um determinado caudal de sólidos. Um caudal de sólidos superior apresenta uma velocidade de choque superior. Esta velocidade representa então, a fronteira entre a fase densa e a fase diluída para transporte vertical. No entanto, não é possível prever com exactidão as condições de choque, sendo necessário utilizar correlações empíricas que permitam estimar a velocidade de choque, associando-se seguidamente um factor de ajuste. Knowlton (1986) recomenda a correlação de Punwani (1976) que tem em consideração o efeito da densidade do gás, correlação a seguir apresentada:

$$\frac{v_{CH}}{\varepsilon_{CH}} - v_t = \frac{G_s}{\rho_p \times (1 - \varepsilon_{CH})} \quad (2.25)$$

$$\rho_f^{0.77} = \frac{2250D \times (\varepsilon_{CH}^{-4.7} - 1)}{\left(\frac{v_{CH}}{\varepsilon_{CH}} - v_t\right)^2} \quad (2.26)$$

### 2.4.3 – Velocidade de saltação em transporte horizontal

A figura 2.6 representa a relação entre a velocidade do gás e o gradiente de pressão para transporte horizontal, sendo em vários aspectos bastante similar à figura 2.5.

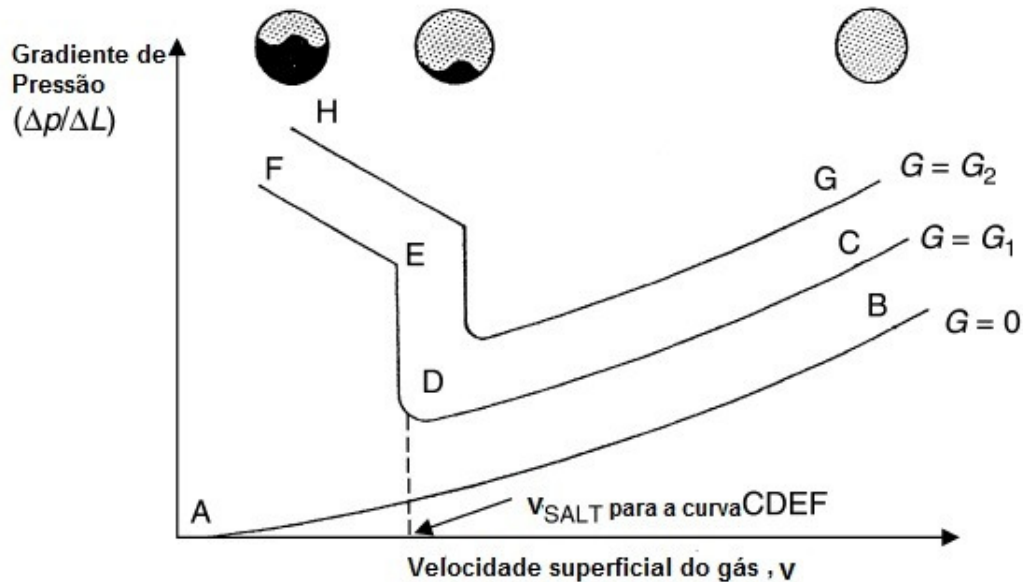


Figura 2.6 - Diagrama de fase para transporte pneumático horizontal  
(Rhodes, 2008)

Tal como na figura anterior, a linha AB representa a queda de pressão resultante da fricção gás-tubagem, e as linhas CDEF e GH a queda de pressão para dois caudais de sólidos diferentes. No ponto C, a velocidade do gás é suficientemente elevada para transportar todos os sólidos numa suspensão diluída. As partículas sólidas estão impedidas de depositar nas paredes da tubagem graças à turbulência causada pelo gás. Se a velocidade do gás diminuir mantendo-se o caudal de sólidos constante, a fricção e a queda de pressão diminuem. Os sólidos mover-se-ão mais lentamente e a concentração dos mesmos aumentará. No ponto D, a velocidade do gás, será insuficiente para suspender todos os sólidos e estes começarão a depositar no fundo da tubagem. A velocidade para que este fenómeno ocorra é denominada de velocidade de saltação. Caso a velocidade seja diminuída novamente, a deposição de sólidos aumentará, resultando num rápido aumento do gradiente de pressão, já que a área disponível para o fluxo de gás diminuirá. Na região EF, parte dos sólidos é transportado na fase densa, parte será transportado na fase diluída. A diferença situando-se na localização destes, a fase densa no fundo da tubagem e a fase diluída no topo desta (Rhodes, 2008).

Tal como a velocidade de choque, a velocidade de saltação marca a fronteira entre os dois regimes no transporte horizontal, e tal como a anterior, a sua estimativa teórica apresenta pouca exactidão. No entanto, a correlação de Rizk (1973) baseada numa aproximação semi-teórica é fácil de usar e apresenta um erro associado de cerca de 54% (Jones e Leung, 1978) que não impede a sua utilização. Esta correlação é expressa pelas seguintes equações:

$$\frac{m_p}{\rho_f v_{salt} A} = \left( \frac{1}{10^{(1440d_p + 1.96)}} \right) \left( \frac{v_{salt}}{\sqrt{gD}} \right)^{(1100d_p + 2.5)} \quad (2.27)$$

#### 2.4.4 – Queda de pressão em fase diluída

Para se estimar a queda de pressão total ao longo da tubagem, onde ocorrerá o transporte pneumático em fase diluída das partículas, é necessário conhecer-se uma série de termos:

- queda de pressão devido à aceleração do gás;
- queda de pressão devido à aceleração das partículas;
- queda de pressão devido à fricção entre o gás e a tubagem;
- queda de pressão devido à fricção entre as partículas e a tubagem;
- queda de pressão devido à carga estática dos sólidos;
- queda de pressão devido à carga estática do gás de transporte.

A queda de pressão ao longo da tubagem pode ser estimada pela seguinte equação:

$$p_1 - p_2 = \frac{1}{2} \varepsilon \rho_f v^2 + \frac{1}{2} (1 - \varepsilon) \rho_p v_p^2 + F_{fw} L + F_{pw} L + \rho_p L (1 - \varepsilon) g \times \sin \theta + \rho_f L \varepsilon g \times \sin \theta \quad (2.28)$$

Alguns dos termos referidos podem ser descartados consoante as circunstâncias, se se considerar estado estacionário. Se tanto o gás como os sólidos já têm aceleração quando entram na tubagem, as quedas de pressão devido às suas acelerações podem ser ignoradas. Caso a tubagem seja horizontal, pode-se descartar os termos relativos à carga estática.

#### 2.4.5 – Transporte pneumático em fase diluída – cálculos de projecto

O projecto de um sistema de transporte pneumático em fase diluída envolve a selecção de um diâmetro de tubagem e de uma velocidade de transporte que assegurem o regime diluído e o cálculo da queda de pressão resultante, assim como a selecção apropriada do equipamento necessário.

### Velocidade do gás

Independentemente do transporte ser horizontal ou vertical, é sempre favorável a utilização de velocidades do gás o mais baixas possíveis para minimizar o efeito da fricção, reduzir o atrito e diminuir os custos de operação. Para um determinado diâmetro de tubagem e caudal de sólidos, a velocidade de saltação é sempre superior à velocidade de choque. Assim quando o transporte ocorre tanto na horizontal como na vertical, deve-se utilizar uma velocidade do gás que impeça a saltação, cumprindo ao mesmo tempo as duas condições. Idealmente, a velocidade do gás, situar-se-ia ligeiramente à direita do ponto D da figura 2.6, no entanto como a estimativa da velocidade de saltação não apresenta uma grande exactidão, a velocidade escolhida situar-se-á bastante à direita desse ponto D. Isto resultará no aumento da queda de pressão por fricção, no entanto a região próxima do ponto D apresenta grande instabilidade. Tendo em conta, a baixa precisão na estimativa das velocidades de choque e saltação, é necessário assegurar uma margem de 50% durante a escolha da velocidade de operação.

Se a velocidade do fluido é calculada mediante a velocidade de saltação, a velocidade das partículas tem que ser estimada pelas correlações propostas por Yang, que segundo Pinho (2001), para transporte pneumático vertical e horizontal, respectivamente:

$$v_{p2} = v_f - \sqrt{\frac{2f_s v_p^2}{D} \left( \frac{4(\rho_p - \rho_f) d_p \varepsilon^{4.7}}{3\rho_f C_D} \right)} \quad (2.29)$$

$$v_{p1} = v_f - \sqrt{\left( g + \frac{2f_s v_p^2}{D} \right) \left( \frac{4(\rho_p - \rho_f) d_p \varepsilon^{4.7}}{3\rho_f C_D} \right)} \quad (2.30)$$

As equações 2.29 e 2.30 estão dependentes de um factor de atrito por fricção para a fase sólida ( $f_s$ ) vertical e horizontal, que podem ser calculados pelo modelo de Yang, respectivamente:

$$f_{s2} = 0.0315 \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \left[ \frac{(1 - \varepsilon)v_t}{v_f - v_p} \right]^{-0.979} \quad (2.31)$$

$$f_{s1} = 0.0293 \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \left[ \frac{(1 - \varepsilon)v_f}{\sqrt{gD}} \right]^{-1.15} \quad (2.32)$$

## 2.5 - Propriedades dos grãos de trigo

Na tabela 2.1 apresentam-se várias propriedades físicas e térmicas das sementes de trigo indispensáveis para o dimensionamento de um secador apropriado. É de notar que os grãos de trigo apresentam uma forma elipsóide, ou seja, é um sólido que resulta da rotação de uma elipse em torno de um dos seus eixos.

Tabela 2.1 - Propriedades Físicas dos grãos de trigo (Mujumdar *et al*, 2006)

Propriedades Físicas	
Massa Volúmica (kg/m <sup>3</sup> )	1290
Porosidade do leito (%)	39,6
Área projectada (mm <sup>2</sup> )	15,0
Perímetro (mm)	14,6
Comprimento (mm)	5,3
Largura (mm)	3,2
Diâmetro Equivalente (mm)	3,48
Área superficial (mm <sup>2</sup> )	38,04
Volume (mm <sup>3</sup> )	22,07

A capacidade calorífica das sementes de trigo, varia com o teor de humidade e pode ser estimada pela equação 2.33 proposta por Mujumdar *et al* (2006):

$$C_p = 1260 + 36 \times X \text{ J/kg.K} \quad (2.33)$$

$$0\% < X < 35\%$$

### 3 – Dimensionamento

Este capítulo será dedicado aos aspectos do dimensionamento desta tese, centrando-se no esquema da instalação e do sistema de controlo necessário neste sistema de secagem. Será também incluída uma parte onde as várias peças de equipamento serão descritas de forma resumida. Finalmente, as condições de operação e os parâmetros que podem ser variados serão listados.

#### 3.1 – Esquemas do sistema de secagem

A figura 3.1 representa o esquema do sistema de secagem utilizado. Como se poderá verificar, este sistema é composto por várias peças de equipamento, nomeadamente, o ciclone, o aquecedor (meramente uma resistência eléctrica), o ventilador, o silo e por fim, pela coluna de fluidização, onde é efectuada a secagem. Também é possível ver a existência de 4 válvulas, duas do tipo de controlo de caudal (3 e 4) e duas do tipo on/off (1 e 2). É igualmente de referir que todo o sistema de secagem se encontra isolado termicamente, de forma a poder-se operar num sistema isotérmico.

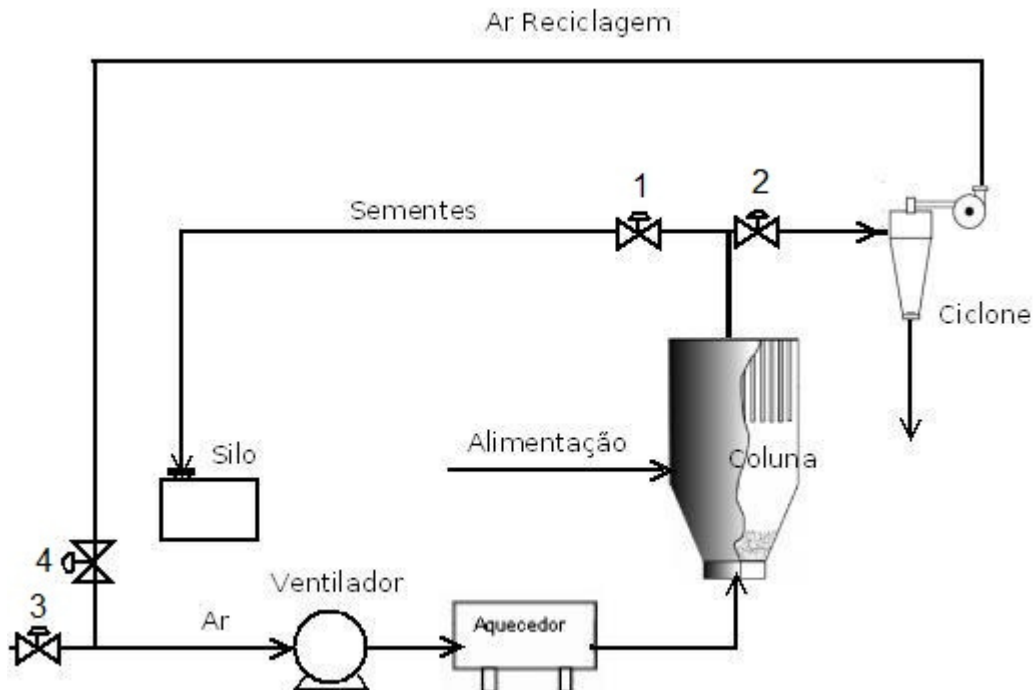


Figura 3.1 – Esquema de instalação do sistema de secagem

Esta instalação permite o uso, em separado, de uma etapa de secagem e uma etapa de transporte pneumático. A etapa de secagem opera num regime semi-contínuo. O gás de secagem está em constante movimento, enquanto que as sementes uma vez introduzidas na coluna, permanecem lá até ao fim da secagem. O ventilador força o ar atmosférico a passar por uma resistência eléctrica, sendo este gás de secagem aquecido até à temperatura de operação, sendo então conduzido até à coluna de fluidização. Nesta coluna, o ar aquecido entra em contacto com as sementes de trigo, ocorrendo então a secagem por fluidização. O gás de secagem sai pelo topo da coluna, sendo levado para o ciclone, graças ao fecho da válvula cuja tubagem leva ao silo. No ciclone, as possíveis sementes arrastadas, são purgadas por meio da centrifugação. O ar sai do ciclone sendo então reintroduzido no sistema a montante do ventilador, consoante a razão de reciclagem, onde se juntará com o ar atmosférico. Este ciclo é repetido até que as sementes tenham a humidade pretendida. Após o término da etapa de secagem, e após o arrefecimento dos cereais no interior da coluna, dá-se o início da etapa de transporte pneumático, cuja finalidade é permitir o transporte das sementes do interior da coluna para o pequeno silo de armazenamento. Nesta etapa, fecha-se a válvula que leva ao ciclone, para que o ar de transporte conduza as sementes do interior da coluna para o silo de armazenamento.

### 3.2 – Esquemas do sistema de controlo

O sistema de controlo implementado está representado pela figura 3.2. A análise desta figura permite concluir que existem duas variáveis controladas, a temperatura da corrente de saída do ar do aquecedor e a pressão da corrente de entrada do ar no ventilador. Deste modo, as variáveis manipuladas são a energia fornecida pelo aquecedor à corrente do ar de secagem e a caudal do ar imposto pelo ventilador.

