

BRUNO NEVES ESTEVES

**INFLUÊNCIA DO PROCESSO DE SECAGEM POR PULVERIZAÇÃO MECÂNICA
(*SPRAY DRYER*) NO TAMANHO DE PARTÍCULA E DENSIDADE APARENTE DO
CAFÉ SOLÚVEL**

São Paulo
2006

BRUNO NEVES ESTEVES

**INFLUÊNCIA DO PROCESSO DE SECAGEM POR PULVERIZAÇÃO MECÂNICA
(*SPRAY DRYER*) NO TAMANHO DE PARTÍCULA E DENSIDADE APARENTE DO
CAFÉ SOLÚVEL**

Dissertação apresentada à Escola Politécnica da
Universidade de São Paulo para a obtenção do
Título de Mestre em Engenharia

Área de Concentração:
Engenharia Química

Orientador:
Prof. Dr. Cláudio Roberto F. Pacheco

São Paulo
2006

Para a Carol, Nathy,
Tati Matuda, Áurea,
Ká e Tati Tribess

AGRADECIMENTOS

A Deus pelo dom da vida e por me sustentar a cada passo que dou.

Ao Prof. Dr. Cláudio Roberto de Freitas Pacheco, que tanto admiro, pela orientação neste trabalho e por acreditar em mim.

À Prof^a Dr^a Carmen Cecília Tadini por abrir as portas dos LEA e pela ajuda no trabalho.

Ao Prof. Dr. José Luis de Paiva por estar sempre disposto a trocar informações sobre os experimentos sendo um grande companheiro nesse período.

À Prof^a. Dr^a. Vânia Regina Nicoletti Telis pelos contatos com empresas fabricantes de café solúvel.

À Prof^a. Dr^a. Maria Elena Taqueda pelo auxílio no planejamento experimental

À Prof^a. Dr^a. Maria Teresa Destro da FCF/USP e a Técnica Kátia Souza por cederem o equipamento para a análise de atividade de água.

À Prof^a. Dr^a. Pricila Veiga pelas dicas sobre o armazenamento do café e pela amizade.

Aos componentes do LEA pelo companheirismo em especial às queridas amigas: Áurea Sugai e Nathalia Murasaki, por me ajudarem na parte experimental; Carolina Singer e Tatiana Matuda pela companhia nas disciplinas; Kátia Matsui e Tatiana Tribess pelo cuidado que tiveram por mim. Enfim, agradeço a todos pela amizade e momentos juntos (principalmente os de descontração).

Aos estudantes Bruno Esperandio, Rafael Kuriki e André Deluiggi que me auxiliaram de forma *excelente*.

À Malu Attar e Fátima Roldan pelo auxílio na revisão do texto.

Ao meu grande companheiro de mestrado André Camargo (TT) que esteve sempre presente.

Aos meus pais, Algibe e Suelf, que sempre estiveram do meu lado me dando força.

Às minhas irmãs Viviane e Eloane que são meu ponto de referência, meu porto seguro.

Ao meu cunhado Barney por me emprestar seu escritório e pela ajuda nas traduções.

Aos meus grandes amigos Bruno Garcia (Brunof), Alexandre Araújo (Brunoa) e Ruri Giannini (Brunor) por fazerem minha vida mais feliz.

À Isabela Sylos e Marcelo Ferreira por serem meus *quase-irmãos*.

À querida amiga Débora Giraldes de Salles por estar sempre *on line* para me ouvir.

À Camila Santos que não poupou esforços para transportar o extrato de café até São Paulo.

À Cia. Iguaçu de Café Solúvel por ceder o extrato de café.

À CAPES pela bolsa-auxílio.

RESUMO

O Brasil é um grande produtor e consumidor de café. A bebida é a segunda mais consumida no país. O café solúvel é uma alternativa para o consumo diário visto que dispensa todo aparato de preparo da bebida, sendo necessária apenas água quente. O tamanho de partícula seca está diretamente ligado à densidade aparente do produto. Foram realizados testes de secagem de extrato de café em spray-dryer com atomização por disco rotativo e fluxo co-corrente variando-se a temperatura do ar de entrada (140 – 170 °C) e rotação do disco atomizador (27000 – 33000 rpm). A análise de tamanho de partícula mostrou tendência de partículas maiores quanto menor a temperatura de secagem (26 – 36 µm). Notou-se a influência tanto da temperatura quanto da rotação do disco atomizador na análise da atividade de água. A densidade aparente não se mostrou significativamente alterada pelos parâmetros estudados nos experimentos.

Palavras chaves: Secagem; Spray-dryer; Tamanho de Partícula; Café Solúvel; Densidade Aparente; Atomização

ABSTRACT

Brazil is a big producer and consumer of coffee. The drink is the second most consumed in the country. Instant coffee is an alternative for daily consumption since it dispenses with all the apparatuses for preparing the drink, being necessary only hot water. The dry particle size is directly related to the bulk density of the product. Coffee extract drying tests were made in a co-current flow spray-dryer with atomization by disc with a varying inlet air temperature (140 – 170 °C) and disc velocity (27000 – 33000 rpm). The particle size analysis has shown the tendency for bigger particles to form at lower drying temperatures (26 – 36 μm). The influence of inlet air temperature and the atomizer disc spin velocity were noted in water activity analysis. The bulk density was not significantly modified by the parameters studied in the experiments.

Keywords: Drying; Spray-dryer; Particle size; Instant Coffee; Bulk density; Atomization

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Consumo interno de café em sacas (linha contínua e escala a direita) e per capita - Brasil (ABIC)	13
Figura 2 – Produção Brasileira de Café Beneficiado	14
Figura 3 - Fluxograma do processamento do café.....	18
Figura 4 - Fluxograma de um <i>spray-dryer</i>	23
Figura 5 - Ar de Seca.....	27
Figura 6 - Configurações de <i>spray-dryers</i> . (a) Horizontal contracorrente. (b) Escoamento misto. (c) Atomização por disco em paralelo. (d) Atomização por bocal em paralelo	29
Figura 7 - Spray Dryer ANHYDRO: câmara cilíndrica de 1 m de diâmetro e 1 m de altura. Pulverização por atomizador a disco com 6,30 cm de diâmetro, rotação máxima de 50000 rpm, 4 orifícios com 2 mm de diâmetro. Ciclone acoplado para separação de sólidos e ar.....	35
Figura 8 - Esquema do processo de secagem do experimento 2	49
Figura 9 - Experimento 1: Diâmetro Equivalente, Esfericidade e Imagem (aumento de 20x)	58
Figura 10 - Experimento 2: Diâmetro Equivalente, Esfericidade e Imagem (aumento de 20x)	59
Figura 11 - Experimento 3: Diâmetro Equivalente, Esfericidade e Imagem (aumento de 20x)	60
Figura 12 - Experimento 4: Diâmetro Equivalente, Esfericidade e Imagem (aumento de 20x)	61
Figura 13 - Experimento 5: Diâmetro Equivalente, Esfericidade e Imagem (aumento de 20x)	62

Figura 14 - Experimento 6: Diâmetro Equivalente, Esfericidade e Imagem (aumento de 20x)	63
Figura 15 - Experimento 7: Diâmetro Equivalente, Esfericidade e Imagem (aumento de 20x)	64
Figura 16 - Experimento 8: Diâmetro Equivalente, Esfericidade e Imagem (aumento de 20x)	65
Figura 17 - Experimento 9: Diâmetro Equivalente, Esfericidade e Imagem (aumento de 20x)	66
Figura 18 - Experimento 10: Diâmetro Equivalente, Esfericidade e Imagem (aumento de 20x)	67
Figura 19 - Produto comercial: Diâmetro Equivalente, Esfericidade e Imagem (aumento de 10x)	69

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Planejamento Experimental.....	36
Tabela 2 - Procedimento de Medida de Propriedades da Suspensão e do Ar	38
Tabela 3 - Procedimento de Cálculo de Vazão de Alimentação	41
Tabela 4 - Procedimento de Cálculo de Tamanho de Gota	42
Tabela 5 - Procedimento de Cálculo das Propriedades do Pó	43
Tabela 6 – Condições de Processo	46
Tabela 7 - Balanço Mássico.....	48
Tabela 8 - Entalpia.....	50
Tabela 9 - Balanço Térmico	52
Tabela 10 - Rendimento da secagem.....	52
Tabela 11 – Área Total Inicial de Troca Térmica	54
Tabela 12 - Umidade do Produto.....	55
Tabela 13 - Atividade de Água.....	56
Tabela 14 - Densidade Aparente	56
Tabela 15 - Tamanho de partícula	57

LISTA DE SIGLAS

Símbolo	Grandeza
D_{vs}	Diâmetro Médio da Gota
r	Raio do Disco Atomizador
ρ	Densidade
N	Rotação
σ	Tensão superficial
Γ	Velocidade Mássica de Pulverização
μ	Viscosidade
L_w	Perímetro Molhado do Disco
N_0	Número de Orifícios do Disco Atomizador
Ψ	Vazão Mássica
d_0	Diâmetro do Orifício do Disco Atomizador
W	Umidade
m	Massa
ST	Sólidos Totais
X_p	Umidade do produto
i	Entalpia
p_{vs}	Pressão de vapor
T	Temperatura
h	Coefficiente de película
λ	Calor latente da água
k	Condutividade térmica
t	Tempo
θ	Tempo de secagem
d_p	Diâmetro de partícula
c_p	Calor específico
ν	Viscosidade dinâmica
a_w	Atividade de água
v	Volume específico
Φ	Vazão Volumétrica
Subscrito	Significado
bu	Bulbo úmido
bs	Bulbo seco
S	Saturação
s	Sólido
a	água
A	Alimentação
L	Líquido
i	
0	Inicial
Sobrescrito	Significado
T_{bu}	Cálculo realizado na temperatura de bulbo úmido

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO.....	12
1.1	A Importância do Tema.....	12
1.2	Objetivo.....	15
2	REVISÃO DA LITERATURA.....	16
2.1	Café.....	16
2.1.1	Processamento.....	17
2.1.2	Café Solúvel.....	20
2.2	Spray-dryer.....	21
2.2.1	Atomização.....	23
2.2.2	Câmara de Secagem.....	26
2.2.3	Aquecimento do Ar.....	30
2.2.4	Separador Gás-Sólido.....	30
2.3	Secagem.....	31
2.3.1	Secagem de Gota.....	32
3	MATERIAIS E MÉTODOS.....	34
3.1	Materiais.....	34
3.1.1	Spray-dryer.....	34
3.1.2	Extrato de Café.....	35
3.2	Métodos.....	35
3.2.1	Processo.....	35
3.2.2	Vazão volumétrica de ar.....	37
3.2.3	Propriedades.....	37
3.2.4	Vazão em Massa de Alimentação.....	40
3.2.5	Tamanho de Gota.....	41
3.2.6	Propriedades do Pó.....	43

4	RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	45
4.1	Propriedades do Extrato de Café.....	45
4.2	Processo.....	45
4.3	Balanço Global.....	46
4.3.1	Balanço de massa.....	47
4.3.2	Análise entálpica.....	49
4.3.3	Área de Troca Térmica.....	53
4.4	Umidade do Pó (X_p).....	54
4.5	Atividade de Água (a_w).....	55
4.6	Densidade Aparente (ρ_{ap}).....	56
4.7	Diâmetro Médio de Partícula (d_p).....	57
5	CONCLUSÕES.....	70
	REFERÊNCIAS.....	72
	APÊNDICE A – Dados Coletados nos Experimentos.....	75

1 INTRODUÇÃO

1.1 A Importância do Tema

Historicamente o Brasil é um grande produtor de café. Porém, esse setor já passou por diversas fases, boas e ruins. O setor, que em 1965 industrializava 8,15 milhões de saca/ano, chegou a processar apenas 6,5 milhões de sacas em 1985. Nesse mesmo período, o consumo per-capita brasileiro caiu de 4,72 kg/ano para 2,27 kg/ano. Situação gerada por vários motivos, entre eles a interferência governamental, congelamento de preços e proliferação de empresas que adulteravam produtos, desvirtuando totalmente o mercado (ABIC, 2005).

Até 1986, o Brasil consumia 6,7 milhões de sacas de 60 kg de café por ano. Em 2002, o consumo aumentou para 13,5 milhões de sacas. Em 2004 o brasileiro consumiu duas vezes mais a bebida do que em 1989. A meta para 2005, segundo a Associação Brasileira da Indústria de Café - ABIC (2005), seria aumentar o consumo para 16 milhões de sacas/ano. A Figura 1 apresenta a evolução do consumo de café em sacas e per-capita no Brasil.

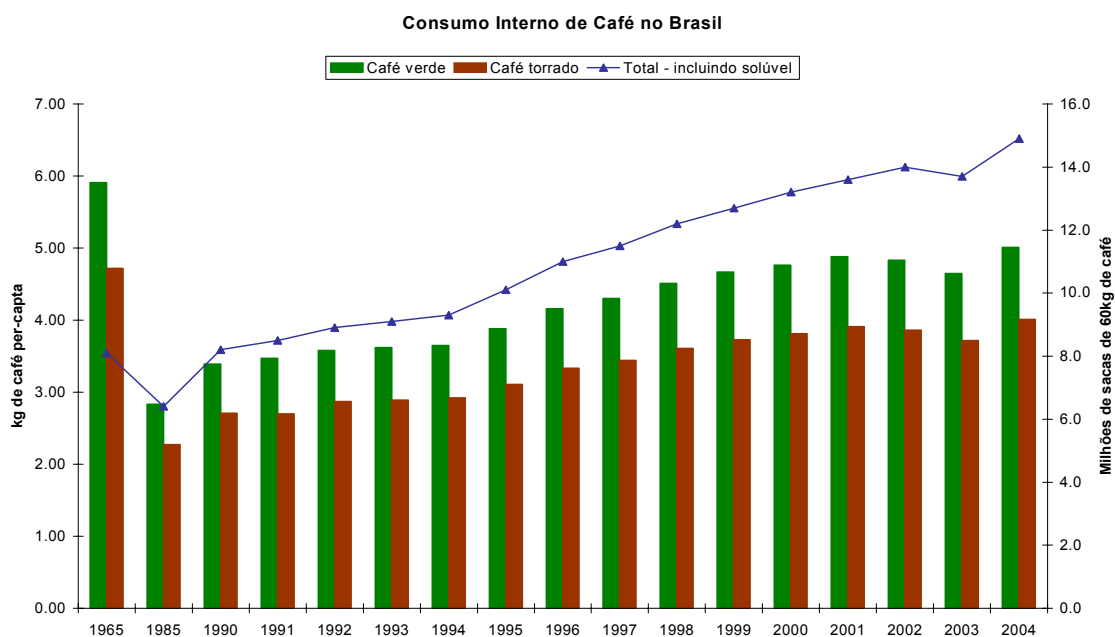


Figura 1 - Consumo interno de café em sacas (linha contínua e escala a direita) e per capita - Brasil
(ABIC)

O café está em plena retomada do mercado. O Brasil esteve em 2004 no topo da lista dos exportadores de café faturando US\$1,25 bilhão, exportando 27 milhões de sacas. Em 2005, continuou liderando o ranking, exportando 20,5 milhões de sacas (COFFEE BUSINESS, 2006).

Segundo a Companhia Nacional de Abastecimento – Conab (2004), houve um pequeno decréscimo na produção de café na safra de 2004/2005, comparado com a safra de 2002/2003, por motivos climáticos. Nos Estados de Minas Gerais e de São Paulo, grandes Estados produtores do grão, as chuvas ocorreram com razoável intensidade nos meses de abril à primeira quinzena de julho, situação atípica para esses Estados. Esse fato causou prejuízos aos cafeicultores uma vez que o período se estendeu até à colheita aumentando excessivamente a umidade do grão, comprometendo a tipificação e qualidade do mesmo.

A bianuidade da cultura proporcionou uma baixa na produtividade na safra de 2005/2006 quando comparada com a safra de 2004/2005. Porém, ao comparar com a safra de 2003/2004 percebemos um aumento de 4,12 milhões de sacas (CONAB, 2006). A Figura 2 apresenta a produção brasileira de café beneficiado.

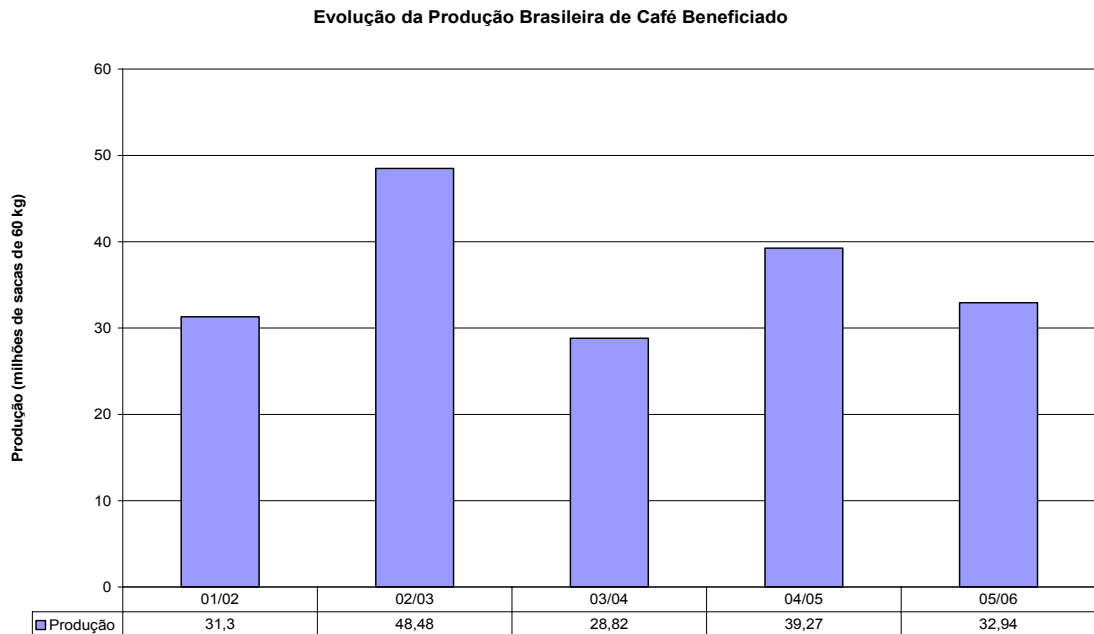


Figura 2 – Produção Brasileira de Café Beneficiado

Em 2005, São Paulo apresentou a maior produtividade nacional, estando 47% acima da média brasileira. A quantidade de café solúvel exportado pelo Brasil teve aumento de 24,1% em janeiro de 2005 quando comparado com o mesmo período de 2004 (COFFEE BUSINESS, 2005).

Esses dados mostram que o investimento em tecnologia para melhorar a industrialização contribuirá para colocar o Brasil como um grande produtor de café, não só em quantidade mas também em qualidade.

O café solúvel é produzido a partir da extração de sólidos solúveis e de voláteis usando como solvente a água. Antes da extração há dois processos essenciais: a torrefação e a moagem dos grãos de café seco. O processo de torrefação é o responsável pelo desenvolvimento do aroma e sabor característicos do café. A moagem, ou quebra, é necessária para que os sólidos solúveis e as substâncias voláteis responsáveis pelo aroma e sabor sejam disponibilizados para a extração.

Extrato com concentração de sólidos solúveis de 25% (em massa) é obtido pela percolação da água nos grãos torrados e quebrados (geralmente em três partes). Este é concentrado utilizando o processo de evaporação ou congelamento estando pronto para ser seco em *spray-dryer* ou liofilizador. Após a secagem, opcionalmente, é feita a aglomeração do produto por leiteo fluidizado para a obtenção de partículas maiores para melhor manuseio pelo consumidor (ALVES; BORDIN, 1998).

O projeto de uma câmara de secagem *spray-dryer* para um produto específico é estabelecido a partir de ensaios experimentais iniciais onde as características físicas do produto determinam os requisitos para as dimensões da câmara, escolha das condições de operação do atomizador e os periféricos de separação ar-produto.

Um secador *spray-dryer* uma vez instalado é pouco flexível a modificações operacionais que conduzem a um aumento de produção. Daí o cuidado na especificação e escolha do sistema para uma certa aplicação (PERRY; GREEN; MALONEY, 1997).

As variáveis importantes que devem ser fixadas antes de um *spray-dryer* ser projetado são:

1. A forma e a dimensão da partícula do produto desejado
2. As propriedades físicas da mistura: umidade, viscosidade, densidade etc.
3. As temperaturas máximas do gás afluente e do produto

Espera-se que o presente estudo contribua para o planejamento de unidades de café solúvel com maior produtividade. O Departamento de Engenharia Química da Escola Politécnica da Universidade de São Paulo através de seus laboratórios de Engenharia de Alimentos (LEA) e de Separações Térmicas e Mecânicas (LSTM) possui experiência e recursos necessários para uma contribuição para este importante setor brasileiro e paulista em particular.