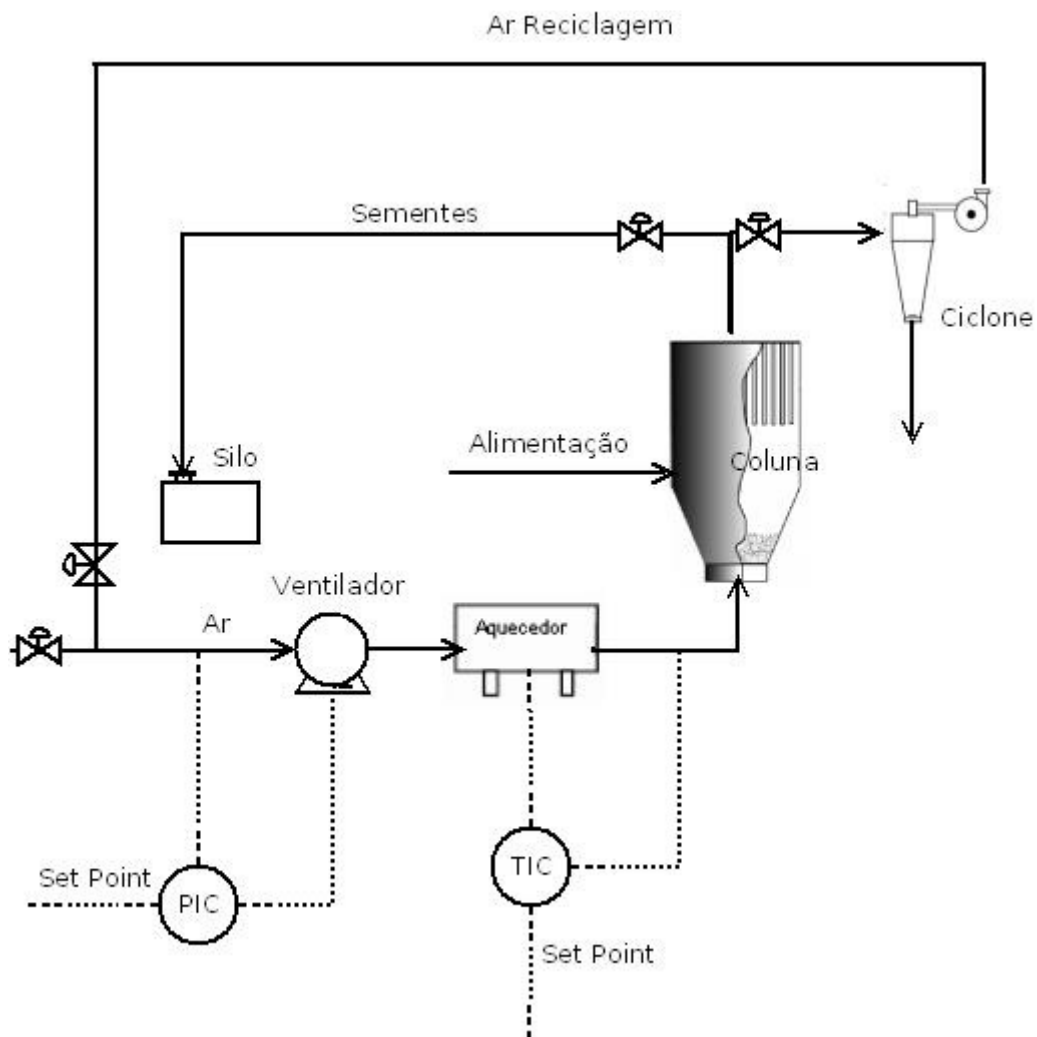


Figura 3.2 – Esquema do sistema de controlo do sistema de secagem

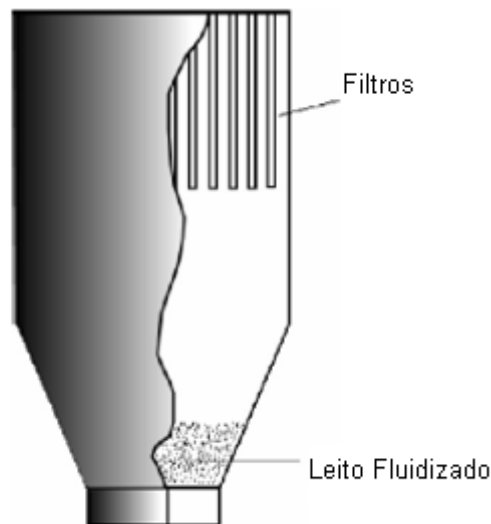
A variável controlada (temperatura) é comparada com a temperatura pretendida à saída do aquecedor ("set-point"), a diferença das duas permite que o controlador TIC ("Temperature Indicator Controller") envie um sinal à resistência eléctrica para que esta regule a quantidade de calor que irá fornecer para o

aquecimento da corrente do ar de secagem. A variável controlada (pressão) é comparada com a pressão da corrente de ar pretendida, a diferença das duas permite que o controlador PIC (“Pressure Indicator Controller”) envie um sinal ao ventilador para que este regule o caudal do ar que fornece ao sistema.

### 3.3 – Equipamento

#### *Secador de leito fluidizado*

O sistema de secagem não existiria sem o secador de leito fluidizado, pois é neste que ocorre a secagem propriamente dita. No entanto, este processo de secagem também só ocorre porque é aqui que se dá a fluidização das sementes de trigo e o ar de secagem. A figura 3.3 representa a coluna utilizada. No fundo da coluna entra o ar de secagem que ascende ao longo desta, ocorrendo assim a fluidização. As sementes a secar estão igualmente localizadas neste local e aí permanecem até ao fim do ciclo de secagem.



**Figura 3.3** – Secador de leito fluidizado

(Mujumdar *et al*, 2006)

Um dos objectivos desta tese era dimensionar este secador de leito fluidizado, portanto as suas dimensões são especificadas pelos cálculos efectuados. Toda a coluna é feita de aço inoxidável e apresenta um diâmetro de 0,52 metros e uma altura de 2,76 metros. Neste valor apresentado para a altura, já é tido em conta o valor do leito expandido e do TDH (ver o Anexo A para o cálculo destas dimensões).

#### *Ventilador*

A segunda peça mais importante a seguir ao secador, é naturalmente o ventilador, pois sem este não é possível ocorrer a circulação de ar, necessário quer

para a fase de secagem, quer para a etapa de transporte pneumático. A figura 3.4 representa uma imagem de um ventilador típico.



**Figura 3.4** – Ventilador do sistema de secagem  
(<http://www.generalequip.com/category.php?id=1>)

Este ventilador apresenta um consumo eléctrico de 4,2 kW e tem incluído um sistema de controlo de velocidade, para que se possa ajustar o caudal do ar de secagem. A velocidade máxima permitida por esta peça de equipamento corresponde a um valor de caudal de 9650 SCFM (“Standard Cubic Feet per Minute”), valor mais do que suficiente para o pretendido para este sistema de secagem. A sua altura é de 1,041 metros, o seu comprimento é de 0,711 metros e a sua largura de 0,610 metros. Este ventilador é do tipo axial, as suas pás são feitas de alumínio e apresentam diâmetro de 0,533 metros (ver anexo E).

#### *Ciclone*

A existência do TDH permite garantir que não existirá arrastamento de partículas, no entanto, é sempre necessário a colocação de um ciclone à saída do secador para precaver que quaisquer partículas sólidas que tenham sido arrastadas pelo gás de secagem não danifiquem o ventilador. A figura 3.5 esquematiza o ciclone utilizado neste sistema de secagem.



**Figura 3.5** – Representação esquemática do ciclone  
(darshiniengineers.com 18-10-2011)

A figura acima apresentada permite inferir um pouco do funcionamento do ciclone. O gás de secagem entra pela abertura lateral, trazendo as partículas sólidas por arrastamento. No seu interior, por meio de uma força centrífuga os sólidos que possam existir são forçados para o fundo do ciclone saindo pela sua base. O gás de secagem faz o sentido inverso, saindo pelo seu topo. O ciclone utilizado neste sistema de secagem apresenta um diâmetro interno de 15,24 centímetros (ver Anexo A e figura E1).

#### *Aquecedor*

Qualquer sistema de secagem por ar quente necessita dos serviços de um aquecedor, sendo que o secador desta tese não é uma exceção. Embora se usem secadores que requerem a utilização da queima de combustível, para o sistema em estudo tal não será necessário, devido ao baixo consumo energético necessário ao aquecimento do ar. Desta forma, a escolha recaiu numa resistência eléctrica (figura 3.6) que providenciará todo o calor necessário.



**Figura 3.6** – Resistência Eléctrica para o aquecimento do ar  
(dennex.com 18-10-2011)

Esta resistência eléctrica tem a capacidade de fornecer 36 kW ao ar, para que este aqueça até à temperatura pretendida. A sua largura é de 60,02 centímetros, a

altura é de 20,07 centímetros e o comprimento é cerca de 68,58 centímetros (ver Anexo E).

### *Silo*

Após a secagem dos cereais, é necessário armazenar as sementes de trigo num local apropriado, até que estas sejam utilizadas. Para isso, é necessário a utilização de um silo com uma capacidade de armazenamento de 7 dias (carga de 315 kg). (figura 3.7).



**Figura 3.7** – Silo de armazenamento dos cereais  
(qrbiz.com 10-10-2011)

O silo para este trabalho requer 1 metro de altura por 0,89 metros de diâmetro, sendo tal como a figura 3.7 indica, um cilindro feito de aço (ver Anexo E).

### *Tubagem*

Tal como em qualquer instalação, este sistema de secagem necessita de tubagem que façam a ligação entre as várias peças de equipamento. Os tubos seleccionados são de aço e têm um diâmetro de 0,15 metros para o sistema de secagem e um diâmetro de 0,25 metros para o circuito de transporte pneumático.



**Figura 3.8** – Tubos de aço  
(<http://www.cimm.com.br/portal/produtos/exibir/875> 27-10-2009)

### *Válvulas*

Este sistema de secagem requer o uso de 4 válvulas, duas delas, do tipo on/off, e as restantes duas do tipo de controlo de caudal. As válvulas do tipo on/off são usadas para fechar o circuito do transporte pneumático quando a secagem está a

funcionar, ou vice-versa e têm um sistema electrónico que permite a sua manipulação, podendo o utilizador abrir ou fechar as válvulas consoante o ciclo em operação. As válvulas do tipo de controlo de caudal são usadas para regular o caudal de ar fresco e o caudal de ar reciclado, de forma a razão de reciclagem seja controlada. Tal como as válvulas anteriores, estas apresentam um sistema de manipulação electrónica, podendo assim o utilizador definir manualmente a razão de reciclagem pretendida.

#### *Acessórios de ligação*

Se existem tubagens, são necessários acessórios de ligação, nomeadamente joelhos de 90° e um tê. As figuras que se seguem mostram o aspecto de um joelho de 90° e um tê em aço, normalmente utilizados em instalações deste género.



Figura 3.9 – Joelhos de 90° em aço

(<http://www.cimm.com.br/portal/produto/imagem/3686/COTOVELO90GRAUSDEASOLDELSW.jpg> 27\_10\_2009)



Figura 3.10 – Tê com ângulo de 90° em aço

([solostocks.com.br](http://solostocks.com.br) 18-10-2011)

### 3.4 – Condições de Operação

Neste último subcapítulo apresentam-se as condições de operação utilizadas para o dimensionamento do sistema de secagem e peças acessórias, mas também as condições variáveis. A existência destas últimas permite o estudo do impacto que estas possam ter no comportamento da secagem, nomeadamente no tempo de secagem necessário, potência térmica necessária fornecer, etc.

#### *Condições fixas*

- Carga de sementes a secar: 45 kg
- Humidade final das sementes: 13%;
- Velocidade de operação: 2,43 m/s;
- Temperatura de operação: 50 °C;
- Caudal de ar secagem: 0,58 kg/s

#### *Condições variáveis*

- Humidade inicial das sementes: 21% e 19%;
- Temperatura do ar ambiente: 10 °C, 20 °C e 35 °C;
- Razão de reciclagem: 25%, 50%, 75% e 100%;

A variação destas parâmetros é demonstrada no capítulo 4, podendo nesse capítulo ser avaliado que influência é que estas condições de operação apresentam na eficiência do processo de secagem do trigo.



## 4 – Análise de resultados

O capítulo que se segue está relacionado com a apresentação de resultados e a respectiva discussão. Numa primeira fase, irão ser abordados os resultados respeitantes à fluidização. O segundo ponto estará relacionado com a apresentação dos resultados da secagem e a sua discussão. Seguidamente, a parte do transporte pneumático será apresentada, finalizando-se o capítulo 4 com uma análise de custos.

### 4.1 – Fluidização

A tabela 4.1 que se segue apresenta os valores das velocidades calculadas para a fluidização. A velocidade mínima de fluidização que representa o valor mínimo que a velocidade de operação deve ter e a velocidade terminal que representa o valor máximo que se pode utilizar. Assim a velocidade de operação deve estar compreendida entre as outras velocidades.

Tabela 4.1 – Velocidade mínima de fluidização, velocidade de operação e velocidade terminal para as temperaturas de 50°C e 60°C.

Temp. (°C)	$v_{mf}$ (m/s)	$v$ (m/s)	$v_t$ (m/s)
50	0,97	2,43	7,31
60	0,98	2,46	7,42

A velocidade de operação é dependente da velocidade mínima de fluidização, sendo cerca de 2,5 vezes superior a esta (Mujumdar *et al*, 2006). Para valores inferiores à velocidade mínima de fluidização, não ocorre fluidização e o leito mantém-se fixo. No entanto, é também preciso que esta velocidade não seja superior à velocidade terminal para que não ocorra arrastamento de partículas. A análise dos valores desta tabela permite inferir que com o aumento da temperatura de operação verifica-se um ligeiro acréscimo das velocidades, não sendo este aumento significativo.

A tabela 4.2 apresenta, lista os valores do TDH, altura mínima de “slugging” e velocidade mínima de “slugging” para duas temperaturas. O TDH representa a altura que deve ser adicionada à altura do leito expandido para que no caso de haver arrastamento de partículas, estas não saiam da coluna. As características mínimas de “slugging” representam os limites máximos que não devem ser ultrapassados para que não ocorra este fenómeno.

Tabela 4.2 – Valores para o TDH, altura mínima de “slugging” e velocidade mínima de “slugging” para as temperaturas de 50°C e 60°C.

Temp. (°C)	TDH (m)	$H_{msl}$ (m)	$v_{msl}$ (m/s)
50	1,97	1,20	1,13
60	1,97		1,14

Como se poderá verificar, o valor do TDH não é dependente da temperatura. Isto pode ser explicado pelo facto de este parâmetro estar dependente do diâmetro de formação das bolhas que depende das velocidades referenciadas na tabela 4.1. Como estas não sofrem uma alteração significativa, o impacto verificado no valor do TDH é nulo. A altura mínima de “slugging” depende exclusivamente do diâmetro da coluna, como este não varia com a temperatura, esta altura é independente da variação de temperatura. Por fim, a velocidade mínima de “slugging” aumenta com o aumento da temperatura, no entanto, tal como para as velocidades da tabela 4.1 este aumento é muito pouco significativo. A velocidade de operação é cerca de duas vezes superior à velocidade mínima de “slugging” indicando que pode ocorrer “slugging”.

A tabela 4.3 apresenta os valores para a altura do leito fixo e leito expandido, diâmetro do leito e queda de pressão ao longo do leito. A altura do leito fixo representa a altura que a carga de sementes apresenta antes de ocorrer a fluidização, desta maneira, a altura do leito expandido aparece quando ocorre a fluidização. Durante a fluidização ocorre a expansão do leito uma vez que a queda de pressão se mantém constante para velocidades crescentes de circulação do fluido.

Tabela 4.3 – Valores de altura do leito fixo, diâmetro do leito, altura do leito expandido e queda de pressão ao longo do leito

Temp. (°C)	$H_{mf}$ (m)	D (m)	$H_f$ (m)	$\Delta P_b$ (Pa)
50	0,4	0,53	0,79	3031,51
60			0,80	3031,59

Nesta tabela é possível verificar que com o aumento da temperatura de secagem, a altura do leito expandido e a queda de pressão ao longo da coluna apresentam um aumento de cerca de 1,25% e 0,003%, respectivamente. A altura do leito fixo foi definida (0,4 metros) e através desta e da carga de sementes (45 kg), foi possível retirar o diâmetro do leito que corresponde ao diâmetro da coluna (ver anexo A). A queda de pressão não varia com a temperatura. A altura do leito expandido é inferior à altura mínima de “slugging”, mas como a velocidade mínima de “slugging” é inferior à velocidade de operação, existe a probabilidade da ocorrência deste fenómeno, mesmo que seja improvável.

A tabela 4.4 apresenta os valores para a queda de pressão no distribuidor, o diâmetro do orifício e a distribuição dos orifícios. A queda de pressão no distribuidor está relacionada com a queda de pressão no leito, sendo cerca de 0,3 vezes o valor desta (Geldart, 1986). O diâmetro de orifício, tem de ser logicamente, inferior ao diâmetro das partículas, caso contrário, os sólidos passariam pelo distribuidor para a parte inferior da coluna.

Tabela 4.4 – Valores da queda de pressão no distribuidor, do diâmetro do orifício e do número de orifícios por unidade de área de distribuidor.

Temp. (°C)	$\Delta P_{\text{dist}}$ (Pa)	$D_{\text{or}}$ (m)	$N_{\text{or}}$
50	909,45	3,00E-03	14043
60	909,48		13977

A queda de pressão no distribuidor sendo baseada na queda de pressão do leito apresenta o mesmo comportamento. Tal como para a primeira, a variação é de 0,003%. Como o diâmetro do orifício tem que ser inferior ao da partícula, foi escolhido o diâmetro de 3 mm. A distribuição dos orifícios (número de orifícios por unidade de área de distribuidor) apresenta um comportamento descendente com o aumento da temperatura. É de referir que devido ao baixo diâmetro do orifício, o número de orifícios é bastante elevado, cerca de 3061 para a temperatura de 50°C e 3047 para a temperatura de 60°C (ver anexo A).

## 4.2 – Secagem

Após o dimensionamento do secador de leito fluidizado, é necessário analisar o comportamento do secador durante a etapa de secagem. No entanto, é preciso ter em atenção que a cinética tem que ser levada em conta. Foram encontrados dados externos necessários para a cinética da secagem e foram estes que permitiram escolher os valores do teor de humidade inicial das sementes (ver anexo C). Desta forma, a tabela 4.5 demonstra os resultados obtidos para a constante cinética, tempo de secagem e caudal do gás de secagem, para as duas temperaturas de operação e para dois valores de humidade inicial das sementes.

Tabela 4.5 – Valores da constante cinética, tempo de residência e caudal do gás de secagem para as temperaturas de 50°C e 60°C e para os valores de humidade inicial de 21.33% e 18.91%.

$X_{in}$ (%)		21,33		18,91		
Temp. (°C)	$k$ ( $s^{-1}$ )	$t$ (s)	$m_f$ (Kg/s)	$k$ ( $s^{-1}$ )	$tr$ (s)	$m_f$ (Kg/s)
50	7,88E-05	10150,33	0,58	6,88E-05	9728,58	0,58
60	1,09E-04	6452,20	0,57	9,42E-05	6108,46	0,57

Como se poderá verificar, o aumento da temperatura traduz-se num aumento da constante cinética. Isto significa que o aumento da temperatura de operação leva a uma etapa de secagem mais rápida, devido à maior energia disponível para evaporar a humidade interna do trigo. Facto corroborado pelo menor tempo de secagem, como se poderá ver na tabela acima. Paralelamente, se o tempo de secagem é menor porque a energia disponível é maior, então menor será o caudal de gás necessário para se atingir a humidade final pretendida (13%). Outra análise passível de se realizar prende-se com os diferentes valores de humidade inicial em vez de diferentes temperaturas de operação. Neste caso, uma humidade inicial mais baixa, traduz-se em constantes cinéticas, tempos de secagem mais baixos, uma vez que a humidade a retirar é menor. No entanto, verifica-se que o caudal de gás mantém-se constante porque este valor foi calculado a partir da velocidade do gás que também se mantém constante e esta não é afectada pelo teor de humidade das sementes (ver Anexo A referente ao cálculo do caudal do gás de secagem).

A partir do momento que a cinética da secagem está definida, é possível realizar todos os cálculos referentes a esta etapa. Numa primeira fase, foram realizados estudos para o caso do ar utilizado estar à temperatura de 20°C, simbolizando a meia estação (tabela 4.6).

Tabela 4.6 - Valores da humidade específica do ar na corrente de saída do secador e da temperatura da mesma corrente para as temperaturas de 50°C e 60°C e para os valores de humidade inicial de 21.33% e 18.91%, para a temperatura de captação de 20°C.

Temp. (°C)	X <sub>in</sub> (%)		T <sub>out</sub> (°C)		
			21,33		18,91
	Y <sub>in</sub> (Kg H <sub>2</sub> O/Kg ar seco)	Y <sub>out</sub> (Kg H <sub>2</sub> O/Kg ar seco)	Y <sub>out</sub> (Kg H <sub>2</sub> O/Kg ar seco)	Y <sub>out</sub> (Kg H <sub>2</sub> O/Kg ar seco)	T <sub>out</sub> (°C)
	20°C				
50,0	0,0800	0,0809	49,5	0,0806	49,5
60,0	0,0800	0,0813	59,5	0,0809	59,5

A análise desta tabela permite verificar qual a influência do teor de humidade das sementes e qual a influência da temperatura de operação na humidade final do ar de secagem e na sua temperatura. Numa primeira perspectiva, nota-se a pouca diferença entre a humidade inicial do ar e a sua humidade final, independentemente da temperatura e humidade das sementes. A razão para esta ocorrência prende-se com a pouca quantidade de água que as sementes possuem. Desta forma, não só a humidade específica do ar pouco varia, como a sua temperatura de saída está bastante próxima da temperatura de entrada. Este comportamento verificar-se-á independentemente da temperatura do ar captado, o que reforça a ideia que as sementes têm pouca humidade interna e nenhuma humidade externa.

A tabela 4.7 indica a quantidade de energia calorífica que é necessário fornecer ao ar de secagem para que este atinja a temperatura de operação, para que possa ser introduzido no secador e assim dar-se início à etapa de secagem.

Tabela 4.7 - Valores do calor que é necessário fornecer à corrente de entrada do gás de secagem para atingir a temperatura de 50°C e 60°C, para os valores de humidade inicial de 21.33% e 18.91%, para a temperatura de captação de 20°C.

T <sub>in</sub> (°C)	X <sub>in</sub> (%)	21,33	18,91
	Temp. (°C)	Q (kW)	
20	50	18,81	18,81
	60	24,57	24,57

Um facto que se poderá reparar com a análise desta tabela, é que independentemente da humidade inicial das sementes, o gasto energético para aquecer o ar, mantém-se constante. Algo completamente esperado porque este teor de humidade não tem qualquer interferência no ar. Também é de esperar um aumento do consumo energético para temperaturas de operação maiores, tal como se verifica na tabela 4.7.

As figuras 4.1 e 4.2 permitem inferir qual a variação no valor da potência térmica necessária para o aquecimento da corrente do gás de secagem, consoante a razão de reciclagem. A primeira figura está relacionada com uma temperatura de operação de 50°C e a figura 4.2 está relacionada com uma temperatura de secagem de 60°C (ver Anexo C para ver as tabelas referentes às razões de reciclagem para a temperatura de captação de 20°C).

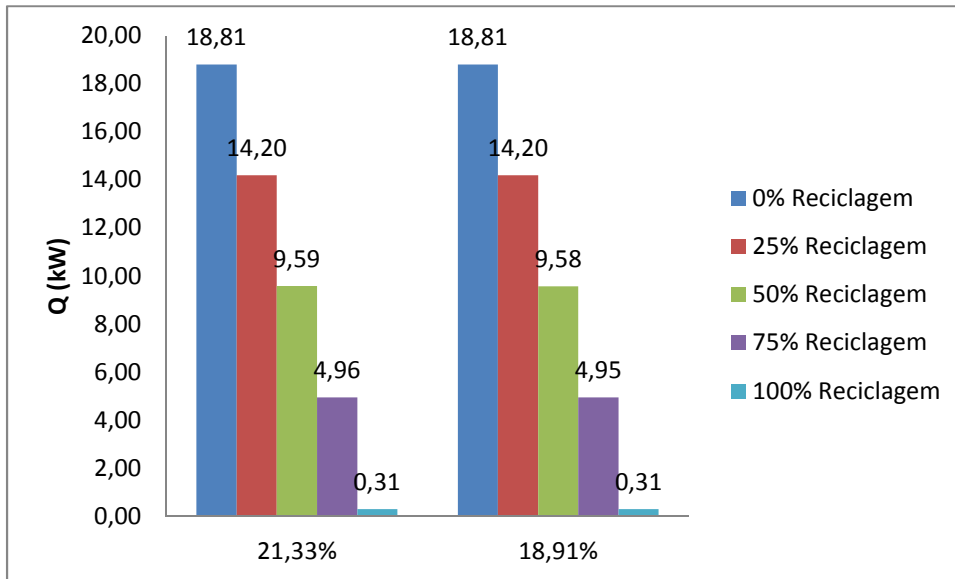


Figura 4.1 – Gráfico representativo das potências térmicas necessárias para temperatura de secagem de 50°C, para a temperatura de captação de 20°C e para as diferentes razões de reciclagem.

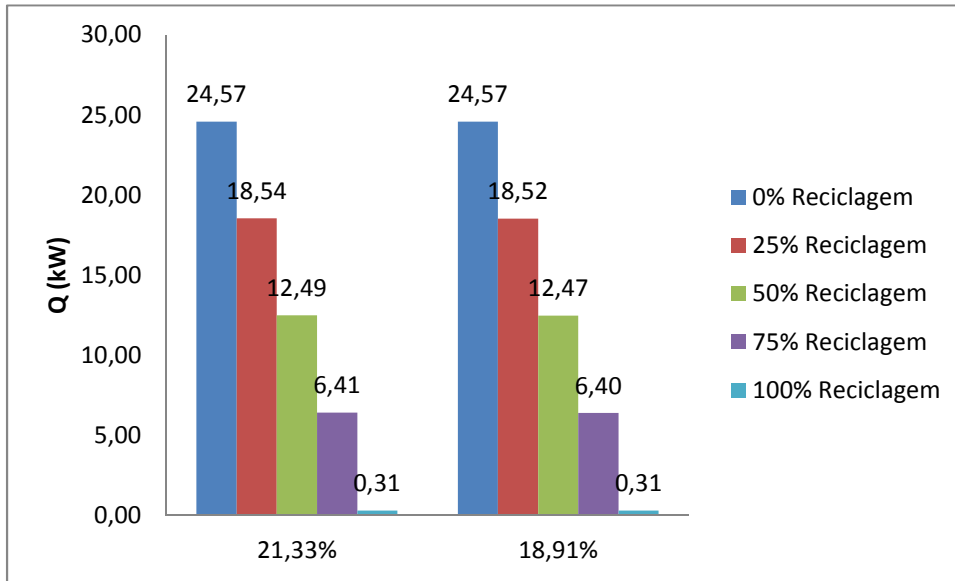


Figura 4.2 - Gráfico representativo das potências térmicas necessárias para temperatura de secagem de 60°C, para a temperatura de captação de 20°C e para as diferentes razões de reciclagem.

Como se pode verificar, com o aumento da razão de reciclagem, menor é o consumo energético, uma vez que menor será a quantidade de ar fresco utilizado, o que faz com que a corrente de entrada no aquecedor tenha a sua temperatura cada vez mais próxima da temperatura de operação. Assim, para razões de reciclagem na ordem dos 100%, a temperatura do ar é tão próxima da temperatura de operação, que os gastos energéticos são quase inexistentes comparativamente para 0% de reciclagem. Esta redução de consumo é na ordem dos 98,3% (50°C) e cerca de 98,7% (60°C).

A tabela 4.8 apresenta os resultados da humidade específica do ar à saída do secador e respectiva temperatura quando o ar de secagem é captado no Inverno, com uma temperatura de 10°C.

Tabela 4.8 - Valores da humidade específica do ar na corrente de saída do secador e da temperatura da mesma corrente para as temperaturas de 50°C e 60°C e para os valores de humidade inicial de 21.33% e 18.91%, para uma temperatura de captação de 10°C.

Temp. (°C)	X <sub>in</sub> (%)		21,33			18,91		
	Y <sub>in</sub> (Kg H2O/Kg ar seco)	Y <sub>out</sub> (Kg H2O/Kg ar seco)	T <sub>out</sub> (°C)	Y <sub>out</sub> (Kg H2O/Kg ar seco)	T <sub>out</sub> (°C)	Y <sub>out</sub> (Kg H2O/Kg ar seco)	T <sub>out</sub> (°C)	
	10°C							
50,0	0,0600	0,0609	49,5	0,0608	49,5			
60,0	0,0600	0,0613	59,5	0,0611	59,5			

Tal como no caso do ar com a temperatura de 20°C, a diferença na humidade específica entre a entrada e a saída da coluna é quase inexistente. Tal como referido anteriormente, a quantidade de água existente em cada grão de trigo é bastante pequena, o que leva a que durante a secagem as humidades específicas e as temperaturas pouco variem.

A tabela 4.9, mostra as quantidades de calor que são necessários fornecer ao ar de secagem para a situação em que o ar é captado no Inverno.

Tabela 4.9 - Valores do calor que é necessário fornecer à corrente de entrada do gás de secagem para atingir a temperatura de 50°C e 60°C, para os valores de humidade inicial de 21.33% e 18.91%, para a temperatura de captação de 10°C.

T <sub>in</sub> (°C)	X <sub>in</sub> (%)	21,33	18,91
	Temp. (°C)	Q (kW)	
10	50	24,67	24,67
	60	30,21	30,21

O que se pode verificar, é que os valores de energia são superiores ao caso anterior, tal como seria de esperar, uma vez que o ar captado encontra-se a uma temperatura inferior. Tal como anteriormente, também não se verifica uma variação no calor necessário para diferentes teores de humidade dos grãos.

As figuras 4.3 e 4.4 mostram as diferenças nas potências de aquecimento consoante a razão de reciclagem implementada durante a etapa de secagem. A figura 4.3 diz respeito a uma temperatura de operação de 50°C e a figura imediatamente a seguir concerne à temperatura de operação de 60°C (ver Anexo C para ver as tabelas referentes às razões de reciclagem para a temperatura de captação de 10°C).

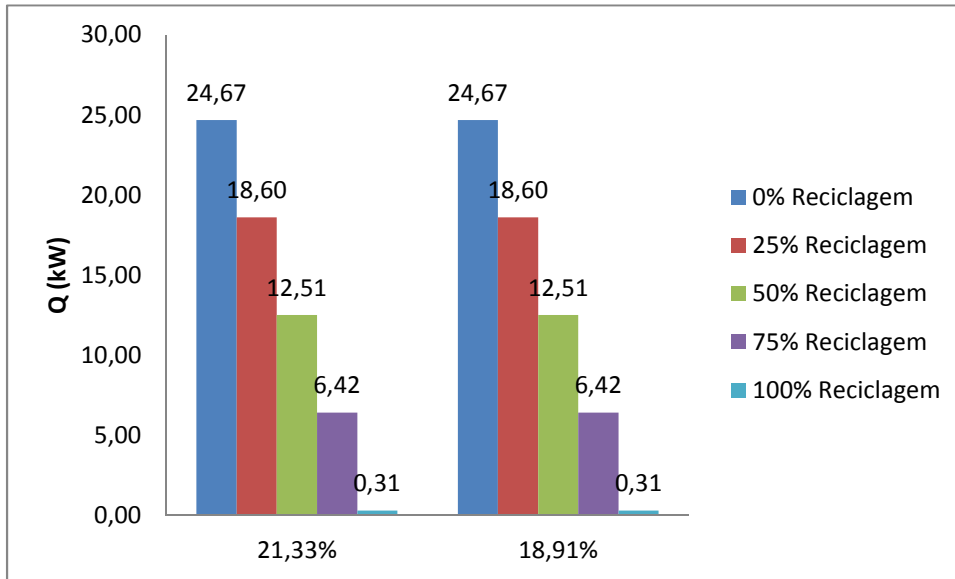


Figura 4.3 - Gráfico representativo dos calores necessários para temperatura de secagem de 50°C, para a temperatura de captação de 10°C e para as diferentes razões de reciclagem.

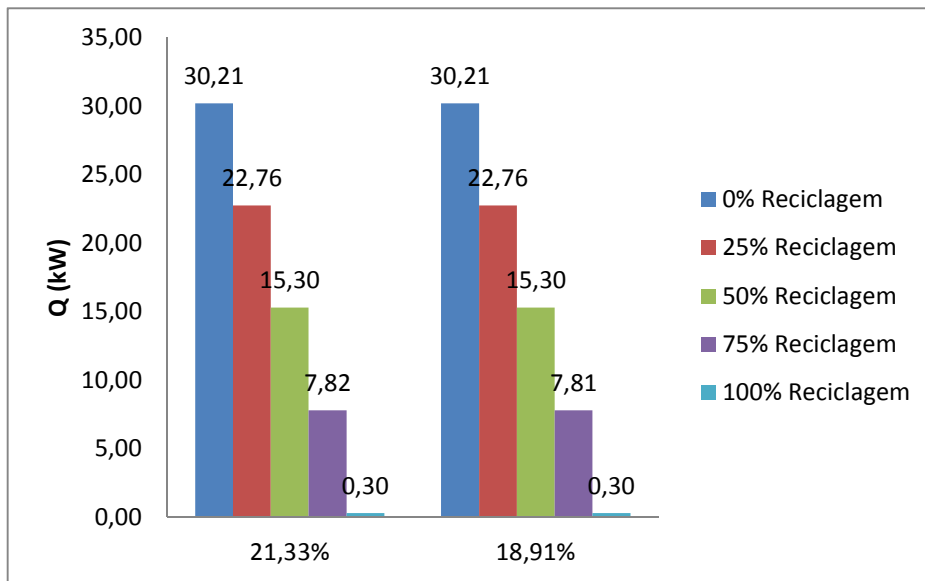


Figura 4.4 - Gráfico representativo dos calores necessários para temperatura de secagem de 60°C, para a temperatura de captação de 10°C e para as diferentes razões de reciclagem.

Tal como seria de esperar, um aumento da razão de reciclagem traduz-se numa diminuição do consumo de energia. Esta diminuição será tanto maior, quanto maior for a razão de reciclagem. Quanto maior for a razão de reciclagem, maior será a contribuição da corrente de saída do secador para a temperatura da corrente de entrada no aquecedor, deste modo, menor será a energia necessária para elevar a temperatura desta corrente até ao valor de operação. A redução de energia para 100% de reciclagem é de 98,7% (50°C) e na ordem dos 98% (60°C).

Por último, foi realizado um estudo, caso o ar fosse captado no Verão (35°C). Os resultados deste estudo estão demonstrados na tabela 4.10, sendo apresentado o valor da humidade específica à saída do secador do ar e a respectiva temperatura.

Tabela 4.10 - Valores da humidade específica do ar na corrente de saída do secador e da temperatura da mesma corrente para as temperaturas de 50°C e 60°C e para os valores de humidade inicial de 21.33% e 18.91%, para a temperatura de captação de 35°C.