1.2 Objetivo

O trabalho tem como objetivo analisar a influência dos parâmetros de secagem por pulverização sobre a densidade aparente e granulometria (tamanho de partícula) do café solúvel. O estudo de secagem em *spray-dryer* será desenvolvido a partir do equacionamento dos balanços de massa e energia e da modelagem da cinética. A ausência de trabalhos publicados na literatura nacional e internacional que correlacionem secagem de extrato de café em *spray-dryer* com o tamanho de partícula motivou o presente estudo.

2 REVISÃO DA LITERATURA

2.1 Café

O café é uma cultura perene que vem sendo explorada por um longo período de tempo. O aparecimento da planta de café é atribuído à Etiópia, porém foi a Arábia a responsável por apresentar o fruto ao resto do mundo. O café, outrora consumido *in natura*, passou a ser torrado para fazer a bebida que conhecemos no século XVI na Pérsia, vindo a ser saboreado pelos europeus por volta de 1615.

Só em 1699, após o cultivo da planta em estufa, os holandeses produziram a sua própria bebida. A partir deste momento iniciou-se uma série de testes visando a melhor adaptação da planta ao clima e solo. Foram feitos testes com êxito em Java, Sumatra, ilhas Sandwich e Bourbon. No Brasil, a planta chegou em 1727 pela fronteira da Guiana Francesa. Ela foi trazida pelo Sargento-Mor Francisco de Mello Palheta a pedido do governador do Maranhão e Grão Pará. Devida às condições climáticas, o café se espalhou rapidamente pelo país, encontrando melhor adaptação no Vale do Rio Paraíba (ABIC, 2005).

Segundo a ABIC (2005), a palavra café vem do Árabe, *Qahwa*, que significa “o excitante, vinho”. Por esse motivo, a bebida era conhecida como “vinho da Arábia”. De acordo com Couto (1999), a planta *Coffea*, da família Rubiaceae, dá origem ao café que conhecemos e que inclui mais de 6 mil espécies. Porém, apenas duas espécies são importantes economicamente:

- ✓ *Coffea arabica* que origina o café arábica de sabor suave, aromático, ideal para ser bebido puro, sem nenhum *blend*. É uma planta mais delicada, que se desenvolve em altas altitudes (os melhores cafés são plantados acima de 1000 m) e exige clima ameno (entre 15 °C e 22 °C). Geralmente plantado entre os trópicos.
- ✓ *Coffea canephora*, variedade robusta que produz o café conilon. Esta variedade é a mais resistente a pragas e aos fatores climáticos (desenvolve-se bem em temperaturas entre 24 °C e 29 °C). Tem uma raiz mais profunda,

de árvores mais altas, entretanto, não origina um café com a mesma qualidade do arábica, pois tem sabor mais adstringente e amargo.

O café pode ser classificado de diversas formas. Uma delas é a classificação por tipo ou defeito, que é baseada pela Tabela Oficial Brasileira de Classificação (COB). A classificação acontece analisando uma amostra de 300 gramas de grãos de café. Este café recebe um valor que pode variar de 2 a 8. Por exemplo, se na amostra aparecerem 200 defeitos o café é classificado como tipo 7. Se forem encontrados apenas 30, o café recebe a numeração 4.

Outro tipo de classificação é analisar a bebida pronta. Esta classificação é feita por provadores treinados que a classificam em: "mole", "dura", "riada", "rio" e "rio zona". A bebida "mole" apresenta sabor e aroma suave e adocicado. A bebida "dura" tem gosto adstringente e áspero, apesar de não apresentar um paladar estranho. O leve sabor de iodo é característica da bebida "riada", sendo que a "rio" apresenta um gosto mais acentuado, além de ter também o aroma do elemento químico. O "rio zona", considerada de qualidade muito inferior, tem características ainda mais acentuadas do que as da bebida "rio" (COFFEE BREAK, 2005).

Não obstante ser consumida diariamente por 93% dos brasileiros, a bebida apresenta certa imagem negativa junto à cultura popular concernente a possíveis riscos à saúde. Estudos mostram que a quantidade consumida diariamente determina o efeito da mesma no organismo. Grandes volumes de café diariamente podem causar distúrbios como taquicardia e problemas no sono. Em contra partida, Gallus et al. (2002) comprovaram que pequenas doses diárias da bebida diminuem os riscos de cirrose hepática e tumores de fígado (CORRIERE DELLA SERRA, 2006).

2.1.1 Processamento

A Figura 3 esquematiza o processo de fabricação de café solúvel.

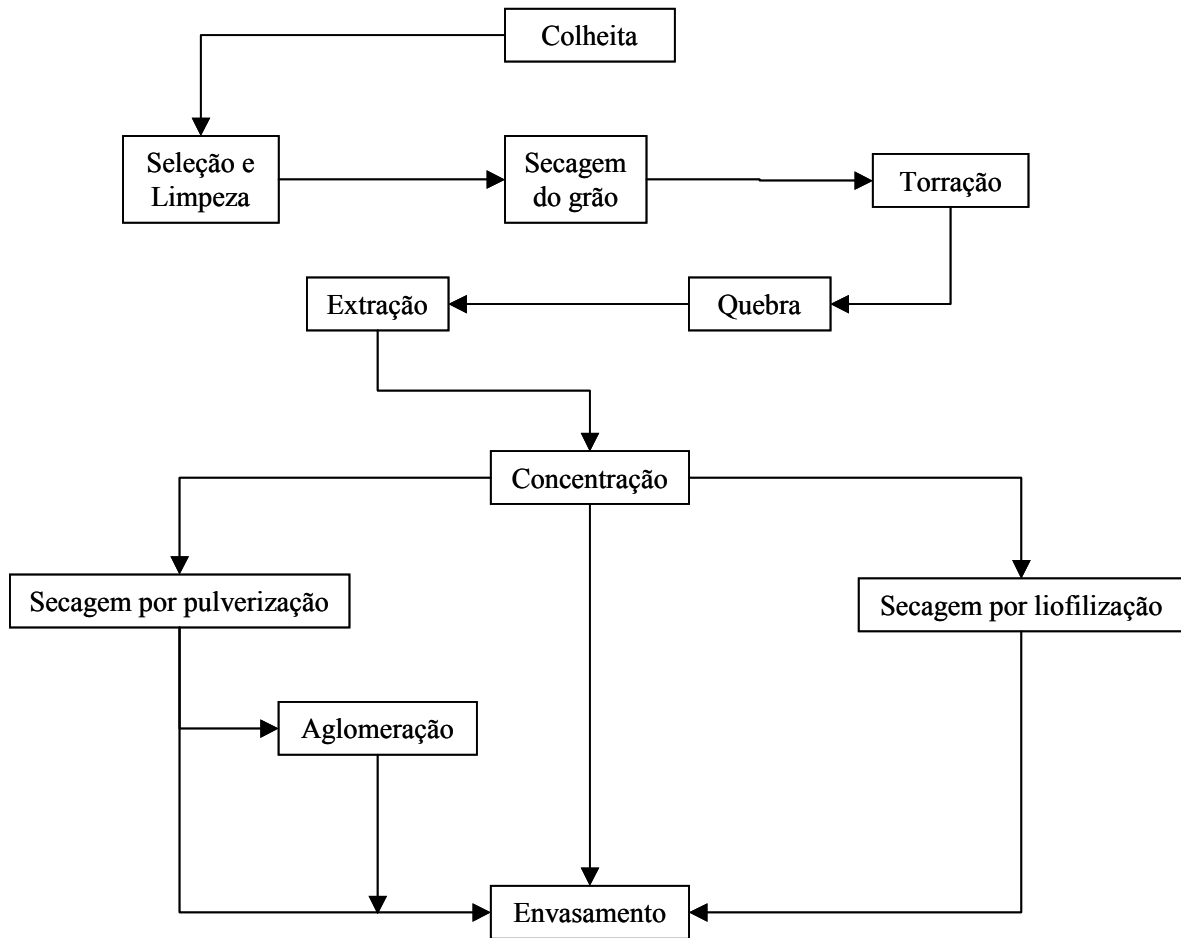


Figura 3 - Fluxograma do processamento do café

No Brasil, a colheita do café se dá de maio a setembro. Esta pode ser manual ou mecânica, de acordo com o espaçamento adotado entre as plantas. É importante iniciar a colheita com o mínimo de grãos verdes, não ultrapassando 5%. Antes da colheita geralmente é feita uma limpeza nas lavouras para que as folhas caídas sejam retiradas. Visando não comprometer a qualidade da futura bebida, grãos que por algum motivo (ventos e chuvas) tenham caído do pé ficando por muito tempo no chão devem ser segregados e a bebida feita destes deve compor um lote diferente do lote principal (FLORESTA SITE, 2005).

Dá-se, após a colheita, a secagem dos grãos. Estes são dispostos em terreiros onde secam ao sol, sendo revolvidos periodicamente para que todos sequem por igual. Os terreiros devem ser localizados em áreas de topografia plana ou com pouca declividade. Segundo Nogueira (1986), sempre que possível os terreiros devem ser pavimentados, porém o material utilizado na pavimentação não interfere na qualidade do produto final. Terreiros ideais são construídos em duas águas, com declividade de 0,5 a 1,5%. Deve-se fazer os montes exatamente na linha que divide

as águas, pois isto facilita o escoamento da chuva, evitando que o café fique em contato com a água.

O esparrame deve ser feito em camadas bem finas e com revolvimento freqüente nos dois sentidos. O café poderá ser esparramado em camadas mais finas à medida que vai secando, porém este deve ser amontoado à tarde e coberto por plástico. Esta fase é chamada de “meia seca” e deve-se evitar que os grãos tomem chuva. A partir desta fase, o café completará sua secagem em montes, onde se estabelecerá o equilíbrio entre a umidade interna e externa do grão e dos grãos entre si.

O tempo de secagem no terreiro varia com o teor de umidade do café colhido e com o clima do local. O seu término pode ser reconhecido utilizando determinadores de umidade ou por métodos práticos que o cafeicultor costuma utilizar como aspectos visuais, diferença de peso, resistência ao corte, etc.

A secagem também pode ser mecânica. Esse tipo de secagem independe das condições climáticas do local. O aquecimento do ar de seca pode ser feito indiretamente, para evitar o contato do café com gases de combustão, ou diretamente. Ensaio mostram que a secagem lenta está ligada à qualidade do produto final. Estes ensaios também comprovam que a heterogeneidade da matéria-prima atrapalha a secagem (NOGUEIRA, 1986).

O processo de torra é crucial para a qualidade da bebida. O nível de torra afeta seu sabor. Alguns mercados, como o Brasil, preferem o grão mais torrado enquanto outros menos (EUA, por exemplo). O processo é simples e consiste no aquecimento do grão verde até que o teor de torra seja alcançado. Enquanto a torra acontece os grãos são revolvidos continuamente. O aquecimento pode ser feito por gases de combustão ou ar a temperaturas superiores a 200 °C (ANDERSON et al., 2003).

Após a torra cada grão é quebrado em aproximadamente três partes para facilitar a extração. O extrato de café é o resultado da percolação da água nos grãos quebrados. Neste processo a água chega a aproximadamente 150 °C e os sólidos solúveis dos grãos são extraídos.

O extrato produzido é concentrado até atingir aproximadamente 43% de sólidos solúveis. A concentração pode ser por evaporação ou por congelamento. A concentração por congelamento é mais interessante, dado que evita a perda de componentes voláteis responsáveis pelo aroma, porém este processo é muito mais caro que o por evaporação.

O concentrado pode ser comercializado líquido ou pode ser seco e comercializado em pó. O líquido é geralmente usado para a produção de bebidas geladas ou refrigerantes e é vendido em tonéis a baixas temperaturas. O produto seco é normalmente usado para o consumo diário de café.

A secagem do extrato pode ser feita de duas maneiras: por pulverização ou por congelamento. O processo de secagem por congelamento (liofilização) consiste no congelamento do extrato, moagem e sublimação da água passando o produto por uma câmara de vácuo.

A secagem por pulverização (objetivo deste estudo) é feita em equipamento *spray-dryer*. Neste tipo de secagem o café é pulverizado em uma câmara com fluxo de ar quente. As gotículas são secas se transformando em pó que é separado do ar por ciclones e, em alguns casos, filtros-manga. Maiores detalhes sobre esse equipamento e o processo de secagem serão discutidos no item 2.2.

Saindo do secador por pulverização o produto pode ser diretamente embalado ou passar por uma fase de aglomeração. Nesta fase, vapor d'água é colocado em contato com o pó, aglomerando as partículas e diminuindo a densidade aparente.

2.1.2 *Café Solúvel*

A primeira produção de café solúvel é atribuída a Satori Kato de Chicago, porém a primeira produção industrial foi feita pelo químico inglês George Constant Washington na Guatemala. Um dia enquanto aguardava sua esposa no jardim de sua casa para tomar café, ele observou no bico do bule de café um pó muito fino, parecia ser a condensação do vapor do café. Isto o intrigou e levou-o a descobrir o café solúvel. Em 1906 ele iniciou alguns experimentos e colocou seu café com o nome de Red E Coffee no mercado em 1909.

Após o início de comerciais televisivos em 1956 o consumo de café solúvel deu um grande salto nas vendas. O curto tempo dos anúncios não permitia que o telespectador preparasse chá, porém era ideal para o preparo de café solúvel. Percebendo essa oportunidade as empresas de café solúvel passaram a vincular anúncios sobre seus produtos. A partir daí as empresas de chá introduziram no

mercado os saquinhos de chá na tentativa de recuperar público e competir com a nova sensação do ramo alimentício (CAFÉ SHOP, 2005).

2.2 Spray-dryer

O processo de secagem por pulverização (*spray-dryer*) consiste na transformação de um fluxo bombeável (solução, suspensão, pasta ou lama) em produto seco por um único processo de secagem (MASTERS, 1980). A vaporização da água acontece a partir da desintegração de uma corrente líquida em pequenas gotas (atomização) que entram em contato com uma quantidade de ar quente suficiente para suprir o calor latente de vaporização. O calor fornecido para o ar de secagem pode vir da queima de algum combustível ou de outras formas (KING; KIECKBUSCH; GREENWALD, 1984). O tempo de residência do material dentro do equipamento é curto, normalmente de 3 a 30 segundos (DITTMAN; COOK, 1977).

A configuração do equipamento de secagem e as propriedades de alimentação do material determinam as condições de operação necessárias para promover um produto com alta qualidade (FIFKOVA; MUJUNDAR, 1987).

As aplicações dos *spray-dryers* são vastas. Alguns exemplos são:

- ✓ Indústria de alimentos: leite em pó e produtos lácteos como o soro; ovos; sucos; caldos, café instantâneo; e polpas – Adamopoulos e Goula (2005) estudaram a performance de um *spray-dryer* modificado para o preparo de pó de tomate a partir da polpa.
- ✓ Indústria farmacêutica em geral: para essa classe de produtos o processo de secagem por *spray-dryer* é particularmente interessante em virtude do tempo de contato curto na zona quente do secador. Além disso, a película de água na gota líquida protege os sólidos (temperatura de bulbo úmido) das temperaturas elevadas do gás.
- ✓ Suspensões de sólidos: com partículas pequenas de características não newtonianas e que permanecem fluidas com teores de umidade muito baixos, algumas argilas.

- ✓ Processos de encapsulação: conversão de líquidos, aromas e sabores voláteis e perfumes em formas granuladas - Bruschi et al. (2003) utilizou o método para obter micro partículas contendo extrato de própolis, útil no desenvolvimento de doses de própolis sem o seu forte e desagradável sabor, odor aromático e presença de etanol, característicos da solução de extrato de própolis. Tari e Singhal (2002) estudaram a estabilidade da baunilha encapsulada em agregados esféricos com amido de diferentes fontes em presença de goma arábica, CMC e carragena através do *spray-dryer* e avaliaram a estabilidade do material ao longo do tempo e Yoshii et al. (2001) verificaram a taxa de prolongamento de liberação do butirato de etila durante o armazenamento após encapsulação através do *spray-dryer* com a maltodextrina e emulsificantes.

Spray-dryers pertencem à família dos Processos com Partículas em Suspensão (SPP). Os quatro estágios do seu processo são (MASTERS, 1980):

1. Atomização (rotativo ou por bocal);
2. Meio de contato do líquido pulverizado e o gás (co-corrente, contra-corrente, misto);
3. Evaporação (formação de produto, secagem);
4. Recuperação de produto (coletor).

A Figura 4 mostra esquematicamente o processo de um *spray-dryer*.

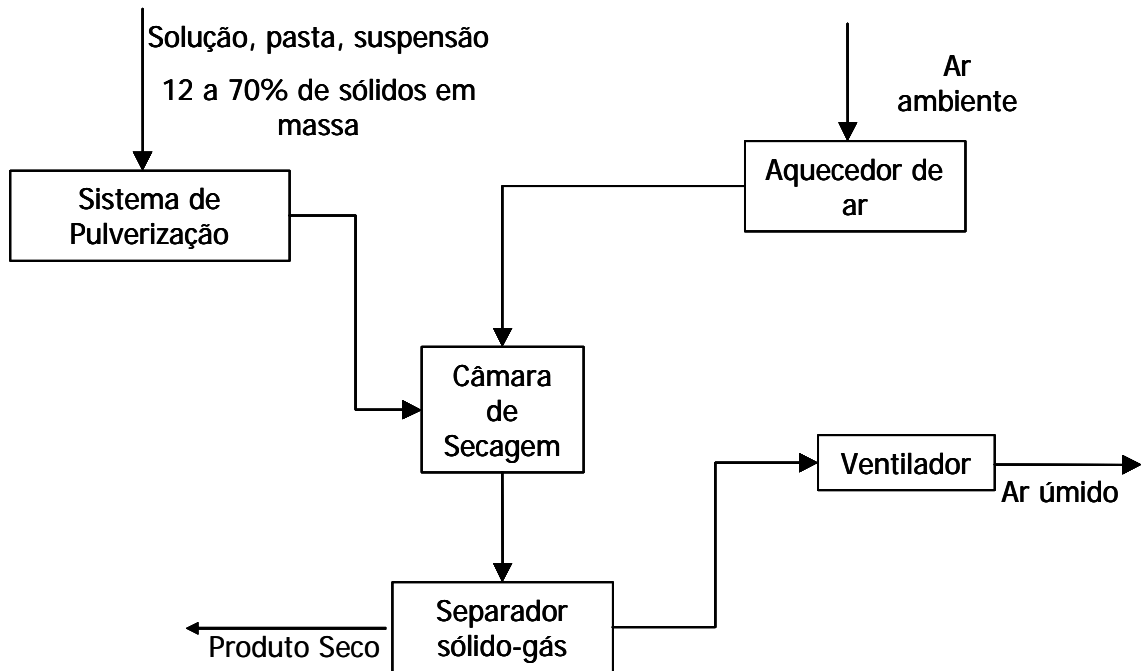


Figura 4 - Fluxograma de um *spray-dryer*

2.2.1 Atomização

A atomização, ou sistema de pulverização é responsável por transformar a suspensão em pequenas gotas. Este sistema deve ser utilizado de acordo com o tamanho da partícula desejado e as propriedades requeridas no produto seco: granulometria, textura, solubilidade, densidade e molhabilidade. Ele também é responsável por determinar a distribuição do tamanho de partícula, área de troca térmica, trajetória e velocidade da partícula (FIFKOVA; MUJUNDAR, 1987).

Em processos de secagem, quanto maior a área superficial da partícula, mais rápido e eficiente são os processos. Um litro de leite, por exemplo, quando esparramado tem área superficial de aproximadamente $0,05 \text{ m}^2$. Quando esta mesma quantidade de leite é pulverizada são produzidas inúmeras gotículas com área superficial de $0,05$ a $0,15 \text{ mm}^2$ o que gera uma área de superfície total de aproximadamente 35 m^2 (BYLUND, 1995).

O sistema de pulverização pode se dar por disco atomizador ou por bocal. O pulverizador por bocal se divide em pneumático e mecânico. No primeiro um gás (geralmente ar) fornece energia para a formação da gota, e no segundo a pressão do próprio líquido bombeado fornece energia para a formação da gota.

2.2.1.1 Bocal

O sistema de pulverização por bocal consiste em forçar uma suspensão a passar por um pequeno orifício sob alta pressão. Este tipo de sistema está sujeito à erosão e desgaste no bocal devido à pressão. Sugere-se, neste caso, que se utilize ligas duras como carbeto tungstênio. Neste sistema pode haver também problemas de entupimento dos canais (devido às partículas da suspensão), desgastes e erosão nas bombas e válvulas presentes em toda a rede. Apenas pequenas instalações, com baixa capacidade, utilizam esse sistema.