Temp. (°C)	X <sub>in</sub> (%)	21,33		18,91	
	Y <sub>in</sub> (Kg H2O/Kg ar seco)	Y <sub>out</sub> (Kg H2O/Kg ar seco)	T <sub>out</sub> (°C)	Y <sub>out</sub> (Kg H2O/Kg ar seco)	T <sub>out</sub> (°C)
50,0	0,01800	0,0189	49,0	0,0188	49,0
60,0	0,01800	0,0193	58,5	0,0191	58,5

Embora a humidade inicial do ar seja superior aos restantes casos, tal como nos outros dois estudos, o valor da humidade final está bastante próximo da inicial, o que vem corroborar que a quantidade de água existente nos grãos de sementes, é tão baixa que quase não influencia o gás de secagem. A diferença nas temperaturas de entrada e saída é superior aos restantes casos, no entanto, não apresenta um desvio suficientemente grande que a faça desviar do que aconteceu até agora.

A tabela 4.11, mostra os valores de calor que é necessário fornecer ao gás de secagem, caso se trabalhasse com ar captado na estação do Verão.

Tabela 4.11 - Valores do calor que é necessário fornecer à corrente de entrada do gás de secagem para atingir a temperatura de 50°C e 60°C, para os valores de humidade inicial de 21.33% e 18.91%, para a temperatura de captação de 35°C.

T <sub>in</sub> (°C)	X <sub>in</sub> (%)	21,33	18,91
	Temp. (°C)	Q (kW)	
35	50	8,90	8,90
	60	14,53	14,53

Como seria de esperar, os valores de energia apresentam valores mais baixos que nos restantes casos, devido ao maior valor da temperatura do ar captado. Sendo mais uma vez, iguais para os dois valores do teor de humidade inicial nos grãos de trigo.

As figuras seguintes, apresentam o comportamento da potência térmica necessária para as diferentes razões de reciclagem. A figura 4.5 demonstra este comportamento para a temperatura de operação de 50°C e a segunda figura apresenta o mesmo mas para a temperatura de 60°C (ver Anexo C para ver as tabelas referentes às razões de reciclagem para a temperatura de captação de 35°C).

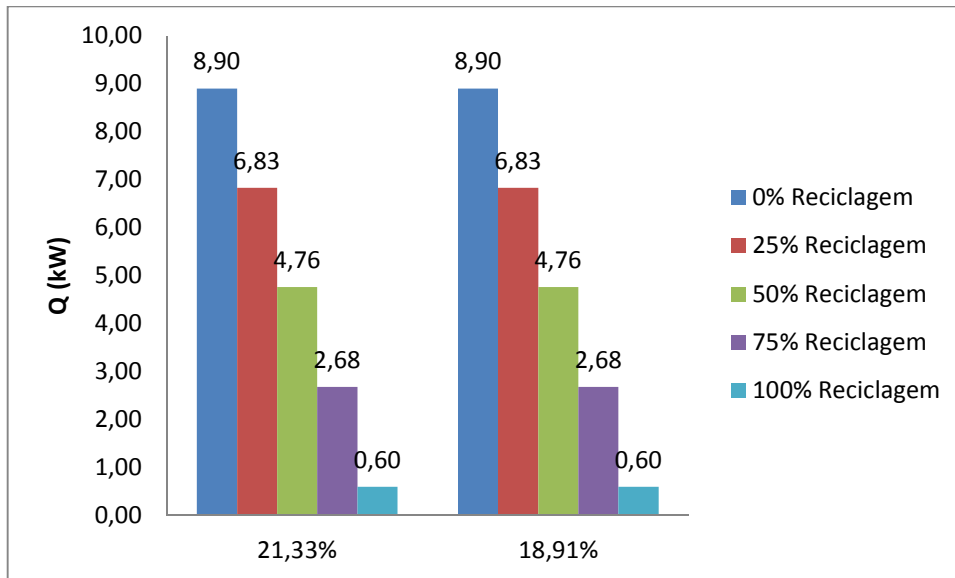


Figura 4.5 - Gráfico representativo dos calores necessários para temperatura de secagem de 50°C para as diferentes razões de reciclagem.

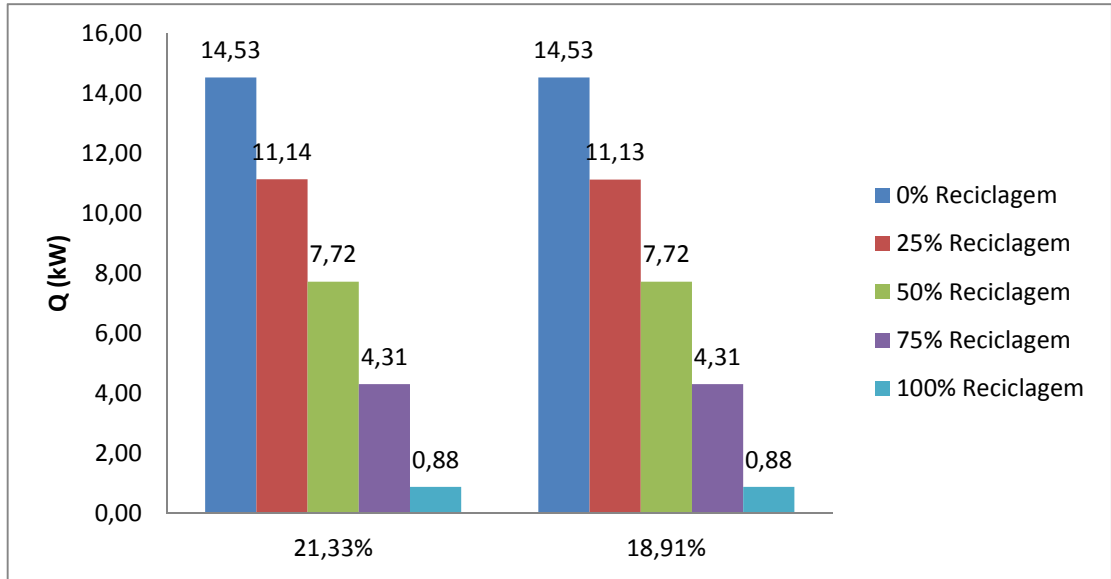


Figura 4.6 - Gráfico representativo dos calores necessários para temperatura de secagem de 60°C para as diferentes razões de reciclagem.

Tal como foi dito anteriormente, para razões de reciclagem superiores, menor será o consumo energético. Para razões de reciclagem de 100%, verifica-se uma diminuição no consumo de cerca de 93,3% (50°C) e na ordem dos 93,9% (60°C).

### 4.3 – Transporte Pneumático

Após o término da etapa de secagem, dá-se início à fase do transporte pneumático, cuja principal finalidade é o transporte das sementes do interior do secador até ao pequeno silo onde serão armazenadas para uma posterior utilização. A tabela 4.12 mostra os valores do caudal de sólidos para um tempo de descarga de 2 minutos, porosidade dos sólidos durante o transporte pneumático, a velocidade de saltação e a velocidade do gás de transporte.

Tabela 4.12 – Valores do caudal de sólidos, porosidade de choque, velocidade de choque e velocidade do fluido na coluna e na tubagem.

$m_p$ (Kg/s)	0,375
$\epsilon_{choque}$	0,999
$v_{choque}$ (m/s)	7,26
$v_f$ (m/s)	10,90
$v_{ft}$ (m/s)	47,17

A velocidade de choque corresponde ao limite inferior, abaixo da qual não se pode realizar o transporte pneumático, pois o gás deixa de conseguir sustentar a massa de sólidos. Desta forma, a velocidade do fluido tem que ser superior, para garantir uma margem de segurança, usa-se uma velocidade de operação superior à de choque em cerca de 1,5 vezes. A porosidade dos sólidos nas condições de choque difere da porosidade dos mesmos durante a fluidização, sendo que no caso do transporte pneumático esta assume o valor de 0,999 (ver anexo A). Isto demonstra que neste caso, o transporte pneumático é em fase diluída.

A tabela 4.13 apresenta as velocidades das partículas durante o transporte pneumático para o diâmetro de tubagem de 0,25 metros e respectivo factor de fricção. A velocidade com índice 1 representa a linha horizontal, enquanto a com índice 2 refere-se à linha vertical.

Tabela 4.13 – Valor das velocidades das partículas para transporte pneumático ( $D_t=0,15$  m) horizontal (1) e vertical (2), respectivamente.

$v_{p1}$ (m/s)	35,95
$f_{s1}$	0,001227
$v_{p2}$ (m/s)	25,03
$f_{s2}$	0,00791

A análise da tabela 4.13 permite verificar que existe uma diferença no que toca as velocidades das partículas. A velocidade com menor valor representa a linha vertical do circuito do transporte pneumático. O facto de se ter que superar a força gravítica para que as sementes se desloquem no sentido pretendido, faz com que a velocidade do ar seja menor no que na linha horizontal. A mesma explicação faz sentido quando se atenta a diferença entre os factores de fricção.

A tabela 4.14 apresenta os valores velocidade da partícula e do factor de fricção para o transporte pneumático no interior da coluna de fluidização.

Tabela 4.14 – Valor da velocidade das partículas e do factor de fricção para o diâmetro da coluna (0,52 m)

$v_{p2}$ (m/s)	1,04
$f_{s2}$	0,00273

Os valores desta tabela diferem dos da tabela 4.13, uma vez que a velocidade do fluido na tubagem é superior à da coluna, devido à condição que o caudal do ar de transporte se mantém constante ao longo do circuito. (ver Anexo A).

Por fim, a tabela 4.15, demonstra as quedas de pressão sofridas pelo sistema de secagem, durante a fase do transporte pneumático. Estas foram divididas pelas várias secções existentes no circuito tal como se pode verificar (ver anexo A para os cálculos e o Anexo D para os valores descritos).

Tabela 4.15 – Valores da queda de pressão nos vários segmentos de tubagem e acessórios.

Queda de Pressão	$\Delta p$ (Pa)
Horizontal	102,16
Vertical (Dt=0,25 m)	32,27
Vertical (Dt=0,52 m)	144,29
Acessórios	2129,28
Total	2408,00

A queda de pressão provocada pelos acessórios necessários para este circuito (válvulas, joelho, tê) representa o maior valor, uma vez que os acessórios acrescentam sempre uma elevada queda de pressão ao sistema. Também se verifica que a queda de pressão na linha vertical de menor diâmetro não apresenta um peso significativo no valor da queda de pressão total. Desta forma, os acessórios são responsáveis pela queda de pressão no sistema, e esta tem o valor total de 2129 Pa.

#### 4.4 – Análise de custos

O dimensionamento do sistema de secagem só está completo quando se sabe o custo que este vai acarretar, seja em custo de fabrico, seja até em custos de operação. A tabela 4.16 mostra os custos de fabrico e de transporte para este sistema (ver anexo E para os cálculos descritos).

Tabela 4.16 – Custos de fabrico, transporte e custo total do sistema de secagem.

Custo	Preço (€)
Fabrico	141859
Transporte	10012
Total	153035

Tal como seria de esperar, o custo de fabrico deste sistema de secagem em aço inoxidável é claramente superior ao custo de transporte. Assim, a conjugação dos dois custos, permite saber que este secador iria custar a quantia de 153035 €, um valor avultado para a conjuntura económica actual.

A tabela 4.17 demonstra quanto é que custaria por todo o sistema de secagem a funcionar durante um ano, considerando um uso diário de 3 horas, o que corresponde a uma etapa de secagem e uma etapa de transporte pneumático por dia (ver Anexo E).

Tabela 4.17 – Valores da potência necessária, preço da electricidade, custo de operação diário (3h) e custo de operação anual.

Potência	57,6
Preço Electricidade (€/kWh)*	0,17
Custo de Operação Diário (€)	27,6
Custo de Operação Anual (€)	7951,4

Nota: Este valor do preço de electricidade foi escolhido para uma tarifa fornecida pela EDP: (BTN>20,7 kVA - Longas Utilizações – Horas de Ponta)

Como se pode verificar, o sistema de secagem iria gastar cerca 7951,4 € em electricidade por ano. Se considerarmos que seria possível realizar uma parceria com uma empresa de moagem de cereais e que esta forneceria as quantidades de trigo necessárias, este custo não teria que ser levado em conta.



## 5 – Conclusões

Esta tese começou pelo dimensionamento do secador de leito fluidizado para a secagem de sementes de trigo com ar a uma temperatura de 50°C. Para tal foi necessário estimar as velocidades mínimas de fluidização, de operação e terminal. Sabendo que se poderia trabalhar com duas temperaturas de operação (50°C e 60°C), foi estudado qual o impacto que esta alteração de temperatura iria ter nos valores das velocidades. Pode-se então concluir que o aumento da temperatura pouco afecta o valor da velocidade, deste modo, a escolha da temperatura de operação apenas afecta a secagem. O valor da velocidade do ar para a temperatura de operação de 50°C é de 2,43 m/s.

Não só era necessário saber as dimensões do secador (diâmetro: 0,52m; altura: 2,76 m), mas também se devia verificar que estas não levariam à ocorrência do regime de “slugging”. Não só a altura do leito expandido teria que garantir que não ocorreria “slugging” (altura mínima de “slugging”: 1,20m), como também a velocidade de operação (velocidade mínima de “slugging”: 1,13 m/s) teria que cumprir esse requisito. Enquanto que altura do leito expandido (0,79 m) cumpria o requisito, a velocidade de operação era superior à velocidade mínima de “slugging”, no entanto, como se verifica o cumprimento de um dos requisitos, a probabilidade da ocorrência de “slugging” é pequena. A altura total da coluna, está representada pela expansão do leito mais a altura necessária para que no caso de ocorrer arrastamento de partículas, estas não saiam da coluna (TDH: 1,97 m). Tal como no caso das velocidades, estes parâmetros não são afectados de forma significativa pela temperatura.

Por fim, relativamente à parte do dimensionamento do equipamento, era necessário determinar qual a queda de pressão no leito, que assumiu o valor de 3031 Pa, para se poder dimensionar o distribuidor. A queda de pressão nesta peça de equipamento representa cerca de 30% da do leito. Com orifícios com um diâmetro de 3 mm, diâmetro inferior ao da partícula (3,48 mm), este distribuidor teria que ter cerca de 3061 orifícios. Número bastante elevado, mas que é produto das dimensões pequenas do sólido a secar. Pode-se concluir que a temperatura de operação pouco afecta o dimensionamento do distribuidor.

Na parte da secagem, foram consideradas três zonas do ano em que se captava ar, Verão, Inverno e Meia-Estação, o que significa que o ar captado terá as seguintes temperaturas, respectivamente: 35°C, 10°C e 20°C. Foram também tidas em

conta, dois teores de humidade inicial para as sementes de trigo, no valor de 18,91% e 21,33%.

A análise da cinética de secagem permite concluir que para o mesmo valor de humidade inicial, o tempo de secagem diminui com o aumento da temperatura. Esta diminuição deve-se ao facto do ar ter maior energia disponível para evaporar a humidade interna das sementes. Paralelamente, o tempo de secagem diminui com a diminuição da humidade inicial das sementes fixando-se a temperatura de operação. No caso de humidades menores, o tempo de secagem é menor porque há menos humidade para retirar. Para a temperatura de 50°C, o tempo de secagem apresenta o valor de 2,8 horas no caso dos 21,33% de humidade, e de 2,7 horas para 18,91% de humidade.

Como as sementes de trigo têm pouca quantidade de água no seu interior, e nenhuma no seu exterior, o valor da humidade específica do ar à saída do secador pouco difere do valor da humidade específica do ar à entrada deste equipamento. Do mesmo modo, a diferença entre a temperatura de entrada no secador e a de saída é quase inexistente.

O ar de secagem tem que ser aquecido até à temperatura de operação, desta forma, é necessário despende energia para o seu aquecimento. Este valor de energia é tanto maior quanto mais frio estiver o ar, logo no Inverno é necessário fornecer uma maior quantidade de energia que no Verão. Sendo que no Inverno tem que se fornecer 24,67 kW e no Verão cerca de 8,90 kW. Ora, considerando o que foi dito no parágrafo anterior, é perfeitamente possível a realização de reciclagem com uma razão de 100%, o que indica que apenas é necessário aquecer totalmente o ar uma vez, aproveitando-se depois a corrente do ar de saída do secador na sua totalidade, tendo em consideração que todo o sistema está isolado termicamente. Esta razão de reciclagem (100%) pouco usual na maioria das indústrias permite a este sistema de secagem, uma elevada poupança energética, sendo de cerca de 98% na Meia-Estação e no Inverno e cerca de 94% no Verão.

Foi estudado a possibilidade de se transportar as sementes secas por transporte pneumático. O que implicaria que o ventilador teria que ser capaz operar com duas velocidades do ar diferentes, consoante se estivesse na etapa de secagem ou na etapa de transporte pneumático, usando um variador electrónico de velocidade. No caso do transporte pneumático esta velocidade assume o valor de 10,90 m/s, valor 1,5 vezes superior à velocidade de choque (velocidade para a qual não ocorre transporte pneumático vertical). No interior da tubagem a velocidade do fluido é assume o valor de 47,17 m/s, estando esta relacionada com a velocidade anterior, uma vez que o caudal do ar de transporte se mantém constante ao longo do circuito.

Nesta etapa do transporte pneumático, verificou-se igualmente que na linha vertical com diâmetro de 0,25 metros, a velocidade das partículas (25,03 m/s) era inferior à da linha horizontal (35,95 m/s). Esta diferença deve-se ao facto de que na parte vertical, o ar terá de superar a força gravítica e uma força de fricção superior. Na linha vertical com maior diâmetro (0,52 metros), a velocidade das partículas é de 1,04 m/s. A queda de pressão total do sistema assume o valor de 2408 Pa, e a maior contribuição vem dos acessórios (2129 Pa).

Foi realizada uma análise de custos que permitiu estimar o custo total que este sistema iria ter no que concerne ao seu fabrico e transporte, sendo de 153035€. Esta instalação necessita igualmente de electricidade para funcionar, nesta análise de custos estimou-se que este custo se traduziria em cerca de 7951,4€ por ano.

Embora este sistema de secagem consiga utilizar uma razão de reciclagem de 100% e seja possível utilizá-lo para outros tipos de cereais e outros tipos de materiais, com a devida ressalva que as cargas a secar teriam que ser diferentes, uma vez que as dimensões iriam variar, não é aconselhável a sua compra já que apresenta um custo total e um custo de operação bastante elevados. Principalmente quando este sistema seria colocado no laboratório de Tecnologia do ISEP, o que representaria um investimento avultado quando apenas seria utilizado para realizar estudos.



## Bibliografia

Agriculture Canada. Drying and conditioning. In: *Agricultural Materials Handling Manual*, Part 3, TheQueen's Printer, Ottawa, 1962, pp. 1-31.

Ashworth, J.C., Use of Bench Scale Tests for Dryer Design, Industrial Drying Short Course, Department of Chemical Engineering, McGill University, 1978.

Brooker, D. B., Bakker-Arkema, F.W., and Hall, C.W. Grain drying systems. In: *Drying Cereal Grains*, AVI Publishing Company, Inc., Westport, Connecticut, 1974, pp. 145-184.

Fan, L.S. and Zhu, C., Principles of Gas-Solid Flows, Cambridge University press, England, 1998

Food and Agriculture Organization of the United Nations (1999). *FAO Production Yearbook*, Vol. 53, FAO Statistics Series # 156, FAO Publications, Rome, 2001.

Foster, G.H. Drying cereal grains, In: *Storage of Cereal Grains and Their Products*, American Society of Cereal Chemists, Inc., St. Paul, Minnesota, 1984, pp. 79-116.

Friesen, O.H. Heated-Air Grain Dryers, Information Services Agriculture Canada Publication 1700, Ottawa, 1981, pp- 3-25.

Geldart, D., Characterization of fluidized powders, in *Gas Fluidization Technology*, Geldart, D., Ed., Jonh Wiley & Sons, New York, 1986, chap. 3.

Geldart, D., Types of gas fluidization, *Powder Tech-nol.*, 7:285-292, 1973.

Giner, S.A. and Mascheroni, R.H., Diffusive Drying Kinects in Wheat, Part 2: applying the Simplified Analytical Solution to Experimental Data, *Biosystems Engineering*, 81(1): 85-97, 2002.

<http://pt.wikipedia.org/wiki/Trigo> (28/02/2011)

<http://www.abranches-f.com/FAQsFarinha.html> (25/02/2011)

<http://www.cpao.embrapa.br/publicacoes/sistemaproducao/trigo/colheita.html> (28/02/2011)

[http://www.notapositiva.com/pt/trbestsup/ciencagr/agronomia/cultura\\_trigo\\_arroz\\_batata.htm](http://www.notapositiva.com/pt/trbestsup/ciencagr/agronomia/cultura_trigo_arroz_batata.htm) (25/02/2011)

Keey, R.B., *Drying: Principles and Practice*, Pergamon Press, Oxford, 1972.

Keey, R.B., *Introduction to Industrial Drying Operations*, 1sr ed., Pergamon Press, New York, 1978, chap. 2.

- Lang, R. W., in *Proceedings of the First International Drying Symposium* (A.S. Mujumdar, Ed.), Montreal, Science Press, Princeton, NJ, 1978.
- Lewis, W.K., The rate of drying of solid materials, *J. Ind. Eng.*, 13(5): 427-432, 1921.
- Martinez-Vera, C., Vizcarra-Mendoza, M., Galand-Domingo, O., and Ruiz-Martinez, R., Experimental validation of mathematical model for the batch drying of corn grains, *Drying Technol.*, 13(1-2): 333-350, 1995.
- McCormick, P. Y., *Chemical Engineering Handbook*, 5<sup>th</sup> ed. (J. H. Perry, Ed.), McGraw-Hill, New York, 1973.
- Menon, A. S. and Mujumdar, A. S., Energy Saving in the drying of solids, *Indian Chem. Eng.*, 14(2), 8-13, 1982.
- Mohapatra, D. and Srinivasa Rao, P., A thin layer drying model of parboiled wheat, *J. Food. Eng.*, 66: 513-518. 2005.
- Mujumdar, A.S and Devahastin, S., Applications for fluidized bed drying, in *Handbook of Fluidization and Fluid Systems*, Yang, W.C., Ed., Marcel Dekker, New York, 2003, chap. 18.
- Mujumdar *et al*, *Handbook of Industrial Drying*, Taylor & Francis Group, LLC, 2006.
- Nash, M.J. Cereal grains, legume grains, and oil seeds. In: *Crop Conservation and Storage*, Pergamon Press, New York, 1978, pp. 27-79.
- Nonhebel, G. and Moss, A. A. H., *Drying of Solids in the Chemical Industry*, Butterworths, London, 1971, chap. 3.
- Parikh, J. K. and Syed, S. Energy use in the post-harvest (PHF) system of developing countries. *Energy Agric.*, 1988 6: 325-351.
- Perry, J.H., *Chemical Engineering Handbook*, 5<sup>th</sup> ed., McGraw-Hill, New York, pp.20. 7-20.8.
- Rhodes, M., *Introduction to Particle Technology* 2<sup>nd</sup> Edition, John Wiley & Sons Ltd, West Sussex, England, 2008
- Schlunder, E.U., *Handbook of Heat Exchange Design* (E. U. Schlunder et al., Eds.), Hemisphere, New York, 1982.
- Sloan, C. E., Drying systems and equipment, *Chem. Eng.*, 19, 1967, 167.
- Toei, R., *Course Notes on Drying Technology*, Asian Institute of Technology, Bangkok, Thailand, 1980.
- Williams-Gardner, A., *Industrial Drying*, Leonard Hill, London, 1971, chaps. 2-4.

## **Anexos**



## Anexo A – Exemplo de Cálculo

### Exemplo de Cálculo para a temperatura de operação de 50°C

Os exemplos de cálculo que se seguem permitem uma melhor compreensão dos cálculos realizados nesta tese, todas as equações foram apresentadas no capítulo 2 – Estado da arte. As características do trigo foram definidas na parte 2.5 e as do fluido no anexo B.

#### Fluidização

##### *Cálculo do diâmetro da partícula adimensional*

O diâmetro da partícula é de 3,48 mm, a massa volúmica do fluido é de 1,093 kg/m<sup>3</sup>, a massa volúmica do sólido é de 1290 kg/m<sup>3</sup>, a aceleração gravítica é de 9,8 m<sup>2</sup>/s e a viscosidade do fluido é de 1,96x10<sup>-5</sup> Pa.s.

$$d_p^* = d_p \left[ \frac{\rho_f (\rho_p - \rho_f) g}{\mu_f^2} \right]^{1/3}$$

$$d_p^* = 3.48 \times 10^{-3} \left[ \frac{1.093(1290 - 1.093)9.8}{(1.96 \times 10^{-5})^2} \right]^{1/3} = 114.80$$

##### *Cálculo da velocidade terminal adimensional*

Com o valor do diâmetro adimensional, é então possível calcular a velocidade terminal adimensional. A esfericidade ( $\Phi_s$ ) é de 0,85.

$$v_t^* = \left[ \frac{18}{(d_p^*)^2} + \frac{2.335 - 1.744\theta_s}{(d_p^*)^2} \right]^{-1}$$

$$v_t^* = \left[ \frac{18}{(114.80)^2} + \frac{2.335 - 1.744 \times 0.85}{(114.80)^2} \right]^{-1} = 12.35$$

*Cálculo da velocidade terminal*

Com o valor da velocidade terminal adimensional atrás calculado, calcula-se então o valor da velocidade terminal das sementes.

$$v_t^* = v_t \left[ \frac{\rho_f^2}{\mu_f (\rho_p - \rho_f) g} \right]^{1/3}$$

$$12.35 = v_t \left[ \frac{1.0936^2}{1.96 \times 10^{-5} (1290 - 1.093) 9.8} \right]^{1/3} \Leftrightarrow$$

$$\Leftrightarrow v_t = 7.31 \text{ m/s}$$

*Cálculo da velocidade mínima de fluidização*

Com a equação de Ergun, retira-se o valor do número de Reynolds da partícula nas condições de fluidização mínima, desde que se tenha calculado o número de Arquimedes. Com o número de Reynolds calculado, determina-se o valor da velocidade mínima de fluidização. O diâmetro equivalente da partícula tem o valor de 3,48 mm, a porosidade ( $\epsilon$ ) é de 0,4.

$$\frac{150(1 - \epsilon_{mf})}{\epsilon_{mf}^3 \phi_s^2} \text{Re}_{p,mf} + \frac{1.75}{\epsilon_{mf}^3 \phi_s} \text{Re}_{p,mf}^2 = Ar$$

$$Ar = \frac{d_{eq}^3 \rho_f (\rho_p - \rho_f) g}{\mu_f^2}$$

$$\text{Re}_{p,mf} = \frac{d_{eq} v_{mf} \rho_f}{\mu_f}$$

$$Ar = \frac{3.48 \times 10^{-3} \times 1.093 (1290 - 1.093) 9.8}{(1.96 \times 10^{-5})^2} = 1.51 \times 10^6$$

$$\frac{150(1 - 0.4)}{0.4^3 \times 0.85^2} \text{Re}_{p,mf} + \frac{1.75}{0.4^3 \times 0.85} \text{Re}_{p,mf}^2 = 1.51 \times 10^6 \Leftrightarrow$$

$$\Leftrightarrow \text{Re}_{p,mf} = 188.50$$

$$188.50 = \frac{3.48 \times 10^{-3} v_{mf} \times 1.093}{1.96 \times 10^{-5}} \Leftrightarrow$$

$$\Leftrightarrow v_{mf} = 0.972 \text{ m/s}$$

*Cálculo da área da coluna*

O cálculo da área da coluna necessita do conhecimento da altura do leito fixo e do volume do leito. Considerando uma carga de 45 kg, o volume do leito é de 0,087 m<sup>3</sup>. A altura do leito fixo foi definida no valor de 0,4 metros.

$$A = \frac{V_e}{H_{mf}}$$

$$A = \frac{0.087}{0.4} = 0.218 \text{ m}^2$$

*Cálculo do diâmetro da coluna*

O diâmetro da coluna depende da sua área, atrás calculada, e é calculado usando a expressão da área de um círculo, pois a coluna é um cilindro.

$$A = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$0.218 = \frac{\pi}{4} D^2 \Leftrightarrow$$

$$\Leftrightarrow D = 0.52 \text{ m}$$

*Cálculo da expansão do leito*

Durante a fluidização, o leito fixo irá expandir-se de forma a manter a queda de pressão constante, logo é necessário calcular o valor dessa expansão. A este valor irá ser somado o valor do TDH para se saber a altura total da coluna. O valor da velocidade do fluido é cerca de 2,5 vezes superior à velocidade mínima de fluidização, ou seja, 2,43 m/s. O valor da velocidade mínima de fluidização a 20°C é de 0,94 m/s, a massa molecular do ar é de 28,9 kg/kmol.

$$\frac{H_f}{H_{mf}} = 1 + \frac{21.4(v_f - v_{mf}^*)^{0.738} d_p^{1.006} \rho_p^{0.376}}{(v_{mf}^*)^{0.937} \left( \omega_g \frac{P}{P_a} \right)^{0.126}}$$

$$\frac{H_f}{0.4} = 1 + \frac{21.4(2.43 - 0.94)^{0.738} (3.48 \times 10^{-3})^{1.006} \times 1290^{0.376}}{0.94^{0.937} \times 28.9^{0.126}} \Leftrightarrow$$

$$\Leftrightarrow H_f = 0.79 \text{ m}$$

*Cálculo do diâmetro das bolhas*

O cálculo do diâmetro das bolhas é necessário para se poder estimar o valor do TDH. O valor da velocidade mínima de fluidização é de 0,972 m/s, o número de orifícios por unidade de área de distribuidor é de  $1,40 \times 10^4$ .

$$d_{B_v} = \frac{0.54}{g^{0.2}} (v_f - v_{mf})^{0.4} (H_{mf} + 4N_{or}^{-0.5})^{0.8}$$

$$d_{B_v} = \frac{0.54}{9.8^{0.2}} (2.43 - 0.972)^{0.4} (0.4 + (1.40 \times 10^4)^{-0.5})^{0.8} = 0.19 \text{ m}$$

*Cálculo do TDH*

O valor do TDH permite determinar a altura necessária que deve ser adicionada à expansão do leito para se ter a altura total da coluna. Este valor é necessário para no caso de ocorrer arrastamento de partículas estas não sejam projectadas para fora da coluna. O valor do diâmetro superficial das bolhas foi calculado anteriormente:

$$TDH = 4.47 d_{B_{vs}}^{0.5}$$

$$TDH = 4.47 \times 0.19^{0.5} = 1.97 \text{ m}$$

*Cálculo da altura da coluna*

Tal como foi dito anteriormente, o valor da altura da coluna é resultado da soma do altura do leito expandido e do valor do TDH.

$$H = H_f + TDH$$

$$H = 0.79 + 1.97 = 2.76 \text{ m}$$

*Cálculo da altura mínima de "slugging"*

O cálculo da altura mínima de "slugging" é necessário pois deve ser certificado que não ocorrerá "slugging" durante a fluidização. Esta característica depende do diâmetro da coluna atrás calculado.

$$H_{msl} = 1.34 D^{0.175}$$

$$H_{msl} = 1.34 \times 0.52^{0.175} = 1.20 \text{ m}$$

*Cálculo da velocidade mínima de “slugging”*

O cálculo da velocidade mínima de “slugging” é necessário pois deve ser certificado que não ocorrerá “slugging” durante a fluidização. Esta característica depende do diâmetro da coluna e da velocidade mínima de fluidização atrás calculadas.

$$v_{mst} = v_{mf} + 0.07\sqrt{gD}$$

$$v_{mst} = 0.972 + 0.07\sqrt{9.8 \times 0.52} = 1.13 \text{ m/s}$$

*Cálculo da queda de pressão ao longo da coluna*

O cálculo da queda de pressão não só permite saber o valor da perda de carga ao longo do leito, mas também é necessário para o dimensionamento do distribuidor.

$$\frac{\Delta P_b}{L_{mf}} = (1 - \varepsilon_{mf})(\rho_p - \rho_f)g$$

$$\frac{\Delta P_b}{0.4} = (1 - 0.4)(1290 - 1.093) \times 9.8 \Leftrightarrow$$

$$\Leftrightarrow \Delta p_b = 3031.51 \text{ Pa}$$

*Cálculo da queda de pressão no distribuidor*

Com o conhecimento da queda de distribuição na coluna, o valor da queda de pressão no distribuidor é cerca de 30% da primeira.

$$\Delta P_{dist} = (0.2 - 0.4)\Delta P_b$$

$$\Delta P_{dist} = 0.3 \times 3031.51 = 909.45 \text{ Pa}$$

*Cálculo do Número de Reynolds*

O cálculo do número de Reynolds permite estimar o valor do coeficiente de orifício, necessário no cálculo da velocidade do fluido no orifício.

$$Re_o = \frac{D \times v_f \times \rho_f}{\mu_f}$$

$$Re_o = \frac{0.52 \times 2.43 \times 1.093}{1.96 \times 10^{-5}} = 7.49 \times 10^4$$

*Cálculo da velocidade do fluido no orifício*

O valor da velocidade do fluido no orifício depende do coeficiente de orifício (0,6) (ver tabela B5) estimado mediante o valor do número de Reynolds e permitirá saber o valor da distribuição dos orifícios.

$$v_{or} = C_{d,or} \left( \frac{2\Delta p_{dist}}{\rho_f} \right)^{0.5}$$

$$v_{or} = 0.6 \left( \frac{2 \times 909.45}{1.093} \right)^{0.5} = 24.48 \text{ m/s}$$