Outra variante do sistema é o sistema duplo fluido onde um fluido comprimido (geralmente ar) é misturado à suspensão, dando a energia que esta precisa para ser pulverizada quando passada por um orifício (bocal). Este sistema está sujeito aos mesmos problemas que o descrito no parágrafo anterior (PERRY; GREEN; MALONEY, 1997; APV DRYER HANDBOOK, 2006).

2.2.1.2 Disco Atomizador

Num atomizador de disco rotativo o líquido é alimentado no centro do disco. Este caminha para as bordas sob a ação da força centrífuga e ali é atomizado, formando um spray de gotas. As gotas são lançadas horizontalmente e seu tamanho é tão menor quanto maior for a velocidade do disco. A taxa de alimentação tem baixa influência no tamanho da gota. A velocidade do disco atomizador é a variável que mais afeta o tamanho da partícula seca.

A configuração mais comum de atomizadores é a de disco com canais radiais. Estes não possuem pontos de estagnação de produto e o tamanho da gota que deixa o atomizador é altamente controlável pela velocidade do disco. Para atomizadores de alta capacidade que requerem alta taxa de alimentação, o número e altura dos canais são aumentados para manter a mesma condição de líquido em cada canal. O canal, neste caso, possui um formato oval (MASTERS, 1980).

A velocidade do disco atomizador depende do tamanho dos orifícios do mesmo. A velocidade pode variar de 5000 até 60000 rpm. Atomizadores a disco produzem spray homogêneo com tamanho de partícula pequeno a médio (com diâmetro médio entre 30 e 150 μ m), estes são mais interessantes quando se analisa a relação custo-benefício. No entanto algumas práticas perduram: os EUA costumam utilizar atomizadores por bocal enquanto os países da Europa preferem os a disco (KING; KIECKBUSCH; GREENWALD, 1984; KJAERGAARD, 1974).

Friedman, Gluckert e Marshall (1952) propuseram a seguinte expressão para o cálculo de tamanho de gota produzido por um disco atomizador:

$$D_{vs} = 0,4 \cdot r \cdot \left(\frac{\Gamma}{\rho_L \cdot N \cdot r^2} \right)^{0,6} \cdot \left(\frac{\mu}{\Gamma} \right)^{0,2} \cdot \left(\frac{\sigma \cdot \rho_L \cdot L_w}{\Gamma^2} \right)^{0,1} \quad (1)$$

Discos com canais radiais também apresentam desvantagens. Eles bombeiam grande quantidade de ar através do disco e, para alguns produtos secos, isso produz aeração indesejada, resultando em pós com baixa densidade aparente. Esse efeito pode ser reduzido com mudanças no projeto e tamanho dos canais. Na indústria são utilizados discos com canais curvilíneos para produzir pós com alta densidade aparente. Utilizando esse tipo de atomizador consegue-se um aumento de até 15% na densidade aparente.

Outra maneira de reduzir o efeito do bombeamento indesejado de ar é reduzir a área de saída de produto no disco. Atomizadores com essa característica são conhecidos como *bushing* e são muito utilizados na indústria química. Porém, esses discos são susceptíveis à abrasão. Aconselha-se o revestimento dos orifícios com materiais resistentes como a alumina.

Masters (1980) afirma que o tamanho da partícula seca produzida por um *spray-dryer* com atomizadores à disco varia de 70 a 110 μm (partículas grandes podem ser obtidas com diâmetros de câmaras grandes). Porém, como já comentado, a gota formada pode variar de 30 a 150 μm (KING; KIECKBUSCH; GREENWALD, 1984; KJAERGAARD, 1974) o que nos leva a esperar tamanhos de partículas secas menores que o citado por Masters.

Particularmente, o sistema de pulverização por disco se mostra mais interessante do que o sistema por bocais para suspensões e materiais que erodem os bocais. O disco rotativo pode ser movido por correias ou por engrenagens que o liguem a um motor. O movimento direto por motor elétrico apresenta vantagens quando se opera a velocidades muito altas e quando se deseja variações muito finas de velocidade (PERRY; GREEN; MALONEY, 1997).

2.2.2 Câmara de Secagem

A câmara de secagem é o local onde se dá o contato do material a ser seco e o ar quente. A Figura 5 apresenta um esquema do que ocorre com o ar no processo de secagem. O processo de 1 para 2 representa o aquecimento do ar; e, de 2 para 3 a secagem, onde o ar recebe umidade. A linha isoentalpica (tracejada) é aquela na qual o processo se descreveria se não houvesse perda de energia.

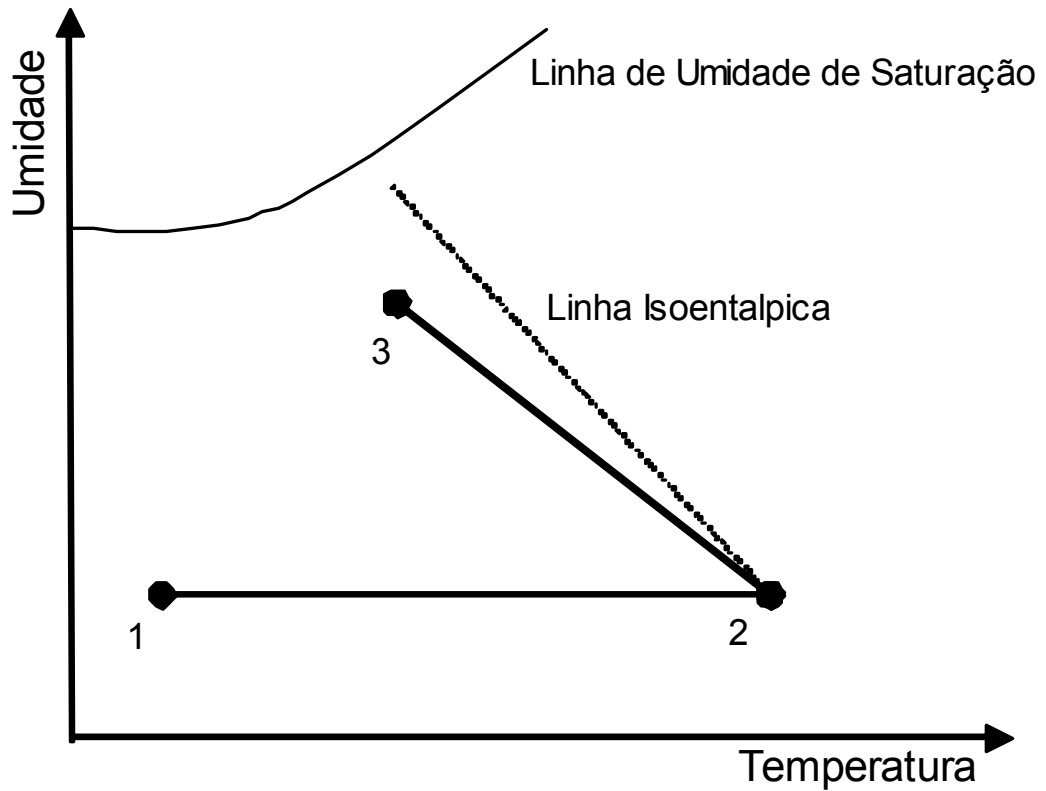


Figura 5 - Ar de Seca

Em um *spray-dryer* o balanço de massa para a água pode ser descrito como:

$$m_{ar} \cdot W_{entrada} + m_{solução} \cdot (1 - ST_A) = m_{ar} \cdot W_{saída} + m_{produto} \cdot X_P \quad (2)$$

De igual modo, descrevemos o balanço térmico de um *spray-dryer* como:

$$m_{ar} \cdot i_{entrada} + m_{solução} \cdot i_{solução} = m_{ar} \cdot i_{saída} + m_{produto} \cdot i_{produto} \quad (3)$$

A umidade do ar pode ser calculada pelas expressões abaixo desde que sejam conhecidas as temperaturas de bulbo úmido e seco do ar e a pressão na qual o sistema opera (MUJUNDAR, 1995).

$$p_{vs} = 2,21 \cdot 10^7 \cdot e^{\frac{6,53247 - \frac{7173,79}{1,8 \cdot T_{bs} + 421,4747}}{}} \quad (4)$$

$$W_S^{T_{bu}} = 0,622 \cdot \frac{P_{vs}^{T_{bu}}}{P - p_{vs}^{T_{bu}}} \quad (5)$$

$$W = W_S^{T_{bu}} - 4,15 \cdot 10^{-4} \cdot (T_{bs} - T_{bu}) \quad (6)$$

A entalpia do produto pode ser calculada conhecendo-se a umidade, calores específicos e a temperatura na qual se deseja calculá-la. A entalpia do ar é dada pela carta psicrométrica.

$$i_{produto} = (c_s + W \cdot c_a) \cdot T \quad (7)$$

O diâmetro da câmara permite uma otimização do processo. Diâmetros grandes geram custos de fabricação grandes (muito material utilizado na confecção). Enquanto diâmetros pequenos fazem com que a atomização seja afetada, pois a probabilidade de haver deposição de produto nas paredes aumenta. É preciso haver um estudo prévio para adequar o tamanho da câmara ao sistema de pulverização escolhido. Geralmente sistemas de pulverização por disco requerem diâmetros de câmaras maiores que sistemas de pulverização por bocal. Isto porque em sistemas com disco atomizador as partículas são jogadas com velocidade maior e a uma distância maior (PERRY; GREEN; MALONEY, 1997).

A Figura 6 apresenta alguns tipos de configurações de câmaras de *spray-dryers*

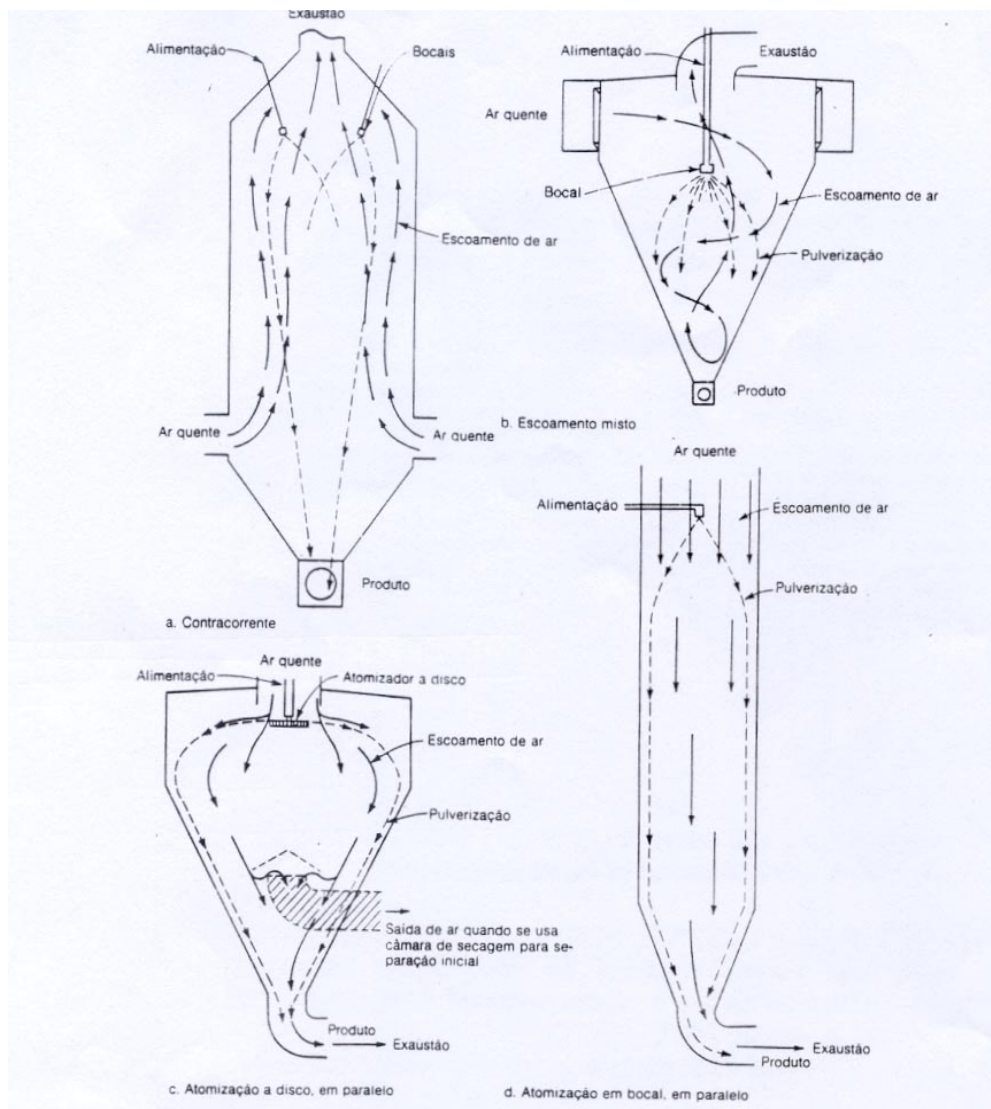


Figura 6 - Configurações de *spray-dryers*. (a) Horizontal contracorrente. (b) Escoamento misto. (c) Atomização por disco em paralelo. (d) Atomização por bocal em paralelo

O ângulo da câmara diz respeito à força que o ar terá para conduzir o produto para o ciclone. Quanto mais fechada, mais o ar terá que acelerar para passar por ali, carregando as partículas.

2.2.3 Aquecimento do Ar

O aquecedor de ar tem como função aumentar a força motriz no processo de secagem. Isto ocorre pois o ar quente possui maior entalpia e menor umidade relativa.

O aquecimento pode ser por resistência elétrica, por trocador de calor com vapor ou mesmo por contato direto com gases de combustão. Tem-se ainda possibilidade de utilizar uma parcela do calor que sai junto com o ar úmido no final do processo para aquecer o ar de entrada, otimizando o processo e reaproveitando energia.

2.2.4 Separador Gás-Sólido

O sistema de separação gás-sólido é muito importante num *spray-dryer* pois é o responsável por captar o produto de interesse (pó), representando de 20 a 25% do custo total de instalação da planta de secagem. Usualmente utiliza-se um ciclone e, em alguns casos, coloca-se um filtro manga em série ao ciclone. Este filtro serve para aumentar a captação de pó, principalmente de partículas muito finas. Porém, ele eleva significativamente os custos do processo de secagem além de ter operação trabalhosa (APV DRYER HANDBOOK, 2006).

A operação de um ciclone é simples, o ar contendo uma certa quantidade de partículas entra no equipamento e passa a descrever uma trajetória helicoidal. Num determinado momento há uma inversão no sentido da trajetória e as partículas sólidas são despejadas no coletor (situado logo abaixo do ciclone) e o ar sai pela abertura superior do equipamento.

Alguns cuidados devem ser tomados no projeto e aquisição de um ciclone. É importante saber a curva característica do rendimento do ciclone versus o tamanho de partícula. No processo de secagem as partículas formadas não possuem o mesmo tamanho, logo, o ciclone que separa essas partículas do ar deve ser

projetado para que se tenha a captação do maior número de partículas possível. Um parâmetro que usualmente os ciclones possuem é o d_{50} que revela em qual tamanho de partícula o rendimento do equipamento é de 50%. Com este parâmetro pode-se estimar se o ciclone é ou não adequado para o processo de separação no qual estamos trabalhando (PERRY; GREEN; MALONEY, 1997).

2.3 Secagem

Secagem é o processo de remoção de um líquido agregado a um sólido para uma fase gasosa insaturada através de vaporização térmica. Esta vaporização ocorre a uma temperatura inferior àquela de ebulição do líquido na pressão do sistema.

Processos de secagem em geral são descritos por dois períodos de seca distintos. O período de taxa de secagem constante é aquele onde a pressão parcial de vapor de água se mantém constante na superfície da gota. O outro período de secagem é quando a taxa de seca cai, chamado de período de velocidade de seca decrescente.

Durante período de taxa de seca constante, o sólido está com uma umidade tal que um filme de água existe sobre toda a superfície de secagem e esta água atua como se o sólido não estivesse presente. A velocidade de secagem nesta situação é totalmente controlada pelas condições externas. Aumentos na temperatura do ar ou em sua velocidade conduzem a um correspondente aumento na velocidade de secagem. A temperatura do sólido aproxima-se da temperatura de bulbo úmido do ar de secagem se não houver troca de calor por radiação ou condução por contato direto. O valor de umidade que marca o final do período de velocidade de seca constante é denominado de Umidade Crítica. Este ponto assinala a situação em que a água superficial é insuficiente para manter um filme contínuo cobrindo a área de seca.

O período de velocidade de seca decrescente depende do material. A secagem é mais difícil nesse período. A água deve migrar pelos canais do retículo formado no sólido para se separa do mesmo (MUJUNDAR, 1995).

2.3.1 Secagem de Gota

Materiais alimentados em *spray-dryers* geralmente se comportam como se fossem líquidos puros durante o primeiro período de secagem (taxa de secagem constante). Para gotas de líquido puro, no que diz respeito à taxa de transferência de calor com o calor latente consumido na evaporação, temos (KING; KIECKBUSCH; GREENWALD, 1984):

$$\frac{-d}{dt} \left(\frac{\pi \rho_L D_{vs}^3}{6} \right) = \frac{h \pi D_{vs}^2}{\lambda} \Delta T_m \quad (8)$$

Estudos mostram que correlações para a velocidade de partícula em relação à velocidade terminal são desprezadas para $d_p \leq 100 \mu\text{m}$. A partícula pode ser considerada parada no ar, sendo assim, $Nu = 2 = hD_{vs}/k$. Então, se $k\Delta T/\rho_L\lambda$ é constante, integrando a equação acima de $D_{vs,0}$ a $D_{vs,i}$, tem-se:

$$\frac{D_{vs,i}}{D_{vs,0}} = 1 - \left(\frac{8kt\Delta T_m}{\rho_L \lambda D_{vs,0}^2} \right)^{1/2} \quad (9)$$

O tempo total para a evaporação completa da gota de líquido puro ($D_{vs} \rightarrow 0$) é:

$$\theta = \frac{\rho_L \lambda D_{vs,0}^2}{8k\Delta T_m} \quad (10)$$

Sokhansanj e Jayas, 1995 indicam a seguinte equação para determinar o tempo de secagem em partículas com diâmetro inicial D_{vs} e final d_p :

$$\theta = \frac{\lambda}{8 \cdot k \cdot (T_{bs} - T_{bu})} \cdot (\rho_L \cdot D_{vs}^2 - \rho_s \cdot d_p^2) \quad (11)$$

No caso em que a gota não está em sua velocidade terminal King, Kieckbusch, Greenwald (1984) e Kerkhof, Schoeber (1974) consideram que:

$$\frac{hD_{vs}}{k} = Nu = 2 + 0,6 Re^{1/2} Pr^{1/3} \quad (12)$$

onde Re é o número de Reynolds e Pr o número de Prandtl, ambos calculados para a partícula:

$$Re = \frac{V_R \cdot D_{vs}}{\nu} \quad (13)$$

$$Pr = \frac{c_p \mu}{k} \quad (14)$$

3 MATERIAIS E MÉTODOS

O processamento de extrato de café em spray dryers de pulverização por bocal é largamente empregado no Brasil. Neste estudo experimental usando a operação alternativa por pulverização a disco procurou-se levantar aspectos fundamentais do processo e a influência deste procedimento nas características básicas do produto final: densidade aparente, tamanho de partícula e atividade de água.

3.1 Materiais

3.1.1 *Spray-dryer*

A Figura 7 apresenta o secador “ANHIDRO Laboratory Spray Dryer n° 1” utilizado para o estudo, composto por câmara cilíndrica de 1 m de diâmetro e 1 m de altura; atomização à disco com 6,30 cm de diâmetro, rotação máxima de 50000 rpm, 4 orifícios com 2 mm de diâmetro; ciclone acoplado; termômetro interno à câmara com precisão de ± 5 °C e vazão constante de ar. O equipamento está situado no Laboratório de Engenharia de Alimentos (LEA) do Departamento de Engenharia Química (PQI) da Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Para a alimentação da suspensão foi utilizada uma bomba peristáltica.



Figura 7 - Spray Dryer ANHYDRO: câmara cilíndrica de 1 m de diâmetro e 1 m de altura.

Pulverização por atomizador a disco com 6,30 cm de diâmetro, rotação máxima de 50000 rpm, 4 orifícios com 2 mm de diâmetro. Ciclone acoplado para separação de sólidos e ar.

3.1.2 *Extrato de Café*

O extrato de café utilizado nos experimentos foi gentilmente cedido pela Cia. Iguaçu de Café Solúvel situada em Cornélio Procópio – Paraná. O produto foi enviado em lote único, congelado, sendo descongelado apenas para a execução dos experimentos.

3.2 Métodos

3.2.1 *Processo*

Foram realizados dez testes segundo planejamento experimental, com diretrizes estatísticas, apresentado na Tabela 1. Testes prévios definiram a faixa de trabalho do equipamento. Não foi possível realizar experimentos com o ponto central

(3,5 kW, 100 V) devido a limitações do *spray-dryer* (o equipamento não permite a potência de aquecimento de 3,5 kW). Todas as análises foram feitas em triplicata visando minimizar eventuais erros experimentais.

Tabela 1 - Planejamento Experimental

Experimento	Potência de Aquecimento do Ar (kW)	Voltagem do Motor Atomizador (V)
1	3	90
2	3	90
3	3	100
4	3	110
5	3	110
6	4	90
7	4	90
8	4	100
9	4	110
10	4	110

Antes de cada experimento lavou-se o equipamento com água em abundância. A secagem das paredes internas da câmara e componentes, como tubulações e ciclone, se deu ligando o ventilador e o aquecedor de ar do próprio *spray-dryer*. O procedimento de secagem durava 40 minutos.

Seguiu-se o procedimento de operação descrito no manual do equipamento. Primeiramente ligou-se o ventilador sem aquecimento. Ligou-se, então, o disco atomizador com baixa velocidade de revolução e o aquecimento do ar. Neste momento iniciou-se a alimentação do *spray-dryer* com água destilada. O atomizador foi colocado na velocidade desejada e, após a estabilização da temperatura de saída do gás, iniciou-se a alimentação com extrato de café, interrompendo a alimentação de água. O extrato de café, posicionado num Becker sobre uma balança, foi conduzido ao atomizador com o auxílio de uma bomba peristáltica.

3.2.2 *Vazão volumétrica de ar*

Para a medida de vazão volumétrica de ar, foram instalados no tubo de exaustão do ciclone um cotovelo (90°) e um tubo com diâmetro interno de 17 cm dotado de quebra vortex, garantindo o fluxo paralelo do ar. A ventilação do *spray-dryer* foi ligada sem aquecimento e mediu-se a velocidade do ar no interior do tubo com o auxílio de um anemômetro. A vazão de ar foi determinada multiplicando-se a velocidade do ar pela área da seção transversal do tubo. Visando não alterar as condições de operação do equipamento, todos os experimentos foram conduzidos com o aparato acima citado instalado.

3.2.3 *Propriedades*

A Tabela 2 apresenta o procedimento de cálculo das propriedades da alimentação (extrato de café) e propriedades do ar no processamento.

Tabela 2 - Procedimento de Medida de Propriedades da Suspensão e do Ar

Variável	Símbolo	Unidade de Medida	Aparelhos Utilizados	Cálculo
Umidade do Ar	W	kg água/ kg ar seco	<ul style="list-style-type: none"> Termômetro ($\pm 0,5 \text{ }^\circ\text{C}$) 	$p_{vs} = 2,21 \cdot 10^7 \cdot e^{\frac{6,53247 - \frac{7173,79}{1,8 \cdot T_{bs} + 421,4747}}{}}$ $W_S^{T_{bu}} = 0,622 \cdot \frac{P_{vs}^{T_{bu}}}{P - P_{vs}^{T_{bu}}}$ $W = W_S^{T_{bu}} - 4,15 \cdot 10^{-4} \cdot (T_{bs} - T_{bu})$
				<ul style="list-style-type: none"> Medir a temperatura de bulbo seco do ar (T_{bs}); Acoplar ao bulbo do termômetro uma gaze úmida e medir a temperatura de bulbo úmido (T_{bu}); Calcular a pressão de vapor na saturação do ar à T_{bu} (p_{vs}); Calcular a umidade de saturação do ar à T_{bu} ($W_S^{T_{bu}}$); Calcular a umidade do ar (W).
Densidade do Ar	ρ_{ar}	kg ar/m ³	<ul style="list-style-type: none"> Termômetro ($\pm 0,5 \text{ }^\circ\text{C}$) 	$v = \left(\frac{1}{M_{ar}} + \frac{W}{M_v} \right) \cdot \frac{RT_{bs}}{P}$ $\rho_{ar} = \frac{1+W}{v}$
				<ul style="list-style-type: none"> Calcular v; Calcular ρ_{ar}.

Sólidos da Alimentação	ST_A	g sólidos/ g suspensão	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Balança analítica ($\pm 0,1$ mg) ▪ Estufa ($T = 105$ °C) 	$ST_A = \frac{m_{estufa}}{50}$ (INSTITUTO ADOLFO LUTZ. 1985)
	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Pesar 50 g de extrato de café em becker de 100 mL; ▪ Concentrar amostra por evaporação em banho-maria; ▪ Colocar em estufa por 3 h; ▪ Retirar amostra e resfriá-la em dessecador, pesando posteriormente; ▪ Repetir operação até peso constante (m_{estufa}). 			
Tensão Superficial	σ	mN/m	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Tensiômetro 	Medida direta
	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Posicionar a amostra no equipamento ▪ Determinar a tensão superficial (σ). 			
Viscosidade da Alimentação	μ	Pa*s	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Termômetro ($\pm 0,5$ °C) 	$\mu = e^{1,141-22,42 \cdot ST_A - 17,78 \cdot ST_A^2 - \frac{973,1-17923 \cdot ST_A^2}{T_{susp} + 273,15}}$ (SOBOLÍK; ŽITNÝ; TOVCIGRECKO; DELGADO; ALLAF, 2002)
	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Medir T_{susp} com o auxílio de um termômetro; ▪ Calcular ST_A; ▪ Calcular μ 			

Densidade da	ρ_A	g/cm^3	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Picnômetro ▪ Balança analítica ($\pm 0,1 \text{ mg}$) 	$\rho_A = \frac{m_{\text{amostra}} - m_{\text{picnômetro}}}{m_{\text{água}} - m_{\text{picnômetro}}} \cdot \rho_{\text{água}}$ <p>(INSTITUTO ADOLFO LUTZ, 1985)</p>
Alimentação	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Pesar o picnômetro vazio ($m_{\text{picnômetro}}$); ▪ Encher o picnômetro com água e pesa-lo ($m_{\text{água}}$); ▪ Esvaziar o picnômetro e enchê-lo com extrato de café (m_{amostra}). ▪ Determinar ρ_A. 			

3.2.4 Vazão em Massa de Alimentação

A vazão em massa de alimentação de extrato de café utilizado no processo foi determinada seguindo o procedimento descrito na Tabela 3.

Tabela 3 - Procedimento de Cálculo de Vazão de Alimentação

Variável	Símbolo	Unidade de Medida	Aparelhos Utilizados	Cálculo
Vazão	Ψ_A	g suspensão/ min	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Balança ($\pm 0,1$ g) ▪ Cronômetro 	$\Psi_A = -\frac{dm_{suspensão}}{dt}$
Mássica de Alimentação				<ul style="list-style-type: none"> ▪ Posicionar o tanque em balança previamente tarada com o peso do tanque vazio; ▪ Iniciar o processo de secagem e anotar regularmente o tempo e o peso indicado na balança ($m_{suspensão}$). ▪ Após o fim do processo, determinar Ψ_A.

3.2.5 Tamanho de Gota

Para o cálculo de tamanho médio de gota que é formada pelo atomizador foi utilizado o procedimento descrito pela Tabela 4.

Tabela 4 - Procedimento de Cálculo de Tamanho de Gota

Símbolo	Nome	Unidade
D_{vs}	Diâmetro Médio da Gota	μm
r	Raio do Disco Atomizador	mm
ρ_A	Densidade da Alimentação	g/mm^3
N	Rotação	rps
σ	Tensão superficial	g/s^2
Γ	Velocidade Mássica de Pulverização	$\text{g}/\text{s} \cdot \text{mm}$ perímetro molhado
μ	Viscosidade da Alimentação	$\text{g}/\text{mm} \cdot \text{s}$
L_W	Perímetro Molhado do Disco	mm
N_0	Número de Orifícios do Disco Atomizador	-
Ψ_A	Vazão Mássica de Alimentação	g suspensão/ min
d_0	Diâmetro do Orifício do Disco Atomizador	μm
Parâmetro	Expressão	Referência
D_{vs}	$D_{vs} = 0,4 \cdot r \cdot \left(\frac{\Gamma}{\rho_A \cdot N \cdot r^2} \right)^{0,6} \cdot \left(\frac{\mu}{\Gamma} \right)^{0,2} \cdot \left(\frac{\sigma \cdot \rho_A \cdot L_W}{\Gamma^2} \right)^{0,1}$	FRIEDMAN, GLUCKERT, MARSHALL, 1952
L_W	$L_W = N_o \cdot d_o$	
Γ	$\Gamma = \frac{\Psi_A}{L_W}$	

3.2.6 Propriedades do Pó

A Tabela 5 apresenta a forma como as propriedades do pó (produto) foram calculadas

Tabela 5 - Procedimento de Cálculo das Propriedades do Pó

Variável	Símbolo	Unidade de Medida	Aparelhos Utilizados	Cálculo
Umidade do Pó	X_p	g água/ g sólido seco	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Balança analítica ($\pm 0,1$ mg) ▪ Estufa ($T = 105$ °C) 	$X_p = \left(\frac{5}{m_{\text{pesocte}}} \right) - 1$ (INSTITUTO ADOLFO LUTZ, 1985)
Densidade Aparente do Pó	ρ_{ap}	g/cm^3	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Picnômetro Destampado ▪ Balança ($\pm 0,1$ mg) 	$\rho_{ap} = \frac{m_{\text{amostra}} - m_{\text{picnômetro}}}{m_{\text{água}} - m_{\text{picnômetro}}} \cdot \rho_{\text{água}}$

	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Pesar o picnômetro vazio ($m_{\text{picnômetro}}$); ▪ Encher o picnômetro com pó de café e pesa-lo; ▪ Bater levemente o picnômetro na bancada para que o pó se acomode; ▪ Preencher o espaço vazio com mais café e pesá-lo novamente (m_{amostra}); ▪ Repetir a operação até que não haja variação na m_{amostra}; ▪ Esvaziar o picnômetro e enchê-lo com água ($m_{\text{água}}$). ▪ Determinar ρ_{ap}. 			
Atividade de Água	a_w	-	▪ Novasina	Medida direta
	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Ajustar o equipamento para 25°C; ▪ Posicionar três amostras no equipamento; ▪ Determinar a atividade de água (a_w). 			
Diâmetro Médio de Partícula	d_p	μm	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Microscópio ótico ▪ Câmera de vídeo ▪ <i>Software</i> LEICA Q500MC 	Medida direta
	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Preparar lâminas com amostras do pó; ▪ Posicionar no microscópio ótico com câmera de vídeo acoplada; ▪ Capturar a imagem com o auxílio da câmera de vídeo; ▪ Analisar a imagem utilizando o <i>software</i>, fazendo alguns ajustes com o auxílio de ferramentas de correção, e determinar d_p. 			

Os resultados das propriedades do pó serão tratados estatisticamente através de análise de variância (ANOVA) e teste de médias de Tukey no intervalo de confiança de 95%, utilizando-se o *software* STATGRAPHICS PLUS v. 4.0 for Windows, Manugistics.

4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

4.1 Propriedades do Extrato de Café

Foram realizadas as medidas das propriedades do extrato de café conforme descrito na Tabela 2. A tensão superficial (σ) e a densidade (ρ_A) foram consideradas constantes na faixa de temperatura nas quais os experimentos foram realizados, sendo $\sigma = (50 \pm 1)$ mN/m o valor da tensão superficial e $\rho_A = (1,1713 \pm 0,001)$ g/cm³ o valor da densidade. Seguindo o procedimento experimental descrito no item anterior, constatou-se que a concentração do extrato utilizado foi de $(0,3870 \pm 0,0012)$ g sólidos/g solução.

4.2 Processo

Seguiu-se o planejamento experimental descrito na seção 3.2. As temperaturas da suspensão alimentada no equipamento estão na Tabela 6. Este parâmetro não foi controlado nos experimentos, porém, sua variação foi pequena, não sendo significativa para os cálculos de balanço. A vazão de ar, considerada constante em todos os testes, determinada segundo a seção 3.2.2, foi de (23 ± 1) m³/h.

Para posterior discussão, a Tabela 6 também apresenta a vazão de alimentação utilizada em cada experimento (calculada pelo procedimento da Tabela 5) bem como a temperatura de entrada do ar (após o aquecimento) e a rotação do disco atomizador.

Seguindo o procedimento da Tabela 5 pode-se estimar o tamanho de gota formado pelo atomizador. Os resultados se encontram na Tabela 6. Percebeu-se que, para a faixa de rotação trabalhada, não é significativa a variação de tamanho de gota.

A bomba de alimentação foi ajustada para a mesma vazão em todos os experimentos. A variação apresentada na Tabela 6 é, provavelmente, consequência da imprecisão da bomba. Porém, percebe-se que a variação é pequena: variância igual a 0,33; desvio padrão igual a 0,58. A rotação do disco atomizador foi determinada segundo o manual do equipamento

Tabela 6 – Condições de Processo

Experimento	Potência de Aquecimento do Ar (kW)	Voltagem do Motor Atomizador (V)	Temperatura do Ar de Entrada - $T_{bs\text{-entrada}}$ (°C)	Rotação do Disco Atomizador - N (rpm)	Vazão de Alimentação - Ψ_A (g/min)	Temperatura da Suspensão - T_{susp} (°C)	Tamanho de Gota - D_{vs} (μm)
1	3	90	140	27000	23,88	14,0	64
2	3	90	140	27000	24,11	17,0	63
3	3	100	140	30000	24,26	18,0	59
4	3	110	135	33000	23,23	15,0	56
5	3	110	140	33000	23,81	16,0	56
6	4	90	170	27000	23,64	17,0	63
7	4	90	170	27000	22,58	14,0	63
8	4	100	170	30000	23,34	14,0	60
9	4	110	170	33000	23,67	12,0	57
10	4	110	170	33000	22,59	15,5	56

Pôde-se notar que para a potência de 3 kW obtivemos valores diferentes de $T_{bs\text{-entrada}}$. Porém, como o termômetro utilizado para essa leitura possuía precisão de 5 °C podemos considerar que os valores (140 ± 5) °C e (135 ± 5) °C são estatisticamente iguais.

A operação do secador nos ensaios revelou que nem todo o sólido alimentado é retirado pelo ciclone. Observou-se material aderido nas paredes da câmara de secagem como também expelido pelo ciclone para o ambiente.

O Apêndice A apresenta as tabelas contendo os dados coletados em cada um dos experimentos.

4.3 Balanço Global

Realizou-se o balanço de massa e energia para todos os experimentos. O roteiro de cálculo está exemplificado a seguir com o experimento 2.

4.3.1 Balanço de massa

O balanço de massa para a água realizado para o período de tempo do ensaio (t_{processo}) pode ser representado por:

[água na suspensão de alimentação] – {[água no produto retido pelo ciclone] + [água no produto retido na câmara de secagem] + [água no material particulado que não é retido no ciclone]} = [água transferida para o ar]

[água transferida para o ar] = [água no ar de saída] - [água no ar de alimentação]

Definimos:

[perda de água], representada por $P_{m \text{ água}}$, as parcelas {[água no produto retido na câmara de secagem] + [água no material particulado que não é retido no ciclone]}.

[água na suspensão de alimentação] = $\Psi_A t_{\text{processo}} (1 - ST_A)$

[água no produto retido pelo ciclone] = $P_d X_p$, onde P_d é a massa de café produzida e retida pelo ciclone.

[água transferida para o ar] = $\dot{V}_{ar} \frac{1}{v} t_{\text{processo}} (W_{\text{saída}} - W_{\text{entrada}})$

Então:

$$P_{\text{m água}} = \Psi_A t_{\text{processo}} (1 - ST_A) - P_d X_p - \dot{V}_{ar} \frac{1}{v} t_{\text{processo}} (W_{\text{saída}} - W_{\text{entrada}})$$

Balanço de massa para o sólido:

[sólido na suspensão de alimentação] - [sólido no produto] = [sólido no produto retido na câmara de secagem] + [sólido que não é retido no ciclone]

Considerando que o segundo membro da equação é perda de sólido ($P_{m \text{ sólido}}$), tem-se:

$$P_{msólido} = \Psi_A \cdot t_{processo} \cdot ST_A - P_d \cdot (1 - X_p) \quad (15)$$

O balanço global de massa é a soma dos dois balanços apresentados acima. Sendo assim o total perdido é a soma de $P_{m \text{ água}}$ com $P_{m \text{ sólido}}$. A Tabela 7 apresenta os dados do balanço mássico de todos os 10 experimentos realizados. Os dados estão na forma de taxa mássica (g/min) para que os mesmos possam ser comparados. Devido a problemas operacionais não foi possível realizar o balanço do experimento 4.

Tabela 7 - Balanço Mássico

Experimento	Perda (g/min)			Entrada (g/min)			Saída (g/min)		
	Água	Café	Total	Água	Café	Total	Água	Café	Total
1	10,33	2,35	12,68	17,38	9,24	26,62	7,05	6,89	13,94
2	12,35	5,27	17,62	19,22	9,33	28,55	6,87	4,06	10,93
3	11,78	6,28	18,06	19,20	9,39	28,59	7,42	3,11	10,53
4	-	-	-	-	-	-	-	-	-
5	6,54	4,38	10,93	13,41	9,21	22,62	6,86	4,83	11,69
6	6,08	3,54	9,62	18,82	9,15	27,97	12,74	5,61	18,35
7	9,92	5,79	15,71	17,89	8,74	26,62	7,97	2,94	10,91
8	10,33	3,20	13,53	18,54	9,03	27,57	8,21	5,83	14,04
9	9,79	3,31	13,09	17,70	8,74	26,45	7,92	5,43	13,35
10	6,72	5,43	12,15	18,80	9,16	27,96	12,08	3,73	15,81

Nota-se que, apesar da forma cuidadosa que os experimentos foram conduzidos, houve grande perda de produto. A explicação para esta perda pode estar no fato de que com o término de cada experimento grandes quantidades de material se encontravam depositadas nas paredes do secador. Estatisticamente nem a temperatura do ar de entrada, nem a rotação do disco influenciaram a taxa de perda de massa ($p > 0,05$).

4.3.2 Análise entálpica

Pode-se avaliar o quanto o processo sofrido pelo ar durante a secagem afastou-se do processo isoentálpico. Utilizando a equação 16 pode-se calcular a entalpia máxima que o gás afluyente poderia ter (sistema isoentálpico) e a entalpia real que o mesmo apresentou (experimental). Para o cálculo da entalpia experimental foi utilizada a média das temperaturas de bulbo seco medidas na saída e a média das umidades calculadas ambas nos últimos 20 minutos do experimento.

$$i = (1,01 + 1,97 \cdot W) \cdot T + 2493 \cdot W \quad (16)$$

A Figura 8 apresenta o processo de secagem ocorrido no experimento 2.

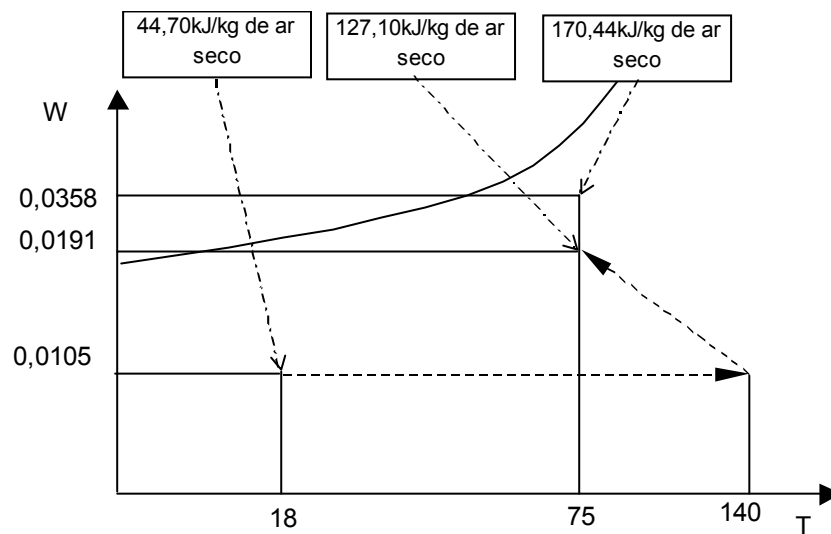


Figura 8 - Esquema do processo de secagem do experimento 2

A diferença entre a entalpia máxima e a real é a perda de energia. Esta energia pode ter sido utilizada para o aquecimento do equipamento. No caso do experimento 2 esta perda foi de 44,66 kJ/kg de ar seco. A Tabela 8 apresenta de entalpia de saída, máxima e a perda de energia em cada experimento.