*Cálculo do número de orifícios*

Com a velocidade do fluido no orifício atrás calculada, mais o diâmetro do orifício (3 mm) e a velocidade do fluido na fluidização, calcula-se o número de orifícios por unidade de área de distribuidor.

$$v_f = \frac{\pi}{4} d_{or}^2 v_{or} N_{or}$$

$$2.43 = \frac{\pi}{4} (3 \times 10^{-3})^2 \times 24.48 \times N_{or} \Leftrightarrow$$

$$\Leftrightarrow N_{or} = 1.40 \times 10^4 \text{ n}^\circ \text{ orifícios/m}^2$$

Com o valor da área de secção recta do distribuidor, é possível calcular o número de orifícios que a placa irá ter.

$$N = N_{or} \times A \Leftrightarrow$$

$$N = 1.40 \times 10^4 \times 0,218 = 3061$$

**Secagem***Cálculo da constante cinética*

O valor da constante cinética depende da difusividade efectiva que tem o valor de  $2,42 \times 10^{-11} \text{ m}^2/\text{s}$  (ver Anexo C) e do raio equivalente da partícula que é de 1,74 mm.

$$k = \frac{D_e \pi^2}{R_{eq}^2}$$

$$k = \frac{2.42 \times 10^{-11} \times \pi^2}{1.74 \times 10^{-3}^2} = 7.88 \times 10^{-5} \text{ s}^{-1}$$

*Cálculo do tempo de residência para a humidade de 21,33%*

Com o valor da constante cinética e sabendo a humidade de equilíbrio (6,2%) (ver Anexo C), da humidade inicial (21,33%) e da humidade final (13%), calcula-se o tempo de secagem.

$$t_r = \frac{1}{k} \ln \left( \frac{X_{in} - X_{eq}}{X - X_{eq}} \right)$$

$$t_r = \frac{1}{7.88 \times 10^{-5}} \ln \left( \frac{0.2133 - 0.062}{0.13 - 0.062} \right) = 10150.3 \text{ s}$$

*Cálculo do caudal de gás de secagem*

O caudal do ar de secagem é necessário para o balanço de massa realizado ao secador.

$$m_f = \rho_f v_f A$$

$$m_f = 1.093 \times 2.43 \times 0.218 = 0.579 \text{ kg/s}$$

*Cálculo da humidade do gás de secagem à saída do secador para uma temperatura de captação de 20°C*

Com o balanço mássico definido pelo modelo de uma fase, é possível retirar o valor da humidade específica do ar à saída do secador. O valor da humidade específica do ar à entrada é de 0,08 kg água/ kg ar seco para a temperatura de 20°C com 60% de humidade relativa, com uma carga mássica ( $M_s$ ) de 45 kg.

$$-M_s \times (-k(X_{in} - X_{eq})e^{-kt_r}) = m_f(Y_{out} - Y_{in})$$

$$-45 \times (-7.88 \times 10^{-5} (0.2133 - 0.062) e^{-7.88 \times 10^{-5} \times 10150.3}) = 0.579(Y_{out} - 0.08) \Leftrightarrow$$

$$\Leftrightarrow Y_{out} = 0.081 \text{ kg } H_2O / \text{kg ar seco}$$

Com o valor da humidade específica do ar à entrada e respectiva temperatura, segue-se a linha de temperatura adiabática até ao valor da humidade específica à saída, vendo-se nesse ponto a temperatura de saída do ar. Este procedimento requer as cartas de humidade (ver anexo C – figura C1) e também requer o isolamento do sistema de secagem, para que se possa seguir a linha da temperatura adiabática, uma vez que não foi encontrada a relação entre a humidade específica à saída e a temperatura à saída do ar.

*Cálculo do calor de aquecimento necessário para o gás de secagem*

Como o ar é captado a uma temperatura diferente da de operação, para este caso é de 50°C, este tem que ser aquecido até à temperatura de operação.

$$Q = m_f \times Cp \times (T_f - T_{in})$$

$$Q = 0.579 \times 1.083 \times (50 - 20) = 3.12 \text{ kW}$$

**Transporte Pneumático***Cálculo do caudal de sólidos*

O valor do caudal de sólidos é necessário para o cálculo da velocidade de saltação. A carga é de 45 kg e o tempo de descarga de 120 segundos.

$$m_p = \frac{M_s}{t}$$

$$m_p = \frac{45}{120} = 0,375 \text{ Kg/s}$$

*Cálculo da velocidade de choque para transporte pneumático vertical*

A velocidade de choque representa o valor abaixo do qual não existe transporte pneumático, desta forma é imperativo o seu cálculo. Para este caso concreto, o valor do diâmetro corresponde à coluna e tem o valor de 0,52 metros, sendo igualmente calculado o valor da porosidade de choque:

$$\frac{v_{CH}}{\varepsilon_{CH}} - v_t = \frac{m_p}{\rho_p(1 - \varepsilon_{CH})}$$

$$\frac{v_{CH}}{0,999} - 6,97 = \frac{0,375}{1290(1 - 0,999)} \Leftrightarrow v_{CH} = 7,26 \text{ m/s}$$

$$\rho_f^{0,77} = \frac{2250D(\varepsilon_{CH}^{-4,7} - 1)}{[(v_{CH}/\varepsilon_{CH}) - v_t]^2} \Leftrightarrow \varepsilon_{CH} = 0,999$$

A velocidade do fluido é cerca de 1,5 vezes superior à de choque e deve ser dividida pela porosidade de choque, logo tem o valor de 10,90 m/s. A correlação de Yang para transporte pneumático vertical estima o valor da velocidade das partículas, mas a velocidade das partículas é necessária para o cálculo do factor de fricção e esta é estimada pela subtração da velocidade do fluido pela velocidade terminal, e tem o valor de 3,91 m/s..

$$f_s = 0.0315 \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \left[ \frac{(1 - \varepsilon)v_t}{v_f - v_p} \right]^{-0.979}$$

$$f_s = 0.0315 \frac{1 - 0.999}{0.999^3} \left[ \frac{(1 - 0.999)6,97}{10,90 - 3,91} \right]^{-0.979} = 0.00273$$

Com este valor calcula-se a velocidade das partículas.

$$v_p = v_f - \sqrt{\left( g + \frac{2f_s v_p^2}{D} \right) \left( \frac{4(\rho_p - \rho_f)d_p \varepsilon^{4.7}}{3\rho_f C_D} \right)}$$

$$v_p = 13,07 - \sqrt{\left( 9,8 + \frac{2 \times 0.00273 \times v_p^2}{0,52} \right) \left( \frac{4(1290 - 1.205)3,48 \times 10^{-3} \times 0,999^{4.7}}{3 \times 1.205 \times 0,5} \right)} = 1,04 \text{ m/s}$$

Para o caso da tubagem, a velocidade do fluido depende dessa velocidade no interior da coluna, numa relação que considera que o caudal do fluido de transporte se mantém constante ao longo da coluna:

$$m_{f1} = m_{f2} \Leftrightarrow$$

$$\Leftrightarrow v_{f1}A_1 = v_{f2}A_2$$

$$10,90 \times 0,212 = v_{f2} \times 0,049 \Leftrightarrow v_{f2} = 47,17 \text{ m/s}$$

*Cálculo da velocidade dos sólidos segundo a correlação de Yang para transporte horizontal*

Para o cálculo desta velocidade é necessário conhecer o valor do factor de fricção dos sólidos (o valor da porosidade é o da porosidade nas condições de choque).

$$f_s = 0.0293 \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \left[ \frac{(1 - \varepsilon)v_f}{\sqrt{gD}} \right]^{-1.15}$$

$$f_s = 0.0293 \frac{1 - 0.999}{0.999^3} \left[ \frac{(1 - 0.999)47,17}{\sqrt{9,8 \times 0,25}} \right]^{-1.15} = 0.001227$$

Com este factor, calcula-se então o valor da velocidade. O coeficiente de arrasto das sementes tem o valor de 0,5 (capítulo 2.5 – propriedades do trigo).

$$v_p = v_f - \sqrt{\frac{2f_s v_p^2}{D} \left( \frac{4(\rho_p - \rho_f)d_p \varepsilon^{4.7}}{3\rho_f C_D} \right)}$$

$$v_p = 47,17 - \sqrt{\frac{2 \times 0.001227 \times v_p^2}{0,25} \left( \frac{4(1290 - 1.205)3,48 \times 10^{-3} \times 0,999^{4.7}}{3 \times 1.205 \times 0,5} \right)} \Leftrightarrow v_p = 35,95 \text{ m/s}$$

### *Cálculo da velocidade dos sólidos segundo a correlação de Yang para transporte vertical*

Tal como no caso anterior, é necessário conhecer o valor do factor de fricção, e neste caso é também necessário conhecer o valor da velocidade das partículas, deste modo, usa-se o valor inicialmente estimado de 40,19 m/s (velocidade do fluido menos a velocidade terminal).

$$f_s = 0.0315 \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \left[ \frac{(1 - \varepsilon)v_t}{v_f - v_p} \right]^{-0.979}$$

$$f_s = 0.0315 \frac{1 - 0.999}{0.999^3} \left[ \frac{(1 - 0.999)6,97}{47.17 - 40.19} \right]^{-0.979} = 0.00791$$

Com este valor calcula-se a velocidade das partículas.

$$v_p = v_f - \sqrt{\left( g + \frac{2f_s v_p^2}{D} \right) \left( \frac{4(\rho_p - \rho_f)d_p \varepsilon^{4.7}}{3\rho_f C_D} \right)}$$

$$v_p = 47.17 - \sqrt{\left( 9.8 + \frac{2 \times 0.00791 \times v_p^2}{0.25} \right) \left( \frac{4(1290 - 1.205)3.48 \times 10^{-3} \times 0.999^{4.7}}{3 \times 1.205 \times 0.5} \right)} = 25.03 \text{ m/s}$$

### **Cálculo da perda carga horizontal**

O cálculo da perda de carga na linha horizontal é a soma da perda de carga relativa à fricção da parede com os sólidos e com o fluido.

$$\Delta p_H = \Delta p_{fr,f} + \Delta p_{fr,p}$$

$$\Delta p_H = 85,79 + 16,36 = 102.16 \text{ Pa}$$

### *Cálculo da perda de carga relativa à fricção gás/parede*

O valor da perda de carga relativa à fricção gás/parede é calculado usando o factor de atrito de Fanning (0,004), o comprimento dessa linha (1 m), o diâmetro da tubagem, entre outros.

$$\Delta p_{fr,f} = \frac{2f_f \rho_f L v_f^2}{D}$$

$$\Delta p_{fr,f} = \frac{2 \times 0.004 \times 1.205 \times 1 \times 47.17^2}{0.25} = 85.79 \text{ Pa}$$

**Cálculo da perda de carga relativa à fricção sólido/parede**

O valor da perda de carga relativa à fricção sólido/parede é calculado usando o factor de fricção (0,001649), o comprimento dessa linha (1 m), o diâmetro da tubagem, entre outros.

$$\Delta p_{fr,p} = \frac{2f_s \rho_p (1 - \varepsilon) L v_p^2}{D}$$

$$\Delta p_{fr,p} = \frac{2 \times 0.001227 \times 1290(1 - 0.99)1 \times 35.95}{0.25} = 16.36 \text{ Pa}$$

**Cálculo da perda carga vertical na tubagem de menor diâmetro**

O valor da perda de carga na tubagem vertical é resultado da soma das perdas de carga relativas à fricção mais as relativas à carga estática.

$$\Delta p_{V1} = \Delta p_{fr,f} + \Delta p_{fr,p} + \Delta p_{g,f} + \Delta p_{g,p}$$

$$\Delta p_{V1} = 17.16 + 10.22 + 2.36 + 2.52 = 32.27 \text{ Pa}$$

**Cálculo da perda de carga devido à carga estática dos sólidos e do fluido**

O cálculo desta perda de carga depende do ângulo entre a tubagem e o eixo horizontal (90°) entre outros.

$$\Delta p_{g,p} = \rho_p L (1 - \varepsilon) g \sin \alpha$$

$$\Delta p_{g,p} = 1290 \times 0.20(1 - 0.99)9.8 \times \sin 90 = 2.52 \text{ Pa}$$

$$\Delta p_{g,f} = \rho_f L \varepsilon g \sin \alpha$$

$$\Delta p_{g,f} = 1.205 \times 0.2 \times 0.99 \times 9.8 \times \sin 90 = 2.36 \text{ Pa}$$

**Cálculo da perda carga vertical na coluna**

O valor da perda de carga nesta linha é o somatório das perdas de carga relativas à fricção, relativas à carga estática e relativas à aceleração.

$$\Delta p_{V2} = \Delta p_{fr,f} + \Delta p_{fr,p} + \Delta p_{g,f} + \Delta p_{g,p} + \Delta p_{ac,f} + \Delta p_{ac,p}$$

$$\Delta p_{V2} = 4.56 + 0,040 + 32,56 + 34,89 + 71.55 + 0.69 = 144.29 \text{ Pa}$$

**Cálculo da perda de carga devido à aceleração dos sólidos**

Esta perda de carga depende da velocidade dos sólidos que tem o valor de 1,04 m/s, entre outros.

$$\Delta p_{ac,p} = \frac{1}{2} (1 - \varepsilon) \rho_p v_p^2$$

$$\Delta p_{ac,p} = \frac{1}{2} (1 - 0.99)1290 \times 1,04^2 = 0,69 \text{ Pa}$$

*Cálculo da perda de carga devido à aceleração do fluido*

Esta perda de carga depende da velocidade dos sólidos que tem o valor de 10,90 m/s, entre outros.

$$\Delta p_{ac,f} = \frac{1}{2} \varepsilon \rho_f v_f^2$$

$$\Delta p_{ac,f} = \frac{1}{2} \times 0.99 \times 1.205 \times 10.90^2 = 71.55 \text{ Pa}$$

*Cálculo da perda de carga devido à válvula on/off*

O cálculo da perda de carga depende do comprimento equivalente e da velocidade do fluido entre outros.

$$\Delta p = 2f_f \frac{L}{D} v_f^2$$

$$\Delta p = 2 \times 0.004 \times 9 \times 47.17^2 = 160.19 \text{ Pa}$$

*Cálculo da perda de carga devido ao cotovelo de 90°*

O cálculo da perda de carga depende do comprimento equivalente e da velocidade do fluido entre outros.

$$\Delta p = 2f_f \frac{L}{D} v_f^2$$

$$\Delta p = 2 \times 0.004 \times 35 \times 47.17^2 = 622.99 \text{ Pa}$$

*Cálculo da perda de carga devido ao tê*

O cálculo da perda de carga depende do comprimento equivalente e da velocidade do fluido entre outros.

$$\Delta p = 2f_f \frac{L}{D} v_f^2$$

$$\Delta p = 2 \times 0.004 \times 50 \times 47.17^2 = 889.98 \text{ Pa}$$

*Cálculo da perda de carga devido à contracção súbita*

Esta perda de carga depende do coeficiente da contracção que tem o valor de 0,41.

$$\Delta p = k_c \times \frac{v_f^2}{2}$$

$$\Delta p = 0.41 \times \frac{47.17^2}{2} = 456.12 \text{ Pa}$$

*Cálculo da perda de carga total*

A perda de carga total é a soma das perdas de carga nas linhas horizontal, vertical de menor diâmetro, vertical de maior diâmetro e das dos acessórios.

$$\Delta p_T = \Delta p_H + \Delta p_{V1} + \Delta p_{V2} + \Delta p_A$$

$$\Delta p_T = 102.16 + 32.27 + 144.29 + 21289.28 = 2408.00 \text{ Pa}$$

**Equipamento Acessório**

*Ciclone* (usando a Figura E1 do Anexo E para retirar o diâmetro interno do ciclone; Pressão de operação: Atmosférica)

O cálculo deste caudal nas condições SCFM (“Standard Cubic Feet per Minute”) é necessário para retirar o valor do diâmetro interno do ciclone, necessário para que este fique dimensionado ( $1 \text{ ft}^3 = 0,02831 \text{ m}^3$ ).

$$SCFM = \frac{v_f \times A \times 60}{0,02831}$$

$$SCFM = \frac{2.42 \times 0,218 \times 60}{0,02831} = 1122 \text{ ft}^3/\text{min}$$

*Silo* (considerando que o silo tem 1 metro de altura)

Com 1 metro de altura e com o volume do leito fixo, retira-se a área do silo. Com a área do silo, retira-se o seu diâmetro interno.

$$A = \frac{V}{H} = \frac{0.610}{1} = 0.610 \text{ m}^2$$

$$A = \frac{\pi}{4} D_i^2 \Leftrightarrow 0.610 = \frac{\pi}{4} D_i^2 \Leftrightarrow D_i = 0.88 \text{ m}$$

Com uma espessura de 5 milímetros, o diâmetro externo é de 0,89 metros.

*Ventilador*

O ventilador tem que ser capaz de operar com dois caudais em condições SCFM diferentes, uma para secagem e outra para o transporte pneumático. Para a secagem esse caudal tem o valor de  $1122 \text{ ft}^3/\text{min}$  e para o transporte pneumático de  $5876,68 \text{ ft}^3/\text{min}$ . O ventilador para este sistema de secagem deve ter um variador electrónico de velocidade.