Tabela 8 - Entalpia

Experimento	Temperatura do Ar de Entrada - $T_{bs\ entrada}$ (°C)	Rotação do Disco Atomizador - N (rpm)	Entalpia de Saída - $i_{saída}$ (kJ/kg ar seco)	Entalpia Máxima - $i_{máx}$ (kJ/kg ar seco)	Δi (kJ/kg ar seco)
1	140	27000	137,55	163,45	25,89
2	140	27000	125,78	170,44	44,66
3	140	30000	124,53	169,52	44,99
4	135	33000	138,47	158,65	20,18
5	140	33000	128,66	168,82	40,16
6	170	27000	164,87	200,42	35,56
7	170	27000	145,43	198,66	53,23
8	170	30000	151,55	199,84	48,29
9	170	33000	197,26	145,67	51,60
10	170	33000	164,25	200,29	36,04

A literatura relata que para diâmetros de gota inferiores a 100 μm o valor do número de Nusselt é igual a 2. Sendo assim, considerando $k_{107^\circ\text{C}} = 0,0315 \text{ W/m K}$ a condutividade térmica do ar na temperatura média entre $T_{bs\ entrada}$ e $T_{bu\ saída}$, pode ser feito o seguinte cálculo, tomando como exemplo o experimento 2, tem-se o valor dado pela Equação 17:

$$Nu = \frac{h \cdot D_{vs}}{k} = 2 = \frac{h \cdot 63 \cdot 10^{-6}}{0,0315} \Rightarrow h = 1001,4 \frac{W}{m^2 K} \quad (17)$$

A Tabela 9 apresenta os valores encontrados de h (coeficiente de convecção) para cada experimento realizado. Os valores encontrados foram muito próximos, porém, nota-se a influencia da rotação e da temperatura de entrada do ar nesse coeficiente ($p < 0,05$). Pode-se concluir que a cinética de secagem nos experimentos teve a influência da rotação do disco atomizador e da temperatura. Ou seja, a velocidade com que o café secou dependeu do tamanho da gota formada (rotação do atomizador) e da temperatura do ar.

O ar de seca utiliza parte da sua energia para aquecer as paredes do equipamento e, parte é transferida para a suspensão. Esta segunda parcela da energia, Q_s , pode ser definida como:

$Q_s = [\text{energia para evaporar a água}] + [\text{energia para aquecer o sólido}] +$
 $[\text{energia para aquecer a água residual contida no sólido}] = Q_{\text{evap}} + Q_{\text{qs}} + Q_{\text{qr}}$

Energia para evaporar a água (Q_{evap}):

Pode-se calcular a quantidade de água evaporada pela equação abaixo:

$$P_{\text{águaevaporada}} = -\Phi_{AR} \cdot t_{\text{processo}} \cdot W \cdot \rho_{AR} + \Phi_{AR} \cdot \sum_i W_i \cdot \Delta t_i \cdot \rho_{ARi} \quad (18)$$

A energia requerida para evaporar essa quantidade de água é dada por:

$$Q_{\text{evap}} = P_{\text{águaevaporada}} \cdot i_{FG} \quad (19)$$

Energia para aquecer o sólido (Q_{qs}):

Q_{qs} será dada pela seguinte equação:

$$Q_{\text{qs}} = \Psi_A \cdot t_{\text{processo}} \cdot ST_A \cdot c_s \cdot (T_{\text{produto}} - T_{\text{susp}}) \quad (20)$$

Energia para aquecer a água residual contida no sólido (Q_{qr}):

Supondo que a umidade de todo sólido ao final do processo seja igual àquela do produto recolhido pelo ciclone tem-se:

$$Q_{\text{qr}} = \Psi_A \cdot t_{\text{processo}} \cdot ST_A \cdot X_P \cdot c_a \cdot (T_{\text{produto}} - T_{\text{susp}}) \quad (21)$$

A Tabela 9 apresenta os valores de Q_{evap} , Q_{qs} , Q_{qr} e Q_s para todos os experimentos. Percebe-se que a parcela do calor destinada para a evaporação da água (Q_{evap}) é maior que as outras. É Q_{evap} a responsável pela secagem do produto. Seria interessante encontrar maneiras de minimizar as outras parcelas da energia utilizada para convertê-las em Q_{evap} . Assim, quantidades de água maiores poderiam ser evaporadas com a mesma quantidade energia. Estatisticamente, para a faixa de trabalho utilizada, nem a temperatura do ar de entrada, nem a rotação do disco atomizador influenciaram significativamente em Q_s

Sendo assim, para essa faixa de trabalho sugere-se a utilização de parâmetros que tenham custos menores, ou seja, operar o equipamento com baixa rotação e baixa temperatura de entrada do ar.

Tabela 9 - Balanço Térmico

Experimento	Temperatura do Ar de Entrada - $T_{bs\ entrada} (^{\circ}C)$	Rotação do Disco Atomizador - N (rpm)	h (kW/m ² K)	Q_{evap} (kJ)	Q_{qs} (kJ)	Q_{qr} (kJ)	Q_s (kJ)
1	140	27000	1,0	429	-	-	-
2	140	27000	1,0	223	14,8	2,0	240
3	140	30000	1,1	288	10,7	1,9	300
4	135	33000	1,1	625	15,0	2,8	643
5	140	33000	1,1	242	17,7	2,4	262
6	170	27000	1,1	819	22,7	2,2	844
7	170	27000	1,1	378	18,9	2,3	399
8	170	30000	1,1	366	26,0	3,7	395
9	170	33000	1,2	373	26,3	4,0	404
10	170	33000	1,2	763	16,8	1,7	781

A eficiência do processo pode ser encontrada a seguir, determinada pela equação abaixo. Os baixos valores de rendimento vêm confirmar a fuga de calor – calor não destinado para a secagem.

$$\eta_s = \frac{Q_{evap}}{\dot{m}_{ar} c_{ar} (T_e - T_{amb})} \quad (22)$$

Tabela 10 - Rendimento da secagem

Experimento	Temperatura do Ar de Entrada - $T_{bs\ entrada} (^{\circ}C)$	Rotação do Disco Atomizador - N (rpm)	Q_{evap} (kJ)	T_{amb} ($^{\circ}C$)	η_s
1	140	27000	429	16,0	3,2%
2	140	27000	223	18,0	1,7%
3	140	30000	288	17,0	2,2%
4	135	33000	625	18,0	5,0%
5	140	33000	242	16,0	1,8%
6	170	27000	819	16,0	5,0%
7	170	27000	378	17,5	2,3%
8	170	30000	366	16,5	2,2%
9	170	33000	373	16,0	2,3%
10	170	33000	763	17,5	4,7%

Os valores de rendimento mostrados na Tabela 10 sugerem que na utilização do processo *spray-dryer* para a produção de café solúvel existe um potencial significativo para redução do custo operacional associado ao consumo de energia. Procedimentos como: a utilização do ar de descarga para outras operações do processo industrial como um todo; como exemplo encaminhar este ar como parcela do ar primário de um queimador de combustível para geradores de vapor d'água; ou utilização de parte do mesmo no próprio processo de secagem como recirculação poderiam melhorar o desempenho do processo produtivo em geral.

4.3.3 Área de Troca Térmica

Pode-se estimar a área de troca térmica inicial total de cada experimento, ou seja, a área de todo líquido atomizado que entrou no secador. O volume de uma gota é dado por $\pi D_{vs}^3/6$. O número total de gotas formadas pode ser estimado considerando o volume de extrato de café alimentado no *spray-dryer* (V_T). No caso do segundo experimento, $V_T = 823,11 \text{ cm}^3$. Sendo assim:

$$V_T = N_g \cdot \frac{\pi \cdot D_{vs}^3}{6} \Rightarrow N_g = \frac{V_T \cdot 6}{\pi \cdot D_{vs}^3} = \frac{823,11 \cdot 10^{-6} \cdot 6}{\pi \cdot (63 \cdot 10^{-6})^3} = 6,28 \cdot 10^9 \text{ gotas} \quad (23)$$

Dado que a área de uma gota (A_{gota}) é definida como πD_{vs}^2 , calcula-se a área de troca térmica (A_T) multiplicando-se N_g por A_{gota} . A Tabela 11 apresenta a área de troca térmica inicial total e o número de gotas de cada experimento. Nota-se a grande área formada em cada experimento, sendo o responsável para tal o disco atomizador. Grandes áreas de troca possibilitam que o calor se transfira facilmente e a secagem se dê de forma mais rápida ($Q=UA\Delta T$). Desta forma, apenas pequenas quantidades de elementos voláteis se perderão e o produto final terá alto teor de componentes aromáticos.

Tabela 11 – Área Total Inicial de Troca Térmica

Experimento	Temperatura do Ar de Entrada - $T_{bs\ entrada}$ (°C)	Rotação do Disco Atomizador - N (rpm)	D_{vs} (m)	V_T (m ³)	N_g	A_T (m ²)
1	140	27000	6,4E-05	9,15E-04	6,67E+09	85,8
2	140	27000	6,3E-05	8,23E-04	6,29E+09	78,4
3	140	30000	5,9E-05	8,27E-04	7,69E+09	84,1
4	135	33000	5,6E-05	8,90E-04	9,68E+09	95,4
5	140	33000	5,6E-05	8,15E-04	8,86E+09	87,3
6	170	27000	6,3E-05	8,04E-04	6,14E+09	76,6
7	170	27000	6,3E-05	7,69E-04	5,87E+09	73,2
8	170	30000	6,0E-05	7,98E-04	7,06E+09	79,8
9	170	33000	5,7E-05	7,72E-04	7,96E+09	81,3
10	170	33000	5,6E-05	8,08E-04	8,79E+09	86,6

4.4 Umidade do Pó (X_p)

Realizaram-se análises de umidade de pó segundo Tabela 5. Os resultados de cada experimento estão contidos na Tabela 12. Não foi encontrada diferença significativa da umidade em relação à rotação do disco atomizador. Porém, notou-se que existe dependência da umidade do pó com a temperatura do ar de entrada. A mínima diferença significativa (MDS) encontrada foi de 0,01. O teste de Tukey, com confiança de 95%, aponta que cada grupo difere entre si. Na tabela, letras diferentes representam diferenças significativas entre grupos. Entre os experimentos realizados, 1, 3, 4, 6 e 9 apresentaram umidade superior a 0,0526 g água/g sólido seco que é a recomendada pela ANVISA (Brasil, 1999).

Tabela 12 - Umidade do Produto

Teste	Temperatura do Ar de Entrada - T_{bs} entrada ($^{\circ}C$)	Rotação do Disco Atomizador - N (rpm)	Umidade do Pó - X_p (g de água/g de sólido seco)
1	140 ^a	27000	0,0652±0,0024
2	140 ^a	27000	0,0483±0,0010
3	140 ^a	30000	0,0630±0,0004
4	135 ^b	33000	0,0670±0,0042
5	140 ^a	33000	0,0482±0,0033
6	170 ^c	27000	0,0630±0,0004
7	170 ^c	27000	0,0506±0,0017
8	170 ^c	30000	0,0506±0,0017
9	170 ^c	33000	0,0552±0,0025
10	170 ^c	33000	0,0365±0,0021

4.5 Atividade de Água (a_w)

Realizaram-se análises de atividade de água do pó segundo procedimento descrito na seção 3.2.6. Notou-se, após análise estatística, influência tanto da temperatura do ar de entrada quanto da rotação do disco atomizador nesta análise. A Tabela 13 apresenta os dados da atividade de água, a mínima diferença significativa (MDS) e as diferenças entre grupos. Letras diferentes representam diferenças significativas entre grupos.

Tabela 13 - Atividade de Água

Experimento	Temperatura do Ar de Entrada - $T_{bs\ entrada}$ ($^{\circ}C$)	Rotação do Disco Atomizador - N (rpm)	Atividade de Água - a_w
1	140 ^a	27000 ^d	0,170±0,008
2	140 ^a	27000 ^d	0,150±0,140
3	140 ^a	30000 ^{de}	0,149±0,009
4	135 ^b	33000 ^e	0,208±0,010
5	140 ^a	33000 ^e	0,119±0,013
6	170 ^c	27000 ^d	0,097±0,004
7	170 ^c	27000 ^d	0,106±0,011
8	170 ^c	30000 ^{de}	0,109±0,013
9	170 ^c	33000 ^e	0,104±0,006
10	170 ^c	33000 ^e	0,099±0,012

4.6 Densidade Aparente (ρ_{ap})

Foi realizada a medida de densidade aparente segundo procedimento descrito. Os resultados, em kg/m^3 , estão na Tabela 14. A análise estatística nos mostra que, para a faixa estudada, não há influência nem da temperatura nem da rotação do disco atomizador nesse parâmetro.

Tabela 14 - Densidade Aparente

Experimento	Rotação do Disco Atomizador - N (rpm)	Temperatura do Ar de Entrada - $T_{bs\ entrada}$ ($^{\circ}C$)	Densidade Aparente - ρ_{ap} (kg/m^3)
1	27000	140	465±10
2	27000	140	445±10
3	30000	140	416±6
4	33000	135	483±4
5	33000	140	373±3
6	27000	170	409±6
7	27000	170	400±6
8	30000	170	371±4
9	33000	170	376±6
10	33000	170	410±2

4.7 Diâmetro Médio de Partícula (d_p)

Seguiu-se o procedimento de análise citado na Tabela 5. No tratamento de imagens utilizaram-se ferramentas de correção da imagem. Com tais ferramentas foi possível a exclusão de ruídos da imagem capturada, inclusão de pontos que, por ventura, ficaram fora da área de captação e a determinação de bordas das partículas que, em alguns casos, se mescla com a partícula vizinha, podendo causar erros na hora da determinação do d_p pelo *software*. O programa LEICA Q500MC analisa as imagens selecionadas e gera uma tabela com o número de partículas contidas na imagem capturada, o comprimento, a largura, a circularidade e o diâmetro equivalente (d_p) de cada partícula. A circularidade é a razão entre o comprimento e a largura, de modo que o denominador seja a menor medida, assumindo, portanto, valores maiores que 1. Quanto mais próximo de 1, mais esférica é a partícula. O diâmetro equivalente (d_p) é o diâmetro que a partícula teria se fosse perfeitamente esférica, tendo por base sua área.

Em cada amostra foram contadas aproximadamente 800 partículas. A Tabela 15 apresenta a média e desvio padrão de cada experimento.

Tabela 15 - Tamanho de partícula

Experimento	Rotação do Disco Atomizador - N (rpm)	Temperatura do Ar de Entrada - $T_{bs\ entrada}$ (°C)	Diâmetro Equivalente - D_{eq} (μm)
1	27000	140	31±12
2	27000	140	26±10
3	30000	140	28±10
4	33000	135	26±9
5	33000	140	28±10
6	27000	170	37±15
7	27000	170	33±11
8	30000	170	36±13
9	33000	170	35±14
10	33000	170	30±9

Para cada experimento foi confeccionado um histograma do tamanho de partícula e um polígono de frequência da circularidade. Os histogramas, polígonos de frequência e fotos tiradas são mostrados nas Figuras 9 a 18.

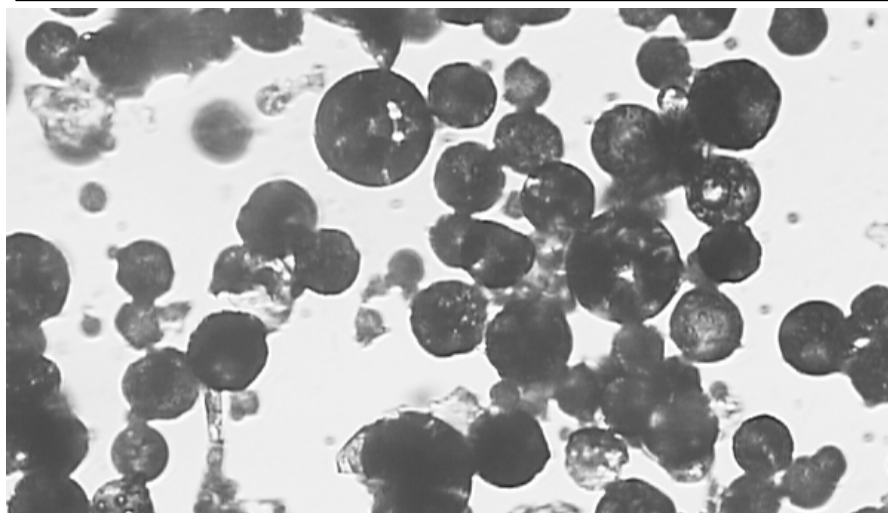
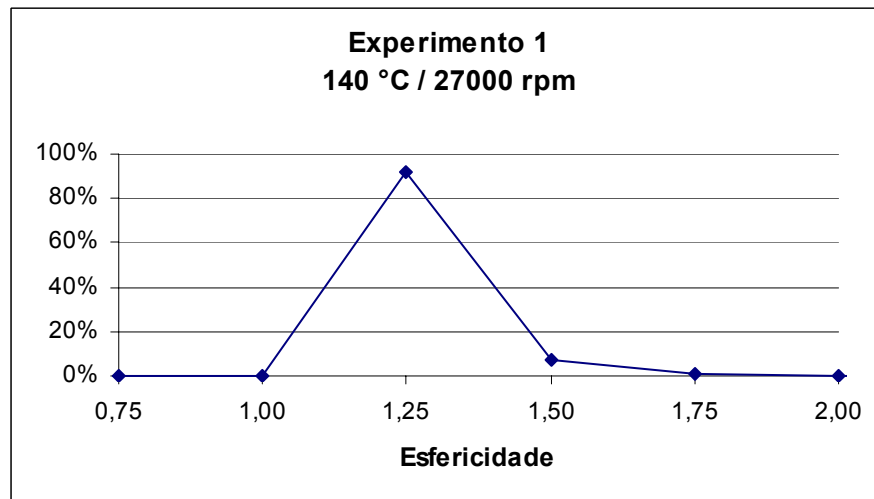
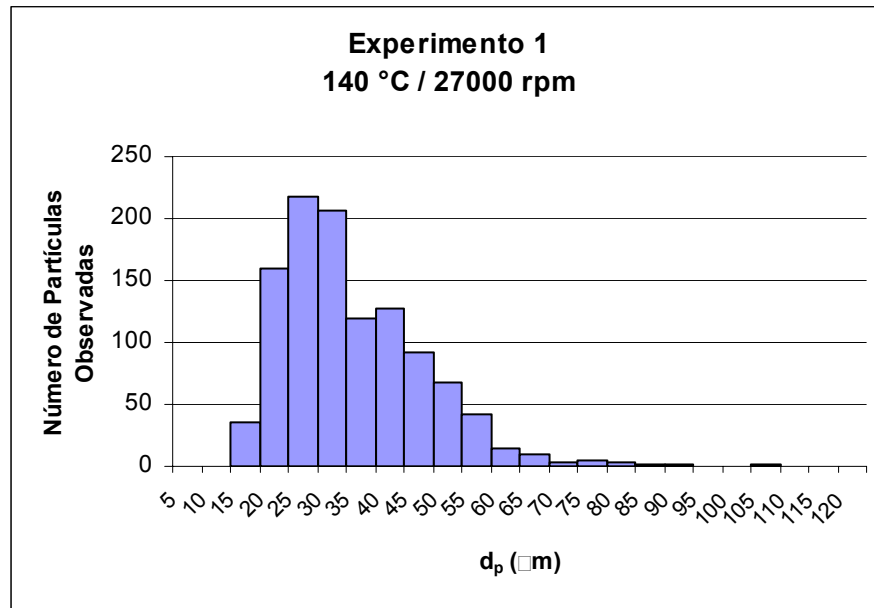


Figura 9 - Experimento 1: Diâmetro Equivalente, Esfericidade e Imagem (aumento de 20x)

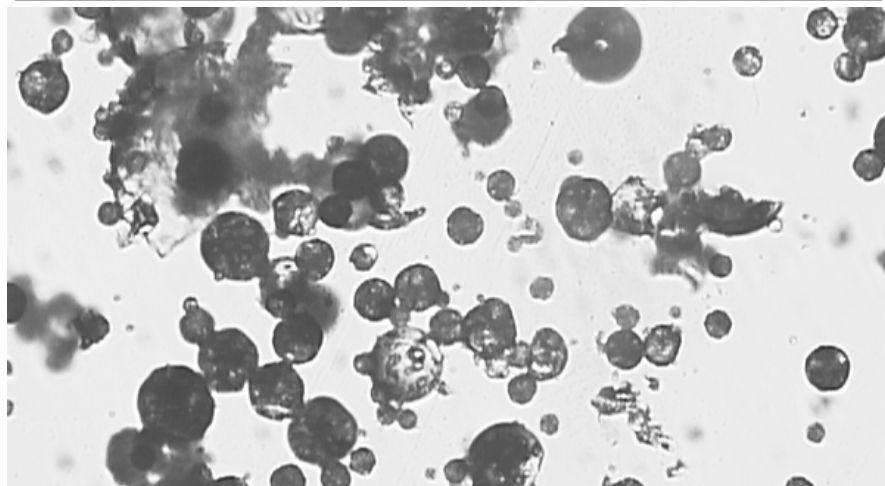
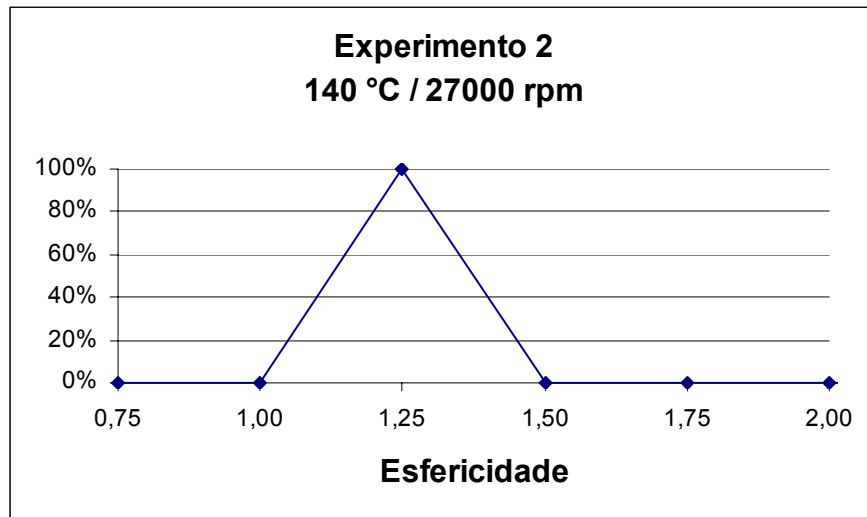
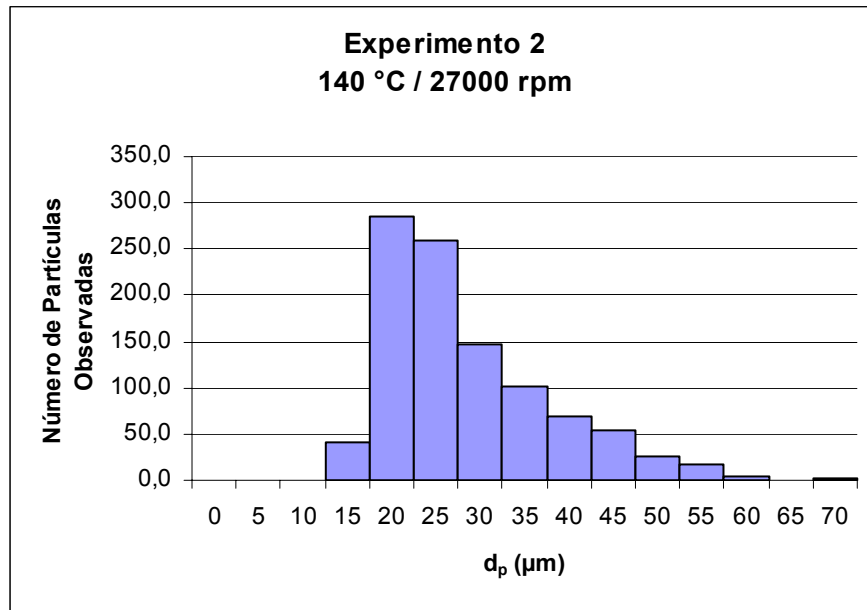


Figura 10 - Experimento 2: Diâmetro Equivalente, Esfericidade e Imagem (aumento de 20x)

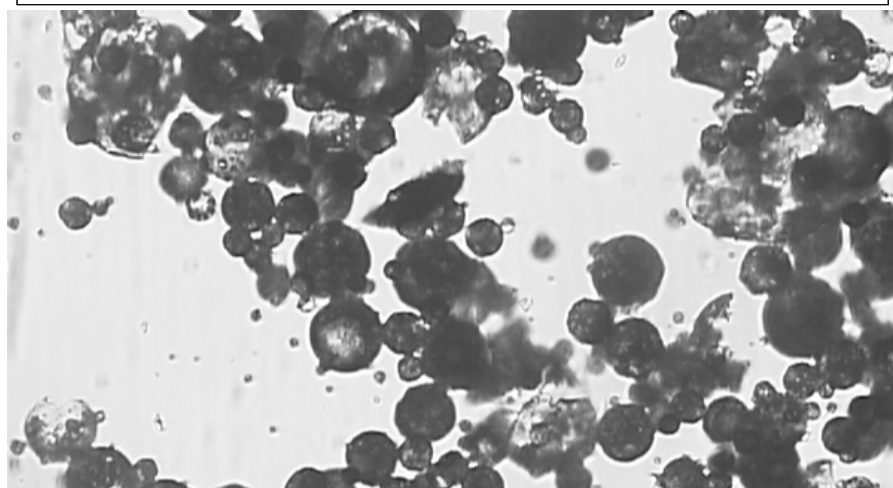
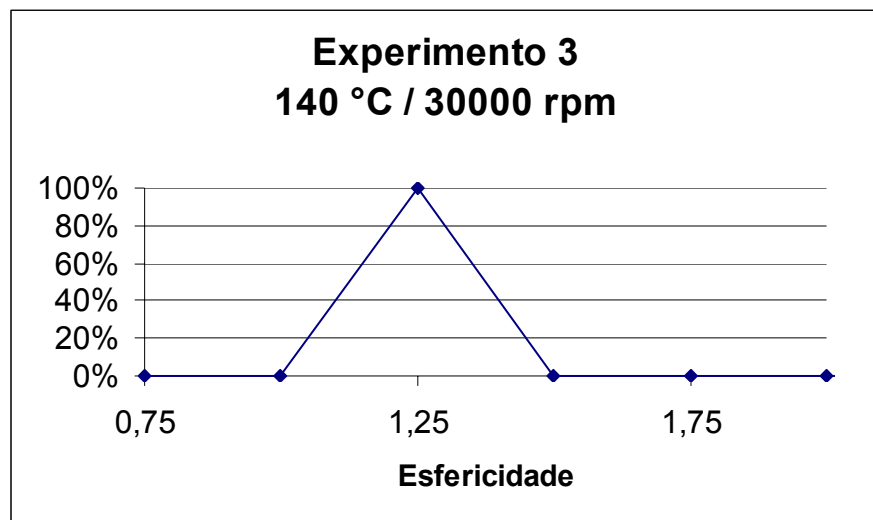
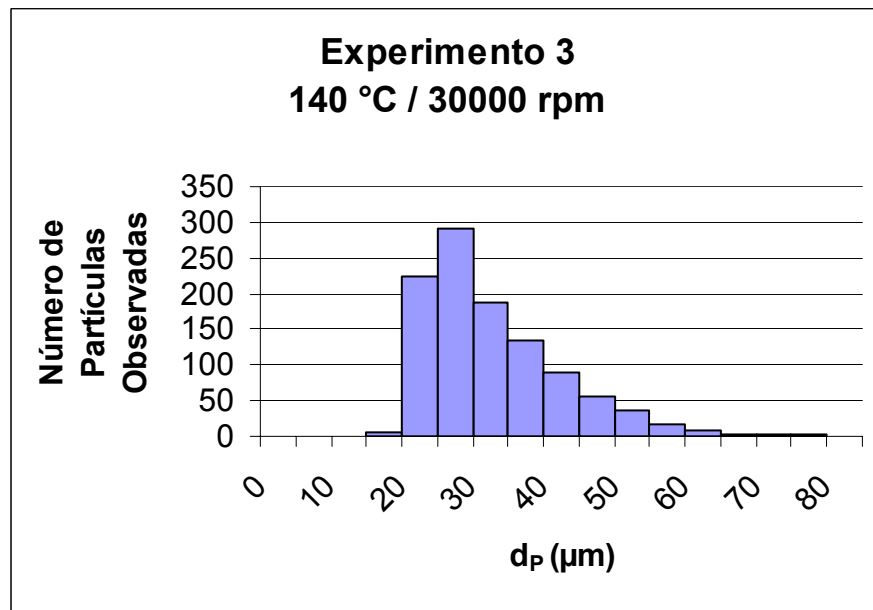


Figura 11 - Experimento 3: Diâmetro Equivalente, Esfericidade e Imagem (aumento de 20x)

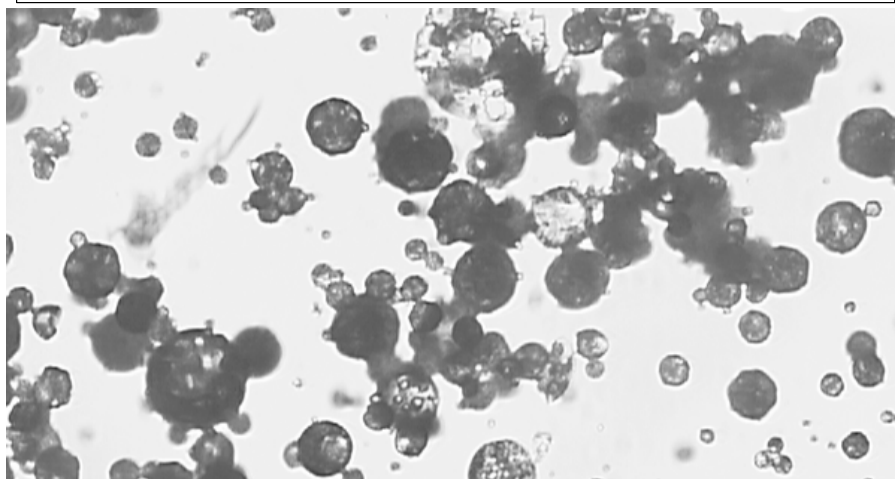
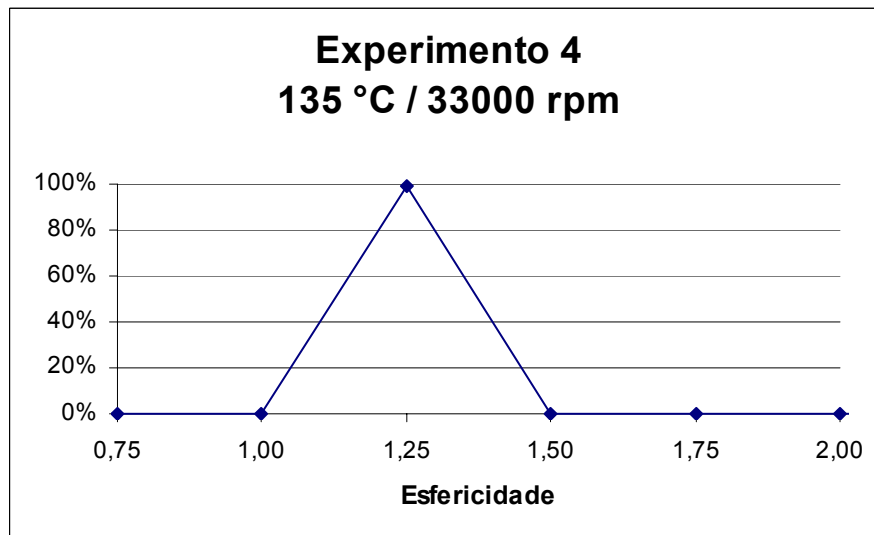
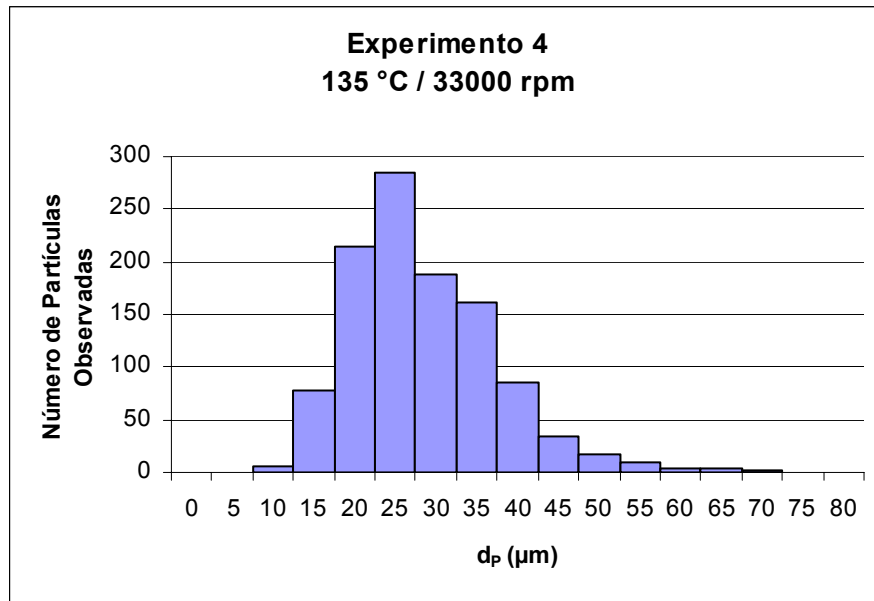


Figura 12 - Experimento 4: Diâmetro Equivalente, Esfericidade e Imagem (aumento de 20x)

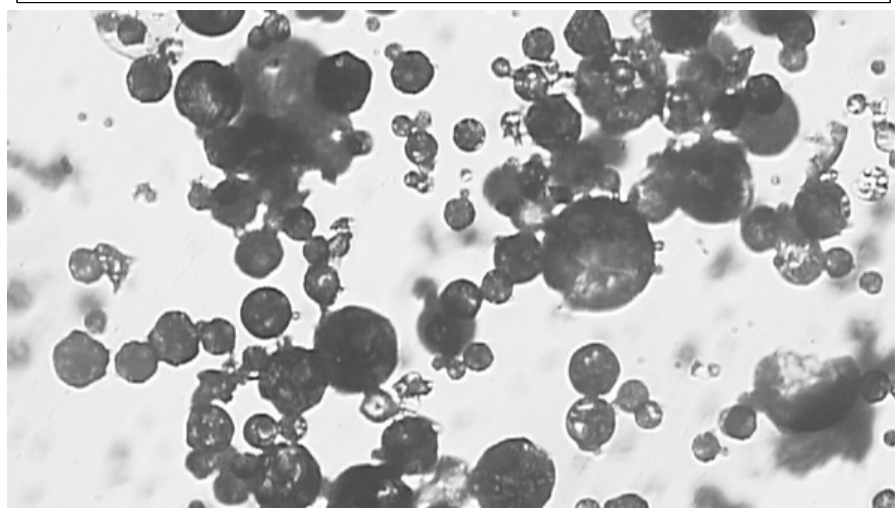
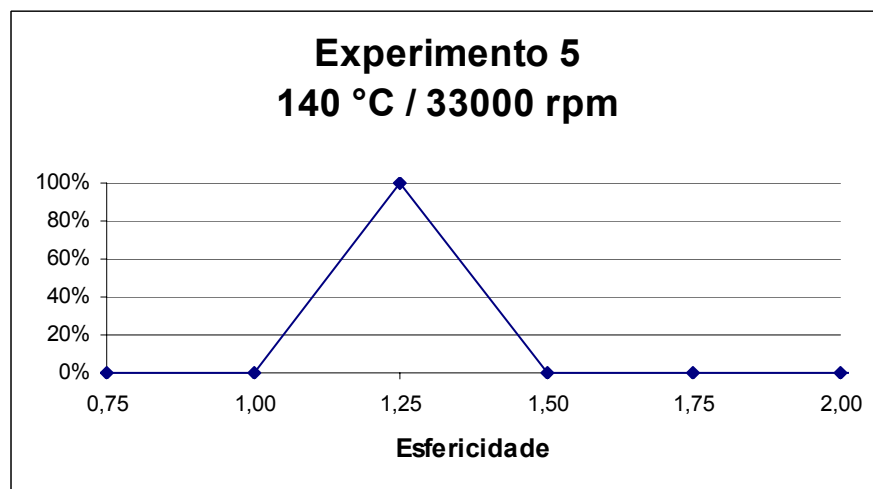
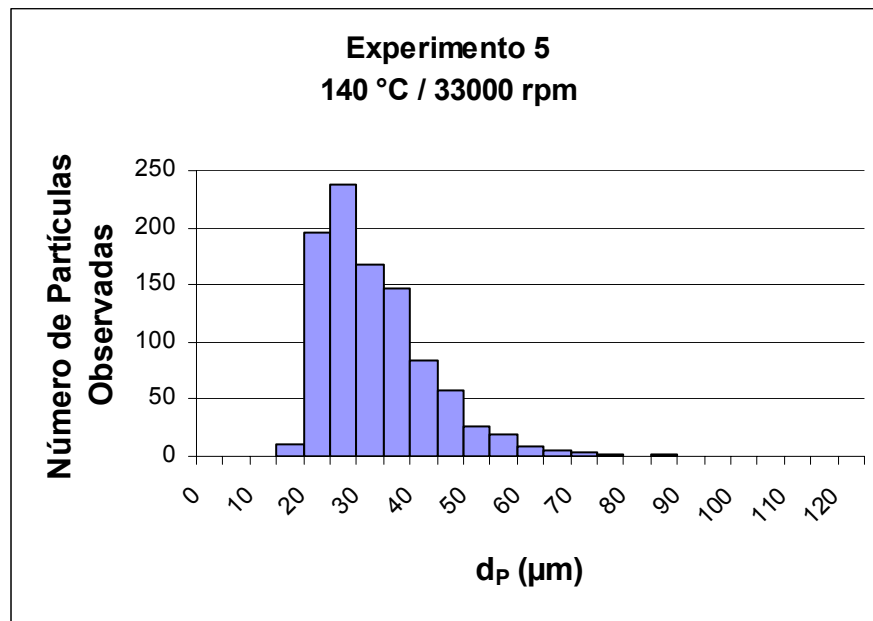


Figura 13 - Experimento 5: Diâmetro Equivalente, Esfericidade e Imagem (aumento de 20x)

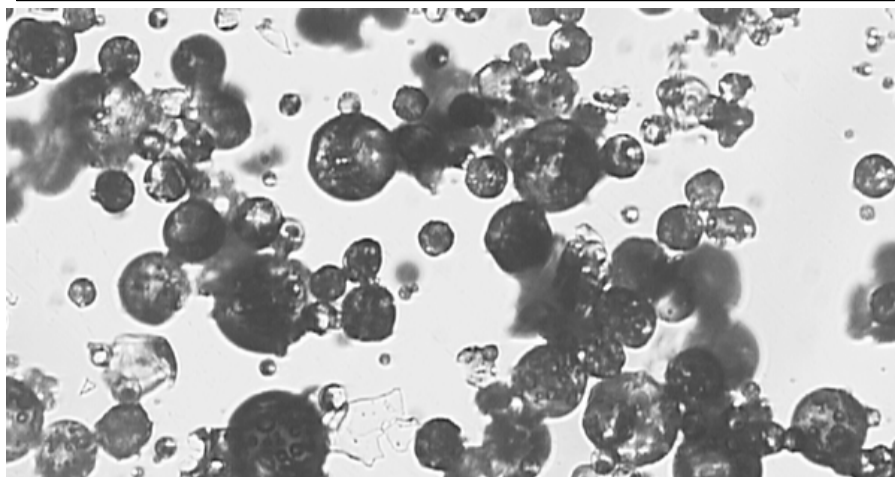
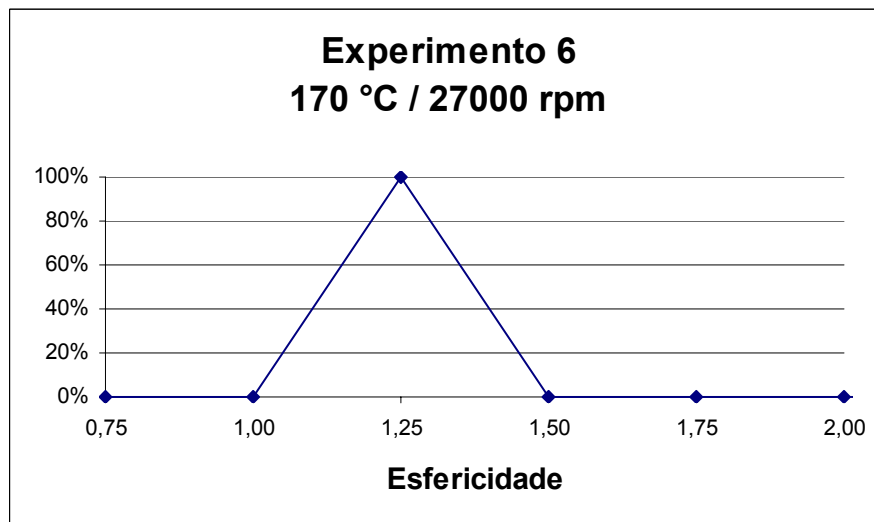
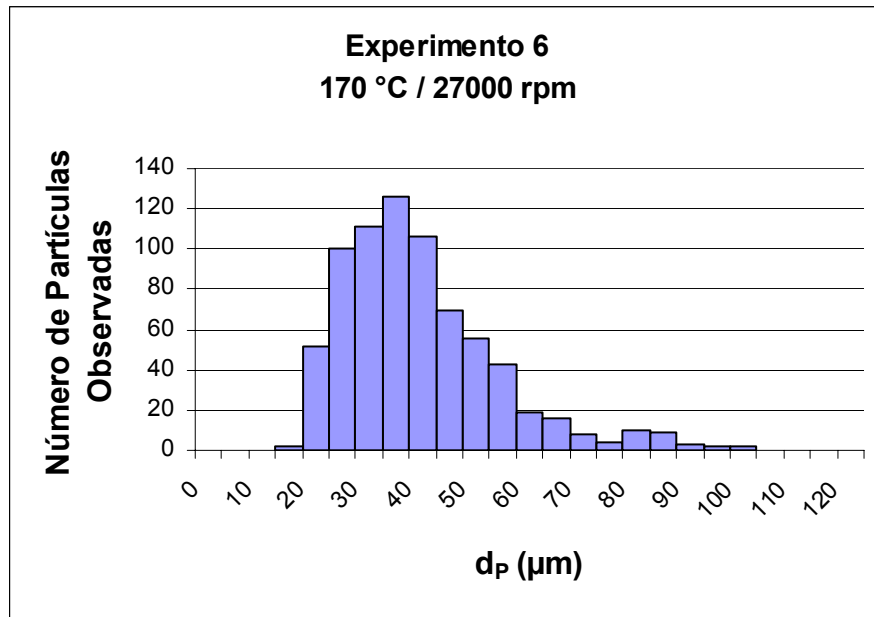