## Anexo B – Fluidização

A tabela B1 que se segue demonstra os valores da massa volúmica e da viscosidade do fluido (ar) para duas temperaturas necessárias para o caso estudo.

Tabela B 1 – Valores da massa volúmica e da viscosidade do fluido para as temperaturas de 50°C e 60°C ([http://www.mspc.eng.br/fldetc/fluid\\_06B0.shtml](http://www.mspc.eng.br/fldetc/fluid_06B0.shtml)).

Temp. (°C)	$\rho_f$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\mu_f$ (Pa.s)
50	1,093	1,96E-05
60	1,059	2,01E-05

A tabela B2 mostra os resultados do diâmetro da partícula adimensional, da velocidade terminal adimensional, do número de Arquimedes e do número de Reynolds da partícula nas condições de fluidização mínima.

**Tabela B 2** - Resultados do diâmetro da partícula adimensional, da velocidade terminal adimensional, do número de Arquimedes e do número de Reynolds da partícula nas condições de fluidização mínima.

Temp. (°C)	$D_p^*$	$v_t^*$	Ar	$Re_{p,mf}$
50	114,80	12,35	1,51E+06	188,50
60	111,89	12,19	1,40E+06	180,54

A tabela B3 apresenta os resultados do diâmetro das bolhas.

Tabela B 3 - Resultados do tamanho de formação das bolhas.

Temp. (°C)	$D_{bvs}$ (m)
50	0,19
60	0,19

A tabela B4 demonstra os resultados do número de Reynolds, do coeficiente de orifício e da velocidade no orifício.

Tabela B 4 - Resultados do número de Reynolds, do coeficiente de orifício e velocidade no orifício.

Temp. (°C)	Re	$C_{d,or}$	$v_{or}$ (m/s)
50	7,49E+04	0,6	24,48
60	7,16E+04		24,87

Tabela B 5 – Valores do coeficiente do orifício para vários valores do número de Reynolds. (Kunii e Levenspiel, 1991)

Re	100	300	500	1000	2000	>3000
$C_{d,or}$	0,68	0,70	0,68	0,64	0,61	0,60

## Anexo C – Secagem

A tabela C1 apresenta os valores obtidos externamente da difusividade efectiva das sementes e da humidade de equilíbrio para as duas temperaturas de operação e dos dois valores de humidade inicial das sementes.

Tabela C 1 - Valores obtidos externamente da difusividade efectiva das sementes e da humidade de equilíbrio para as duas temperaturas de operação e dos dois valores de humidade inicial das sementes (Giner e Mascheroni, 2002).

Xin (%)		21,33		18,91	
Temp. (°C)	$D_e \times 10^{11}$ (m <sup>2</sup> /s)	Xeq (%)	$D_e \times 10^{11}$ (m <sup>2</sup> /s)	Xeq (%)	
50	2,417	6,2	2,111	6,8	
60	3,333	4,8	2,889	5,4	

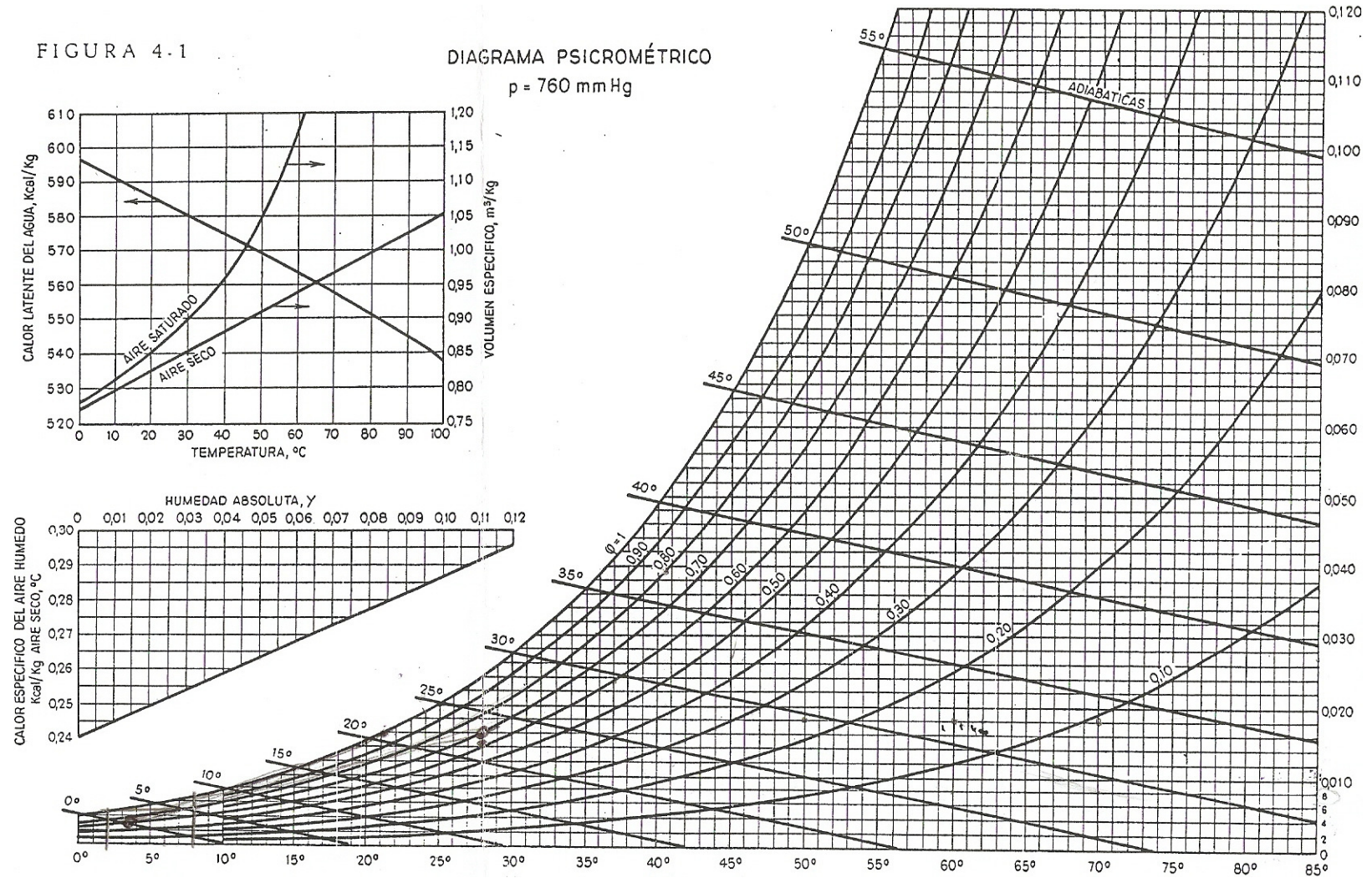


Figura C 1 – Carta de humidades do ar

A tabela C2 mostra os valores obtidos para a temperatura do ar captada a 20°C e 25% de reciclagem, do calor necessário, humidade específica inicial e final do ar e temperatura inicial e final do ar.

Tabela C 2 - Valores obtidos para temperatura do ar captada a 20°C e 25% de reciclagem, do calor necessário, humidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar.

25% reciclagem												
$X_{in}$ (%)	21,33		18,91		21,33		18,91		21,33		18,91	
$T_{in}$ (°C)	T (°C)	$C_p$ (kJ/kg.K)	Q (kW)	$T_{in}$ (°C)	$C_p$ (kJ/kg.K)	Q (kW)	$Y_{in}$ (Kg H2O/Kg ar seco)	$Y_{out}$ (Kg H2O/Kg ar seco)	$T_{out}$ (°C)			
27,38	50	1,084	14,20	27,4	1,084	14,20	0,0802	0,0802	0,0812	0,0808	49,5	49,5
29,88	60	1,085	18,54	29,9	1,084	18,52	0,0803	0,0802	0,0816	0,0811	59,5	59,5

A tabela C3 demonstra os alores obtidos para temperatura do ar captada a 20°C e 50% de reciclagem, do calor necessário, humidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar.

Tabela C 3 - Valores obtidos para temperatura do ar captada a 20°C e 50% de reciclagem, do calor necessário, humidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar.

50% reciclagem												
$X_{in}$ (%)	21,33		18,91		21,33		18,91		21,33		18,91	
$T_{in}$ (°C)	T (°C)	$C_p$ (kJ/kg.K)	Q (kW)	$T_{in}$ (°C)	$C_p$ (kJ/kg.K)	Q (kW)	$Y_{in}$ (Kg H2O/Kg ar seco)	$Y_{out}$ (Kg H2O/Kg ar seco)	$T_{out}$ (°C)			
34,75	50	1,086	9,59	34,75	1,085	9,58	0,0805	0,0803	0,0814	0,0810	49,5	49,5
39,75	60	1,087	12,49	39,75	1,086	12,47	0,0807	0,0805	0,0820	0,0814	59,5	59,5

A tabela C4 apresenta os valores obtidos para temperatura do ar captada a 20°C e 75% de reciclagem, do calor necessário, humidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar.

Tabela C 4 - Valores obtidos para temperatura do ar captada a 20°C e 75% de reciclagem, do calor necessário, humidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar.

75% reciclagem												
$X_{in}$ (%)	21,33		18,91		21,33		18,91		21,33		18,91	
$T_{in}$ (°C)	T (°C)	$C_p$ (kJ/kg.K)	Q (kW)	$T_{in}$ (°C)	$C_p$ (kJ/kg.K)	Q (kW)	$Y_{in}$ (Kg H2O/Kg ar seco)	$Y_{out}$ (Kg H2O/Kg ar seco)	$T_{out}$ (°C)			
42,13	50	1,087	4,96	42,13	1,086	4,95	0,0807	0,0805	0,0816	0,0811	49,5	49,5
49,63	60	1,089	6,41	49,63	1,087	6,40	0,0810	0,0807	0,0823	0,0816	59,5	59,5

A tabela C5 mostra os valores obtidos para temperatura do ar captada a 20°C e 100% de reciclagem, do calor necessário, humidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar.

Tabela C 5 - Valores obtidos para temperatura do ar captada a 20°C e 100% de reciclagem, do calor necessário, humidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar.

100% reciclagem												
$X_{in}$ (%)	21,33		18,91		21,33		18,91		21,33		18,91	
$T_{in}$ (°C)	T (°C)	$C_p$ (kJ/kg.K)	Q (kW)	$T_{in}$ (°C)	$C_p$ (kJ/kg.K)	Q (kW)	$Y_{in}$ (Kg H2O/Kg ar seco)	$Y_{out}$ (Kg H2O/Kg ar seco)	$T_{out}$ (°C)			
49,50	50	1,088	0,31	49,50	1,086	0,31	0,0809	0,0806	0,0819	0,0813	49,5	49,5
59,50	60	1,090	0,31	59,50	1,088	0,31	0,0813	0,0809	0,0826	0,0818	59,5	59,5

A tabela C6 demonstra os valores obtidos para temperatura do ar captada a 10°C e 25% de reciclagem, do calor necessário, umidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar.

Tabela C 6 - Valores obtidos para temperatura do ar captada a 10°C e 25% de reciclagem, do calor necessário, umidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar.

25% reciclagem												
$X_{in}$ (%)	21,33		18,91		21,33		18,91		21,33		18,91	
$T_{in}$ (°C)	T (°C)	$C_p$ (kJ/kg.K)	Q (kW)	$T_{in}$ (°C)	$C_p$ (kJ/kg.K)	Q (kW)	$Y_{in}$ (Kg H <sub>2</sub> O/Kg ar seco)	$Y_{out}$ (Kg H <sub>2</sub> O/Kg ar seco)	$T_{out}$ (°C)			
19,88	50	1,066	18,60	19,88	1,066	18,60	0,0602	0,0602	0,0612	0,0609	49,5	49,5
22,38	60	1,066	22,76	22,38	1,066	22,76	0,0603	0,0603	0,0616	0,0612	59,5	59,5

A tabela C7 apresenta os valores obtidos para temperatura do ar captada a 10°C e 50% de reciclagem, do calor necessário, umidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar.

Tabela C 7 - Valores obtidos para temperatura do ar captada a 10°C e 50% de reciclagem, do calor necessário, umidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar.

50% reciclagem												
$X_{in}$ (%)	21,33		18,91		21,33		18,91		21,33		18,91	
$T_{in}$ (°C)	T (°C)	$C_p$ (kJ/kg.K)	Q (kW)	$T_{in}$ (°C)	$C_p$ (kJ/kg.K)	Q (kW)	$Y_{in}$ (Kg H <sub>2</sub> O/Kg ar seco)	$Y_{out}$ (Kg H <sub>2</sub> O/Kg ar seco)	$T_{out}$ (°C)			
29,75	50	1,067	12,51	29,75	1,067	12,51	0,0605	0,0604	0,0614	0,0611	49,5	49,5
34,75	60	1,068	15,30	34,75	1,068	15,30	0,0607	0,0606	0,0620	0,0615	59,5	59,5

A tabela C8 mostra os valores obtidos para temperatura do ar captada a 10°C e 75% de reciclagem, do calor necessário, humidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar.

Tabela C 8 - Valores obtidos para temperatura do ar captada a 10°C e 75% de reciclagem, do calor necessário, humidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar.

75% reciclagem													
$X_{in}$ (%)		21,33		18,91		21,33		18,91		21,33		18,91	
$T_{in}$ (°C)	T (°C)	$C_p$ (kJ/kg.K)	Q (kW)	$T_{in}$ (°C)	$C_p$ (kJ/kg.K)	Q (kW)	$Y_{in}$ (Kg H2O/Kg ar seco)	$Y_{out}$ (Kg H2O/Kg ar seco)	$T_{out}$ (°C)				
39,63	50	1,068	6,42	39,63	1,068	6,42	0,0607	0,0606	0,0616	0,0613	49,5	49,5	
47,13	60	1,070	7,82	47,13	1,069	7,81	0,0610	0,0608	0,0623	0,0618	59,5	59,5	

A tabela C9 demonstra os valores obtidos para temperatura do ar captada a 10°C e 100% de reciclagem, do calor necessário, humidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar.

Tabela C 9 - Valores obtidos para temperatura do ar captada a 10°C e 100% de reciclagem, do calor necessário, humidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar.

100% reciclagem													
$X_{in}$ (%)		21,33		18,91		21,33		18,91		21,33		18,91	
$T_{in}$ (°C)	T (°C)	$C_p$ (kJ/kg.K)	Q (kW)	$T_{in}$ (°C)	$C_p$ (kJ/kg.K)	Q (kW)	$Y_{in}$ (Kg H2O/Kg ar seco)	$Y_{out}$ (Kg H2O/Kg ar seco)	$T_{out}$ (°C)				
49,50	50	1,070	0,31	49,50	1,069	0,31	0,0656	0,0648	0,0665	0,0654	49,5	49,5	
59,50	60	1,072	0,30	59,50	1,071	0,30	0,0679	0,0667	0,0692	0,0676	59,5	59,5	

A tabela C10 apresenta os valores obtidos para temperatura do ar captada a 35°C e 25% de reciclagem, do calor necessário, humidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar.

Tabela C 10 - Valores obtidos para temperatura do ar captada a 35°C e 25% de reciclagem, do calor necessário, humidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar.

25% reciclagem													
$X_{in}$ (%)		21,33		18,91		21,33		18,91		21,33		18,91	
$T_{in}$ (°C)	T (°C)	$C_p$ (kJ/kg.K)	Q (kW)	$T_{in}$ (°C)	$C_p$ (kJ/kg.K)	Q (kW)	$Y_{in}$ (Kg H2O/Kg ar seco)	$Y_{out}$ (Kg H2O/Kg ar seco)	$T_{out}$ (°C)				
38,50	50	1,026	6,83	38,50	1,026	6,83	0,0182	0,0182	0,0192	0,0189	49	49	
40,88	60	1,027	11,14	40,88	1,026	11,13	0,0183	0,0183	0,0196	0,0192	57	58,5	

A tabela C11 mostra os valores obtidos para temperatura do ar captada a 35°C e 50% de reciclagem, do calor necessário, humidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar.

Tabela C 11 - Valores obtidos para temperatura do ar captada a 35°C e 50% de reciclagem, do calor necessário, humidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar.

50% reciclagem													
$X_{in}$ (%)		21,33		18,91		21,33		18,91		21,33		18,91	
$T_{in}$ (°C)	T (°C)	$C_p$ (kJ/kg.K)	Q (kW)	$T_{in}$ (°C)	$C_p$ (kJ/kg.K)	Q (kW)	$Y_{in}$ (Kg H2O/Kg ar seco)	$Y_{out}$ (Kg H2O/Kg ar seco)	$T_{out}$ (°C)				
42,00	50	1,027	4,76	42,00	1,027	4,76	0,0185	0,0184	0,0194	0,0191	49	49	
46,75	60	1,028	7,72	46,75	1,028	7,72	0,0187	0,0186	0,0200	0,0195	57	58,5	

A tabela C12 demonstra os valores obtidos para temperatura do ar captada a 35°C e 75% de reciclagem, do calor necessário, humidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar.