Figura 14 - Experimento 6: Diâmetro Equivalente, Esfericidade e Imagem (aumento de 20x)

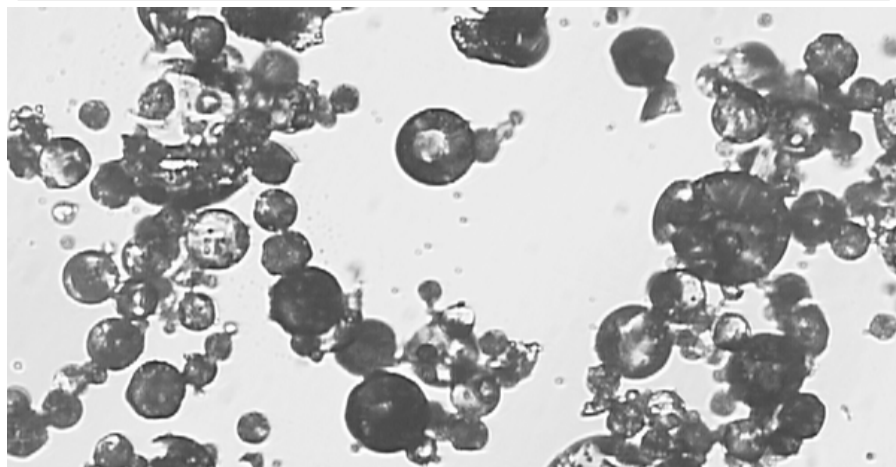
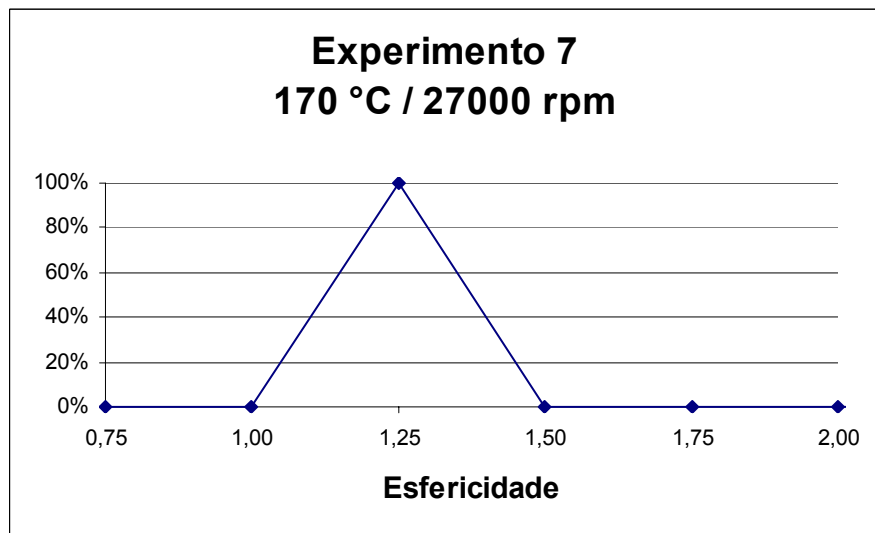
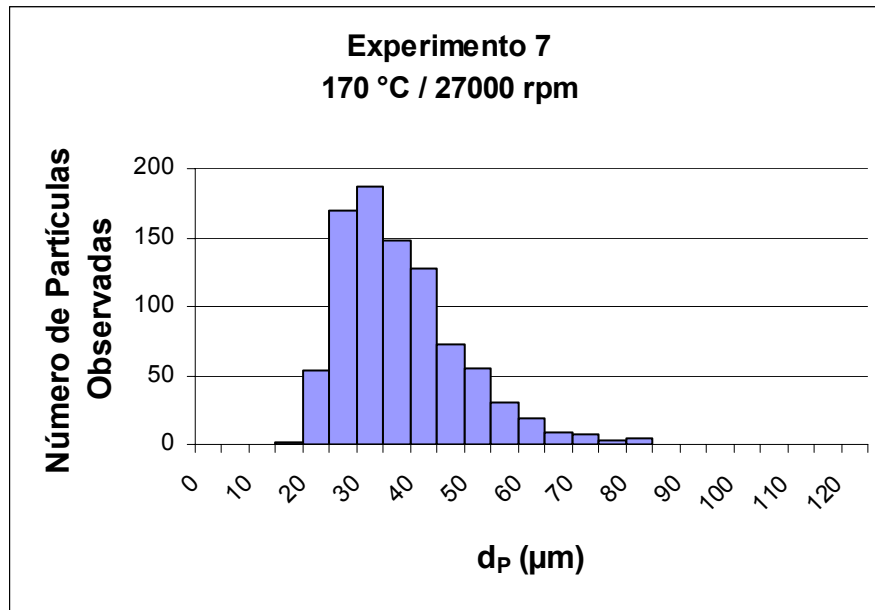


Figura 15 - Experimento 7: Diâmetro Equivalente, Esfericidade e Imagem (aumento de 20x)

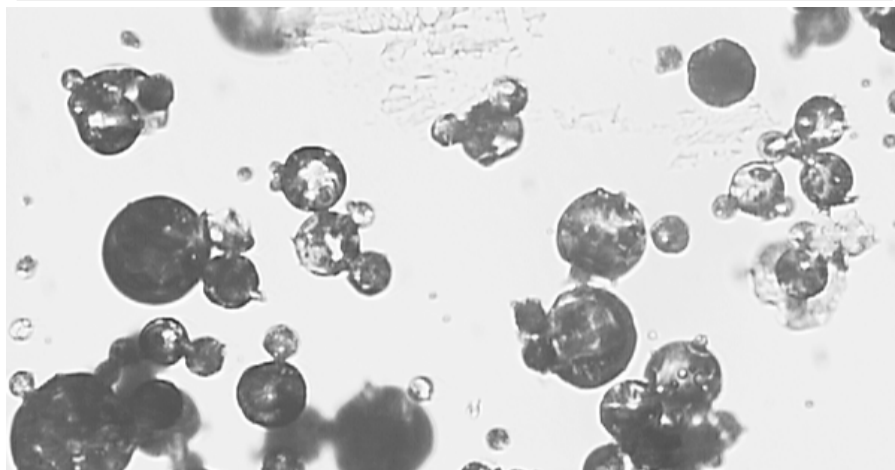
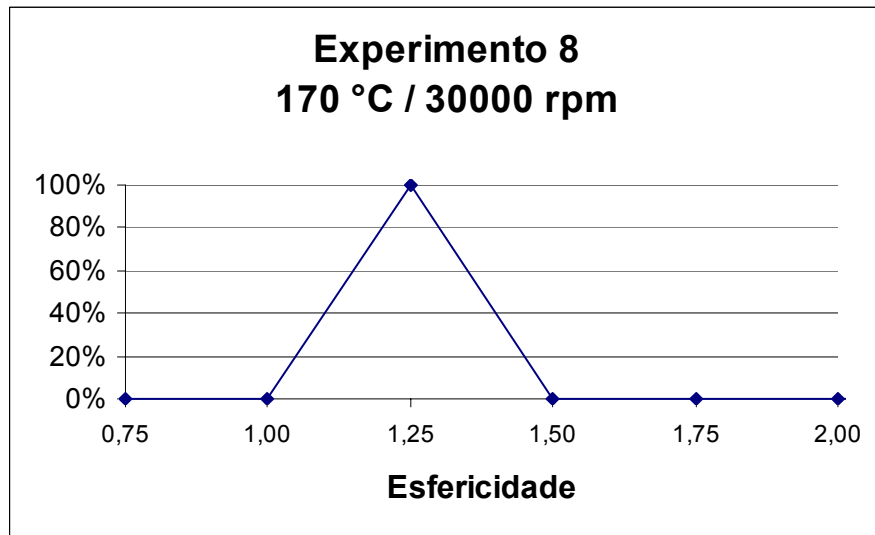
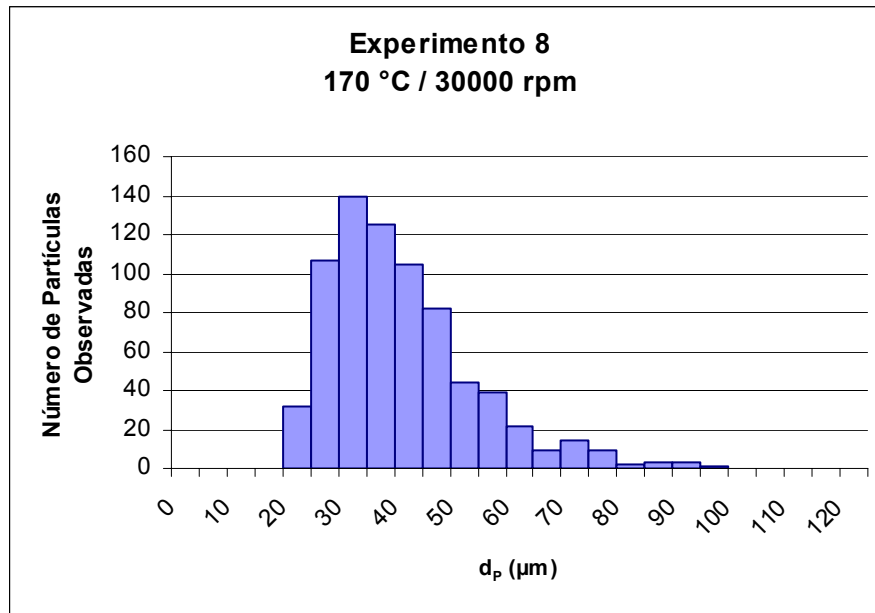


Figura 16 - Experimento 8: Diâmetro Equivalente, Esfericidade e Imagem (aumento de 20x)

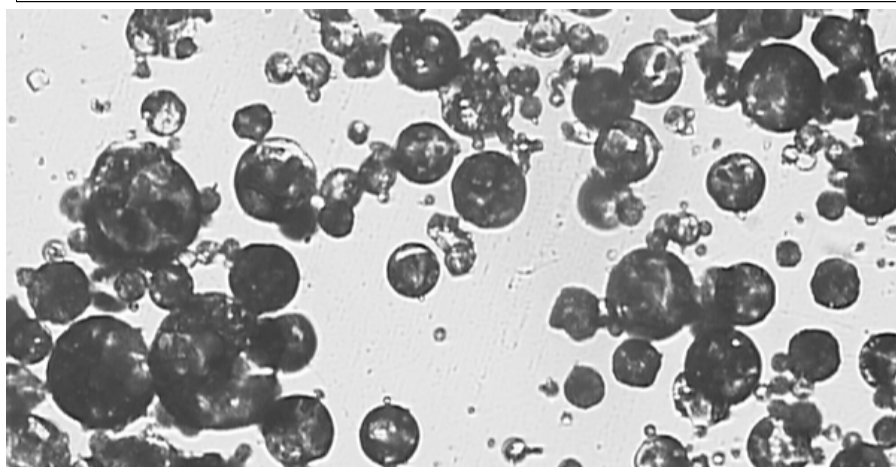
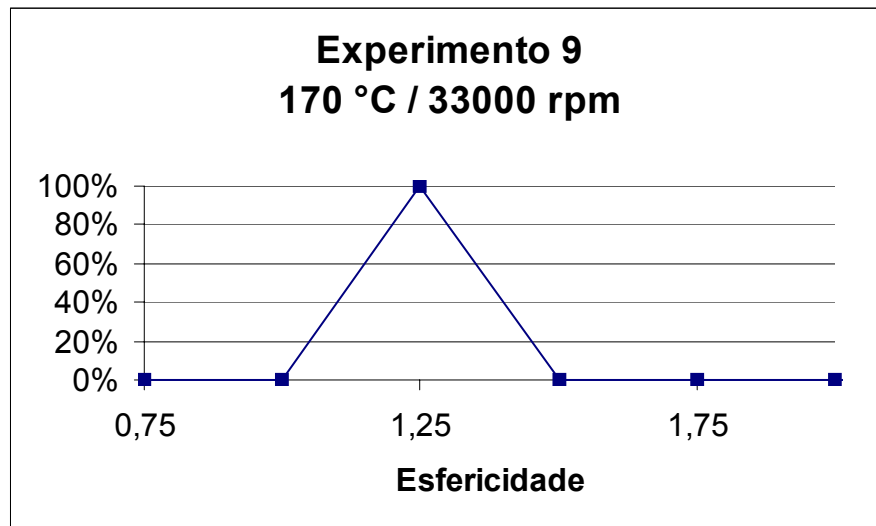
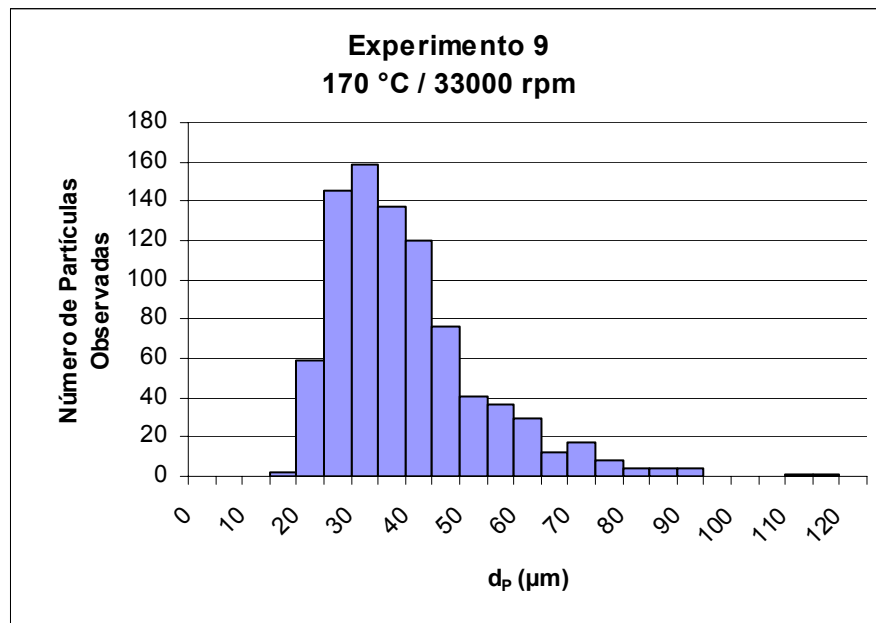


Figura 17 - Experimento 9: Diâmetro Equivalente, Esfericidade e Imagem (aumento de 20x)

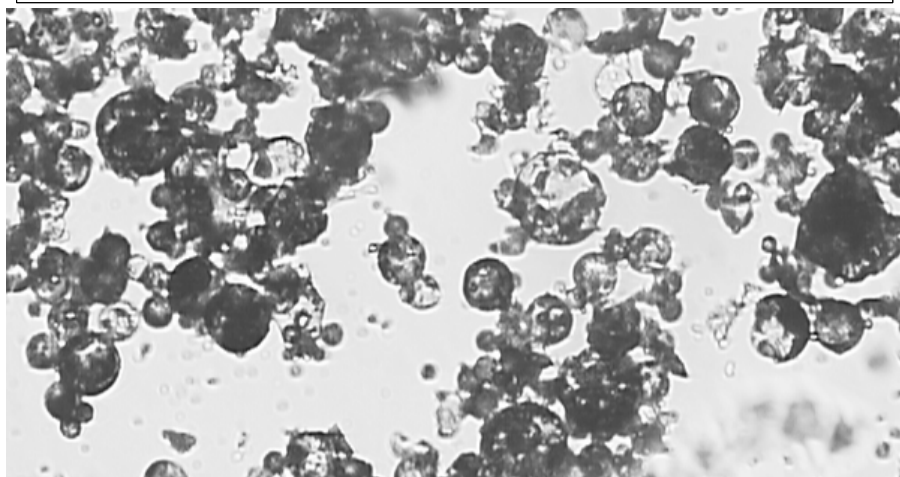
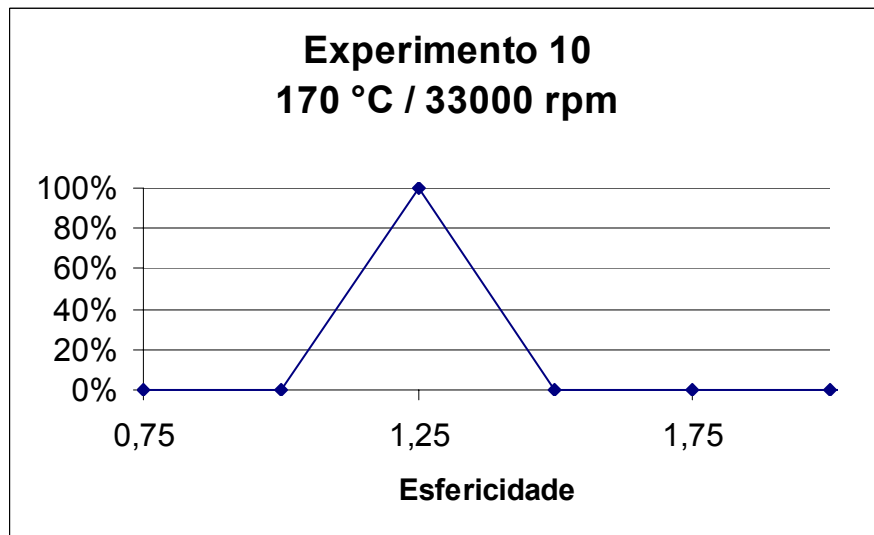
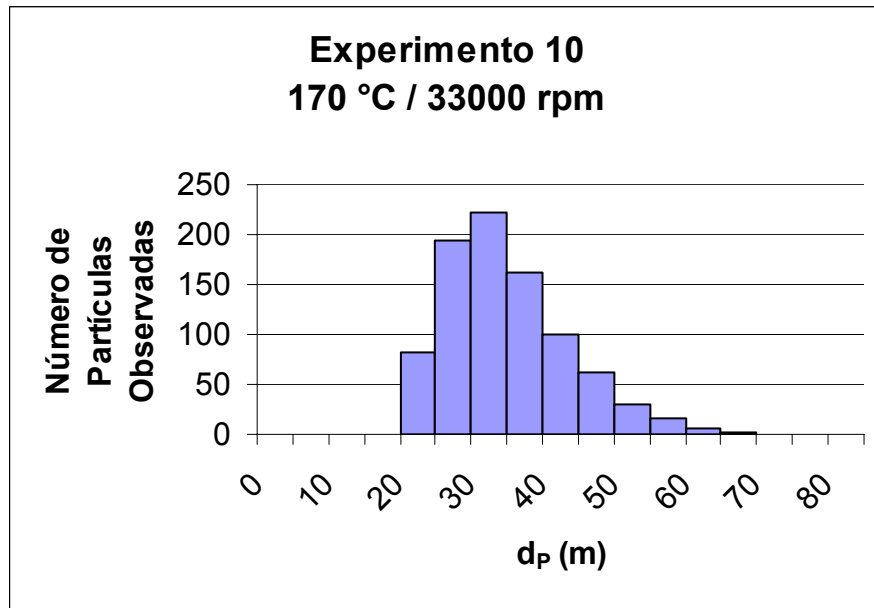


Figura 18 - Experimento 10: Diâmetro Equivalente, Esfericidade e Imagem (aumento de 20x)

Nota-se pelos dados acima que as partículas de café solúvel produzidas tendem a ser maiores quanto maior a temperatura do ar de secagem. Uma explicação seria a formação de uma crosta na superfície da partícula devido à secagem rápida desta região. King; Kieckbusch e Greenwald (1984) citam alguns estudos sobre a formação da crosta no processo de secagem. Tais estudos estão geralmente associados à retenção de substâncias voláteis durante a secagem. Se comprovado futuramente este fenômeno, nestes experimentos realizados poder-se-ia esperar que a retenção de voláteis nas partículas produzidas utilizando temperaturas maiores (170°C) fosse maior que a das partículas produzidas com menores temperaturas do ar (140 °C) (KING; KIECKBUSCH; GREENWALD, 1984).