Tabela C 12 - Valores obtidos para temperatura do ar captada a 35°C e 75% de reciclagem, do calor necessário, humidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar.

75% reciclagem													
$X_{in}$ (%)		21,33		18,91		21,33		18,91		21,33		18,91	
$T_{in}$ (°C)	T (°C)	$C_p$ (kJ/kg.K)	Q (kW)	$T_{in}$ (°C)	$C_p$ (kJ/kg.K)	Q (kW)	$Y_{in}$ (Kg H2O/Kg ar seco)	$Y_{out}$ (Kg H2O/Kg ar seco)	$T_{out}$ (°C)				
45,50	50	1,029	2,68	45,50	1,028	2,68	0,0187	0,0186	0,0196	0,0193	49	49	
52,63	60	1,030	4,31	52,63	1,030	4,31	0,0190	0,0188	0,0203	0,0198	57	58,5	

A tabela C13 apresenta os valores obtidos para temperatura do ar captada a 35°C e 100% de reciclagem, do calor necessário, humidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar.

Tabela C 13 - Valores obtidos para temperatura do ar captada a 35°C e 100% de reciclagem, do calor necessário, humidade específica inicial e final do ar, e temperatura inicial e final do ar.

100% reciclagem													
$X_{in}$ (%)		21,33		18,91		21,33		18,91		21,33		18,91	
$T_{in}$ (°C)	T (°C)	$C_p$ (kJ/kg.K)	Q (kW)	$T_{in}$ (°C)	$C_p$ (kJ/kg.K)	Q (kW)	$Y_{in}$ (Kg H2O/Kg ar seco)	$Y_{out}$ (Kg H2O/Kg ar seco)	$T_{out}$ (°C)				
49,00	50	1,030	0,60	49,00	1,029	0,60	0,0236	0,0228	0,0245	0,0234	48	49,5	
58,50	60	1,032	0,88	58,50	1,031	0,88	0,0259	0,0247	0,0272	0,0256	57	57,5	

## Anexo D – Transporte Pneumático

A figura D1 permite retirar o valor do factor atrito de Fanning, mediante o conhecimento da rugosidade relativa dos tubos ( $\epsilon/D$ ) e o número de Reynolds. Este factor de atrito é necessário para o cálculo das quedas de pressão devido à fricção.

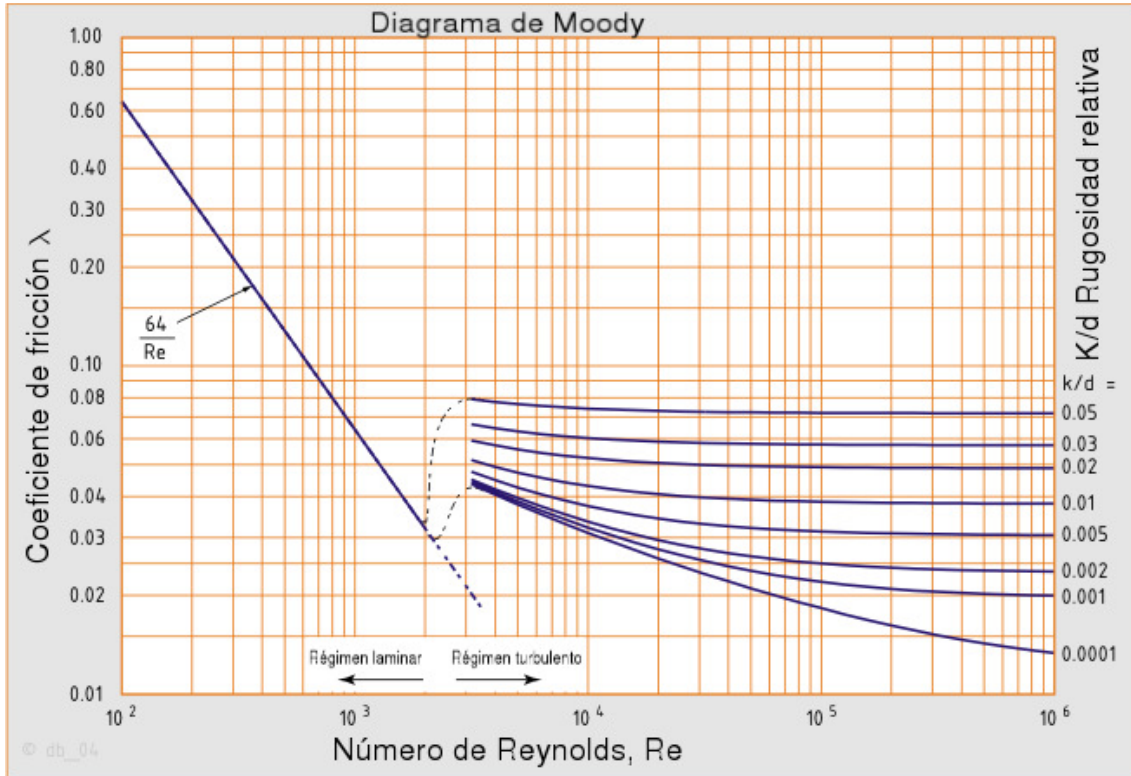


Figura D 1 – Diagrama de Moody

(<http://upload.wikimedia.org/wikipedia/commons/f/f3/Moody-es.png>)

### Queda de pressão na horizontal

A tabela D1 apresenta os resultados da queda de pressão de fricção na linha horizontal

Tabela D 1 - Resultados da queda de pressão de fricção na linha horizontal

Queda de Pressão	$\Delta p$ (Pa)
Fricção do gás	85,79
Fricção do sólido	16,36

A tabela D2 mostra os resultados das variáveis necessárias para o cálculo da queda de pressão da tabela D1, a rugosidade relativa é referente a um tubo de aço, cuja rugosidade equivalente é  $4,6 \times 10^{-5} \text{m}$ .

Tabela D 2 - Resultados das variáveis necessárias para o cálculo da queda de pressão da tabela D1.

Re	4,68E+05
$\epsilon/D$	0,000184
$f_f$	0,004
L (m)	1

### Queda de pressão na vertical ( $D_t=0,25 \text{ m}$ )

A tabela D3 demonstra os resultados da queda de pressão de fricção e de carga estática na linha vertical com menor diâmetro.

Tabela D 3 - Resultados da queda de pressão de fricção e de carga estática na linha vertical com menor diâmetro.

Queda de Pressão	$\Delta p$ (Pa)
Fricção do gás	17,16
Fricção do sólido	10,22
Carga estática do gás	2,36
Carga estática do sólido	2,53

A tabela D4 mostra os resultados das variáveis necessárias para o cálculo da queda de pressão da tabela D3, a rugosidade relativa é referente a um tubo de aço, cuja rugosidade equivalente é  $4,6 \times 10^{-5} \text{m}$ .

Tabela D 4 - Resultados das variáveis necessárias para o cálculo da queda de pressão da tabela D3.

L (m)	0,2
$\epsilon/D$	0,000184
Re	4,68E+05
$f_f$	0,004

**Queda de pressão na vertical ( $D_t=0,52$  m)**

A tabela D5 mostra os resultados da queda de pressão de fricção, de carga estática e de aceleração na linha vertical com maior diâmetro.

Tabela D 5 - Resultados da queda de pressão de fricção, de carga estática e de aceleração na linha vertical com maior diâmetro.

Queda de Pressão	$\Delta p$ (Pa)
Fricção do gás	4,56
Fricção do sólido	0,04
Carga estática do gás	32,56
Carga estática do sólido	34,89
Aceleração do gás	71,55
Aceleração do sólido	0,69

A tabela D6 mostra os resultados das variáveis necessárias para o cálculo da queda de pressão da tabela D5, a rugosidade relativa é referente a um tubo de aço, cuja rugosidade equivalente é  $4,6 \times 10^{-5}$  m.

Tabela D 6 - Resultados das variáveis necessárias para o cálculo da queda de pressão da tabela D5.

L	2,76
Re	3,75E+05
$\epsilon/D$	0,0000885
$f_f$	0,003



## Anexo E – Acessórios

### Ciclone

A tabela E1 apresenta os valores da velocidade de operação na secagem, do caudal volumétrico e do caudal nas condições SCFM para a escolha do ciclone.

Tabela E 1 - Valores da velocidade de operação na secagem, do caudal volumétrico e do caudal nas condições SCFM para a escolha do ciclone.

$v_f$ (m/s)	2,43
$q_f$ (m <sup>3</sup> /s)	0,53
SCFM (ft <sup>3</sup> /min)	1122,34

A figura E1 mostra o gráfico de selecção do diâmetro do ciclone, usando a pressão de operação (14,7 Psia e o caudal em condições SCFM).

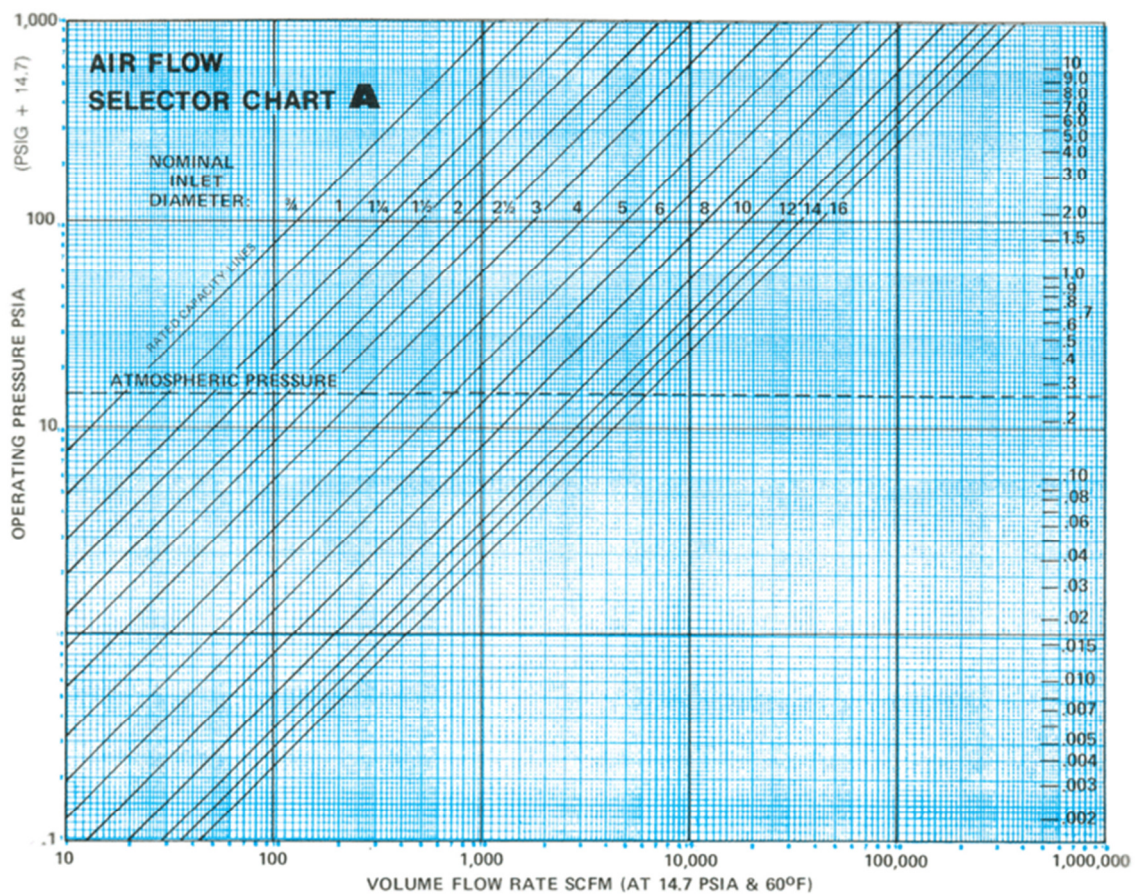


Figura E 1 - Gráfico de selecção do diâmetro do ciclone  
([http://www.pennseparator.com/centrifugal\\_separators.htm](http://www.pennseparator.com/centrifugal_separators.htm))

## Silo

A tabela E2 apresenta os valores das cargas, volumes e dimensões físicas do silo.

Tabela E 2 - Valores das cargas, volumes e dimensões físicas do silo.

Carga diária (kg)	45
Carga 7 dias (kg)	315
$V_{\text{carga total}} \text{ (m}^3\text{)}$	0,244
$V_{\text{leito}} \text{ (m}^3\text{)}$	0,610
Altura (m)	1
Área (m <sup>2</sup> )	0,61
$D_i$ (m)	0,88
$D_e$ (m)	0,89

## Ventilador

A tabela E3 demonstra os valores das velocidades, caudais volumétricos e caudais nas condições SCFM e os diâmetros da tubagem, utilizados na escolha do ventilador. As dimensões físicas foram retiradas da marca General Equipment Company ([http://www.generalequip.com/prod\\_library/184-item.pdf](http://www.generalequip.com/prod_library/184-item.pdf)).

Tabela E 3 - Valores das velocidades, caudais volumétricos e caudais nas condições SCFM e os diâmetros da tubagem, utilizados na escolha do ventilador

Secagem		T. Pneumático	
$v_f$ (m/s)	2,43	$v_f$ (m/s)	121,6
$q_f$ (m <sup>3</sup> /s)	0,53	$q_f$ (m <sup>3</sup> /s)	2,15
SCFM (ft <sup>3</sup> /min)	1121,91	SCFM (ft <sup>3</sup> /min)	4551,00
$D_t$ (m)	0,15	$D_t$ (m)	0,15

## Aquecedor

As dimensões físicas do aquecedor foram retiradas do site (<http://www.aquecedoreskent.com.br/catalogo.pdf>) usando a potência térmica necessária fornecer ao ar como base.

## Anexo F – Análise Económica

A figura F1 mostra a correlação linear do M&S Index utilizado no cálculo da análise económica.

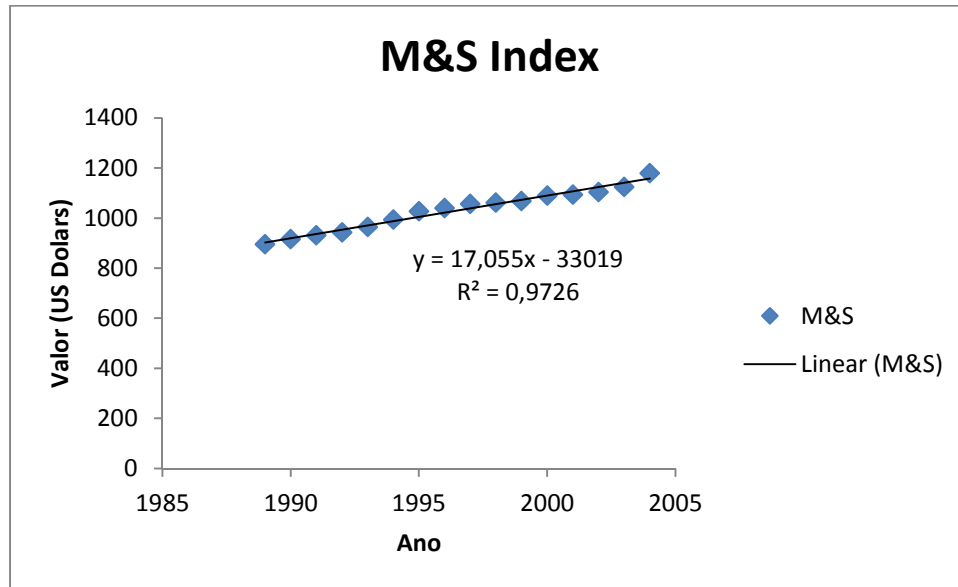


Figura F 1 - Gráfico do M&S Index necessário para o cálculo do custo de fabrico da instalação (até 2005), que permite actualizar o valor para o ano actual (2011).

O custo de fabrico do sistema de secagem (aquecedor, ventilador, secador, filtros e instrumentação) foi calculado pela seguinte equação (Mujumdar *et al*, 2006):

$$P = (M \& S \text{ Index}) \times A \times Q^c$$

$$P = 1278,605 \times 141 \times 0,59^{0,47} = 140259,4 \$ = 100995,3 €$$

Tabela F 1 – Valores das constantes necessárias para o cálculo do custo de fabrico (Mujumdar *et al*, 2006)

M&S	1278,605
A	141
Q	0,59
c	0,47

Onde Q representa o volume do secador, sendo que o diâmetro é de 0,52 m e a altura de 2,76 m.

Segundo a mesma fonte, o custo da tubagem, tê, válvulas, joelho 90°, silo e ciclone é de 40% do custo de fabrico. O custo de transporte representa 7% do custo total de fabrico.

Custo	Preço (€)
Fabrico	40864
Transporte	10012