Outra característica percebida nos experimentos é a esfericidade das partículas. A esfericidade apresentada esteve entre 1,00 e 1,25 na maioria das partículas em todos os experimentos. Partículas esféricas tendem a se secar uniformemente, não formando possíveis pontos de aquecimento excessivo responsáveis degradação térmica. A secagem uniforme também minimiza a perda de substâncias voláteis pois esta atinge a umidade crítica rapidamente, não perdendo mais substâncias orgânicas, apenas umidade (KING; KIECKBUSCH; GREENWALD, 1984).

A mesma análise realizada para o tamanho de partícula das amostras coletadas em cada experimento foi feita para uma amostra de café solúvel produzida industrialmente. Neste processo de fabricação a atomização é feita por bocal de pressão e fluxos. A Figura 19 apresenta os resultados das medidas de distribuição de frequência de tamanho de partícula e frequência de esfericidade.

O exame dos valores ali observados para este produto comercial produzido a partir de extrato de café similar ao utilizado neste trabalho mostra que o tamanho das partículas no geral são maiores – $(181,15 \pm 81,65) \mu\text{m}$ – porém o controle do tamanho é menor, visto que a distribuição deste parâmetro se apresentou mais espalhada que a das amostras produzidas neste estudo. Partículas grandes possuem maior peso, o que facilita a submersão no líquido e assim sua dissolução para a preparação da bebida.

As partículas da amostra comercial mostraram-se menos esféricas que as amostras produzidas neste estudo. Encontrou-se partículas com até 2,75 de esfericidade. Apenas 48% das partículas apresentaram esfericidade entre 1,00 e

1,25. Isso é característico de partículas produzidas em *spray-dryers* com atomização por bocal (FRIEDMAN; GLUCKERT; MARSHALL, 1952).

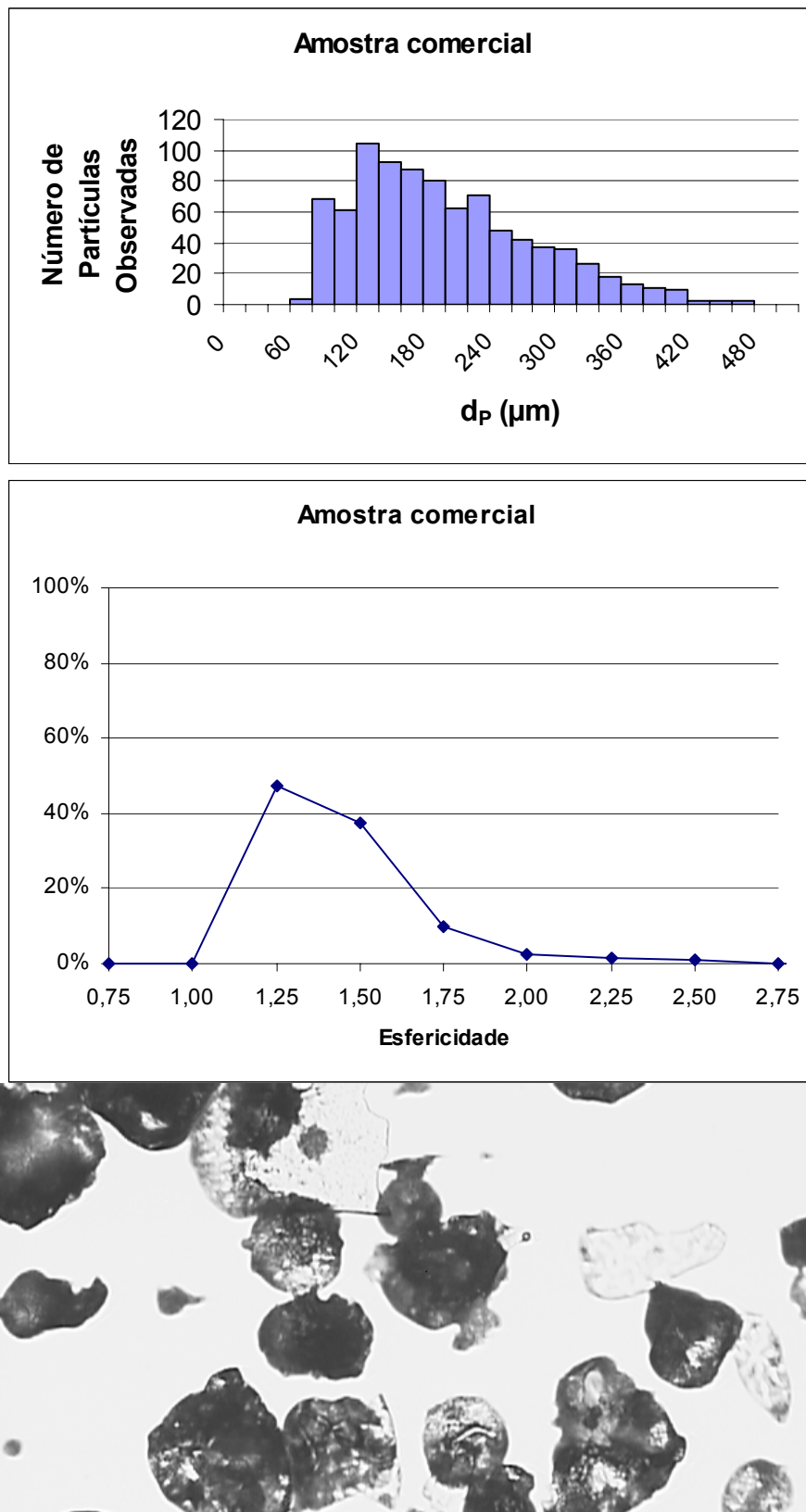


Figura 19 - Produto comercial: Diâmetro Equivalente, Esfericidade e Imagem (aumento de 10x)

5 CONCLUSÕES

Foram realizados testes de secagem de extrato de café em *spray-dryer* em diferentes condições de temperatura e rotação do disco atomizador. O produto da secagem (café solúvel) apresentou tendência de maior umidade quanto menor foi a temperatura de secagem. O mesmo comportamento foi encontrado no tamanho de partícula, ou seja, notou-se tendência de maiores partículas quanto menor foi a temperatura de secagem. Notou-se a influência tanto da temperatura quanto da rotação do disco atomizador na análise da atividade de água.

As partículas de café solúvel produzidas nos testes apresentaram esfericidade próximas de 1,00, diferentes das partículas comerciais, produzidas por meio de bocais atomizadores, que tiveram valores variados deste parâmetro. Isso denota que partículas produzidas por discos atomizadores são mais esféricas que as produzidas por bocais. A distribuição do tamanho de partícula mostrou que as partículas comerciais são menos definidas, ou seja, a distribuição das amostras é mais aberta que as das amostras produzidas por disco atomizador. Tal fato comprova o controle que se tem sobre o tamanho das partículas utilizando esse tipo de atomização.

Os balanços de massa e energia apontaram a baixa eficiência do processo. Boa parte da energia gerada para a secagem não foi utilizada para este fim. Seria interessante estudar meios de otimizar o uso da energia para fazer um produto com menor custo agregado. Uma alternativa seria utilizar o gás de saída para pré-aquecer o ar de entrada. Assim, a potência utilizada na resistência poderia ser menor. Outra alternativa seria procurar outras formas de aquecimento de ar como a utilização de recuperadores de calor de outras áreas fabris. Procedimentos como: a utilização do ar de descarga para outras operações do processo industrial como um todo; como exemplo encaminhar este ar como parcela do ar primário de um queimador de combustível para geradores de vapor d'água; ou utilização de parte do mesmo no próprio processo de secagem como recirculação poderiam melhorar o desempenho do processo produtivo em geral.

Grande parte da massa perdida no sistema ficou retida nas paredes internas do secador. Algumas hipóteses para esclarecer esse fato podem ser consideradas: primeiramente que o *design* do secador não favorece o escoamento das partículas

pelas suas paredes. Outra hipótese seria que o ventilador anexo ao equipamento, utilizado para insuflar ar no secador, não está dimensionado corretamente. Sendo assim, o ar não teria força para carregar as partículas maiores. Uma última hipótese seria o superaquecimento das paredes internas do secador. Ao entrarem em contacto com a superfície quente, as partículas podem ter atingido a temperatura de transição vítrea, o que acarretaria na adesão das mesmas na parede. King, Kiechbusch e Greenwald (1984) comentam sobre a possibilidade de inserir uma pequena corrente de ar frio tangencialmente junto com o ar quente, visando temperaturas mais amenas nas paredes do secador.

Muita coisa ainda pode ser estudada sobre a secagem de extrato de café. Esforços para aprimoramento de tecnologia existente de secagem podem colocar o café solúvel como um produto tão comercializado quanto o café em pó, abrindo, assim, mais um grande nicho de mercado para o Brasil, dado a sua produção cafeeira.

REFERÊNCIAS¹

ADAMOPOULOS, K.G.; GOULA, A.M. Spray drying of tomato pulp in dehumidified air: I. The effect on product recovery. **Journal of Food Engineering**, London, v. 66, n. 1, p.25-34, 2005.

ADAMOPOULOS, K.G.; GOULA, A.M. Spray drying of tomato pulp in dehumidified air: II. The effect on powder properties. **Journal of Food Engineering**, London, v. 66, n. 1, p.35-42, 2005b.

ALVES, R.M.V.; BORDIN, M.R. Estimativa da vida útil de café solúvel por modelo matemático. **Ciência e Tecnologia de Alimentos**, Campinas, v. 18, n. 1, p. 19-24, 1998.

ANDERSON, B.A. et al. The diffusion kinetics of carbon dioxide in fresh roasted and ground coffee. **Journal of Food Engineering**, London, v. 59, n. 1, p. 71-78, 2003.

APV DRYER HANDBOOK: improving process profitability...continuously. Apresenta recursos e atividades desenvolvidas. Disponível em: <<http://www.che.utexas.edu/cache/trc/dryer.pdf>>. Acesso em 03 mar. 2006.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DA INDÚSTRIA DE CAFÉ. Rio de Janeiro. Apresenta recursos e atividades desenvolvidas. Disponível em: <<http://www.abic.com.br>>. Acesso em: 17 fev. 2005.

BRASIL. Agência Nacional de Vigilância Sanitária. **Portaria nº130**. Brasília. 1999. Disponível em < <http://www.anvisa.gov.br/e-legis/> >. Acesso em: 22 ago. 2005.

BRASIL. Companhia Nacional de Abastecimento. Disponível em: <<http://www.conab.gov.br>>. Acesso em: 25 jan. 2006.

BRUSCHI, M.L.; et al. Gelatin microparticles containing propolis obtained by spray-drying technique: preparation and characterization. **International Journal of Pharmaceutics**, Amsterdam, v. 264, n. 1-2, p. 45–55, 2003.

BYLUND, G. Dairy processing handbook. Lund: Tetra Pak Processing Systems AB, 1995. 1 CD-ROM.

CAFÉ SHOP. A evolução do cafezinho. Disponível em: <<http://www.cafeshop.com.br/curiosidades/evolucao.htm>>. Acesso em: 30 jun. 2005.
COFFEE BREAK: o portal do agronegócio. Garça: Contexto, 1999-. Disponível em: < <http://www.coffeebreak.com.br>>. Acesso em: 29 jun. 2005.

¹De acordo com as normas da ABNT NBR-6023, com adaptações USP – Diretrizes para Apresentação de Dissertações e Teses da USP: Documento Eletrônico e Impresso, 105p., 2006. Disponível em <www.poli.usp.br>.

COFFEE BUSINESS: o jornal a serviço do agronegócio café. São Paulo: [199-?]. Disponível em: <<http://www.coffeebusiness.com.br>>. Acesso em: 17 jan. 2006.

CORRIERE DELLA SERRA.it: scienze e tecnologie. Milão. Il caffè fa bene al fígado: uno studio di ricercatori dell'Istituto Mario Negri: nelle giuste dosi aiuta a combattere la cirrosi epatica e il tumore. Disponível em: <<http://www.corriere.it>>. Acesso em: 17 out. 2005.

DITTMAN, F.W.; COOK, E.M. Establishing the parameters for a spray dryer. **Chemical Engineering**, v. 84, n. 2, p. 108-112, 1977.

FIFCOVA, I.; MUJUNDAR, A.S. Industrial spray drying systems. In: MUJUMDAR, A.S. **Handbook of industrial drying**. New York, Marcel Dekker, 1987. p. 243-294.

FLORESTA SITE O SITE DO FAZENDEIRO. Colheita de Café. Disponível em: <<http://www.florestasite.com.br/cafolheita.htm>>. Acesso em: 03 jun. 2005

FRIEDMAN, S.J.; GLUCKERT, F.A.; MARSHALL JR., R. Centrifugal disk atomization. **Chemical Engineering Progress**, New York, v. 48, n.4, p. 181-191, 1952.

GALLUS S.; BERTUZZI M.; TAVANI A.; NEGRI E., LA VECCHIA C.; Does coffee protect against hepatocellular carcinoma? **British Journal of Cancer**, v. 87(9), p. 956-959, 2002.

INSTITUTO ADOLFO LUTZ. **Normas analíticas do Instituto Adolfo Lutz**: métodos químicos e físicos para análises de alimentos. São Paulo: IAL, 1985. p:23-25, 27, 195.

KEEY, R.B. **Drying, principles and practice**.. Oxford: Pergamon Press, 1972. v. 13.

KERKHOF, P.J.A.M.; SCHOEBER W.J.A.H. Theoretical modeling of the drying behaviour of droplets in spray dryers. In: SPICER, A. **Advances in preconcentration and dehydration of foods**. London: Applied Science, 1974. p 349-397.

KING, C.J.; KIECKBUSCH, T.G.; GREENWALD, C.G. Food-quality factors in spray drying. In: MUJUMDAR, A.S. **Advances in drying**. Washington:Hemisphere, 1984. v.3, p.71-120.

KJAERGAARD, O.G. Effects of the latest developments on design and practice of spray drying. In: SPICER, A. **Advances in preconcentration and dehydration of foods**. London: Applied Science, 1974. p 321-348.

MAIS VOCÊ. São Paulo. **Cafeína**: benéfica para a saúde? Caderno saúde. Disponível em <<http://maisvoce.globo.com>>. Acessado em: 20 mar. 2006.

MASTERS, K. Spray drying. In: MUJUMDAR, A.S. **Advances in drying**. Washington: Hemisphere, 1980. v.1, p.269-298.

MUJUNDAR, A.S. Handbook of Industrial Drying 2nd ed. New York Marcel Dekker, 1995

NOGUEIRA, V.S. Preparo de café. In: RENA, A.B., et al. **Cultura do cafeeiro**. Piracicaba: Associação Brasileira para Pesquisa da Potassa e do Fosfato; Associação Nacional para Difusão de Adubos e Corretivos Agrícolas, 1986. p. 423-432.

PERRY, R.H.; GREEN, D.W.; MALONEY, J.O. **Perry's Chemical Engineers' Handbook**. New York: McGraw-Hill, 1997.

SOBOLÍK V.; ŽITNÝ R.; TOVCIGRECKO V.; DELGADO M.; ALLAF K. Viscosity and electrical conductivity of concentrated solutions of soluble coffee. **Journal of Food Engineering**, v. 51, n^o2, p. 93-98, 2002.

SOKHANSANJ, S.; JAYAS, D.S. Drying of foodstuffs. In: MUJUMDAR, A.S. **Handbook of industrial drying**. New York: Marcel Dekker, 1987. p. 589-625.

TARI, A. T.; SINGHAL, R. S. Starch-based spherical aggregates: stability of a model flavouring compound, vanillin entrapped therein. **Carbohydrate Polymers**, Barking, v. 50, n. 4, p. 417-421, 2002.

YOSHII, H. et al. Flavour release from spray-dried maltodextrin/gum arabic or soy matrices as a function of storage relative humidity. **Innovative Food Science and Emerging Technologies**, Amsterdam, v. 2, n.1, p. 55-61, 2001.

APÊNDICE A – Dados Coletados nos Experimentos

Os dados abaixo se referem aos coletados em cada um dos dez experimentos realizados:

Experimento:	1			
Data:	7/7/2005			
<u>Regulagem do Aparelho</u>				
Rotação (90V) (N)	27000rpm			
Aquecimento	3kW nominal			
Vazão de ar (\square_{ar})	23m ³ /h na aspiração			
<u>Medidas do Ar e Alimentação</u>				
Tempo (min)	m _{suspensão} (g)	T _{bs entrada} (°C)	T _{bs saída} (°C)	T _{bu saída} (°C)
0	1710,4	140	55	-
3	1643,3	140	56	-
6	1571,5	140	58	-
9	1500,0	140	60	-
12	1428,2	140	61	30
15	1356,3	140	61	
20	1236,8	140	64	31
25	1117,1	140	64	31
30	997,5	140	65	31
35	877,8	140	67	-
40	758,7	135	67	-
45	638,7	140	68	33
<u>Medidas do Ar Ambiente</u>				
P (mmHg)	695,1			
T _{bs} (°C)	16			
T _{bu} (°C)	12			
<u>Medidas da Suspensão e Produto</u>				
P _{recipiente} (g)	1191,2	T _{susp} (°C)	14	
P _{final} (g)	1522,9	T _{prod} (°C)	-	
Produção (P _d) (g)	331,7			

Experimento:	2			
Data:	11/7/2005			
<u>Regulagem do Aparelho</u>				
Rotação (90V) (N)	27000rpm			
Aquecimento	3kW nominal			
Vazão de ar (\square_{ar})	23m ³ /h na aspiração			
<u>Medidas do Ar e Alimentação</u>				
Tempo (min)	m _{suspensão} (g)	T _{bs entrada} (°C)	T _{bs saída} (°C)	T _{bu saída} (°C)
0	1502,5	140	76	
3	1430,9	140	77	34
6	1359,1	140	77,5	34
9	1286,9	140	77	34
12	1214,5	140	76	33
15	1142,1	140	76	33
20	1021,7	140	75,5	33
25	901,0	140	75	33
30	780,5	140	75	34
35	659,4	140	75	33
40	538,4	140	75	
<u>Medidas do Ar Ambiente</u>				
P (mmHg)	695,1			
T _{bs} (°C)	18			
T _{bu} (°C)	15			
<u>Medidas da Suspensão e Produto</u>				
P _{recipiente} (g)	1191,2	T _{susp} (°C)	17	
P _{final} (g)	1361,9	T _{prod} (°C)	43,5	
Produção (P _d) (g)	170,7			

Experimento:	3				
Data:	11/7/2005				
<u>Regulagem do Aparelho</u>					
Rotação (100V) (N)	30000rpm				
Aquecimento	3kW nominal				
Vazão de ar (\square_{ar})	23m ³ /h na aspiração				
<u>Medidas do Ar e Alimentação</u>					
Tempo (min)	m _{suspensão} (g)	T _{bs entrada} (°C)	T _{bs saída} (°C)	T _{bu saída} (°C)	
0	1424,8	140	61	31	
5	1305,0	140	64	32	
9	1208,0	140	65	-	
12	1136,3	140	66	31,5	
15	1062,5	140	67	31,5	
20	940,7	140	67	32	
25	819,2	140	69	32	
30	698,0	140	69	33	
35	576,8	140	70	33	
40	455,7	140	70	34	
<u>Medidas do Ar Ambiente</u>					
P (mmHg)	695,1				
T _{bs} (°C)	16				
T _{bu} (°C)	14				
<u>Medidas da Suspensão e Produto</u>					
P _{recipiente} (g)	1191,2	T _{susp} (°C)	18		
P _{final} (g)	1324,0	T _{prod} (°C)	37		
Produção (P _d) (g)	132,8				

Experimento:	4				
Data:	7/7/2005				
<u>Regulagem do Aparelho</u>					
Rotação (110V) (N)	33000rpm				
Aquecimento	3kW nominal				
Vazão de ar (\square_{ar})	23m ³ /h na aspiração				
<u>Medidas do Ar e Alimentação</u>					
Tempo (min)	m _{suspensão} (g)	T _{bs entrada} (°C)	T _{bs saída} (°C)	T _{bu saída} (°C)	
0	1532,2	135	50	-	
3	1468,5	135	53	30	
6	1398,7	135	55	30	
9	1329,3	135	57	-	
12	1262,1	135	60	32	
15	1192,5	135	60	-	
20	1079,0	135	63	34	
25	958,4	135	64	-	
30	841,3	135	66	35	
35	724,6	135	66	-	
40	609,0	135	67	-	
45	489,5	135	67	35	
<u>Medidas do Ar Ambiente</u>					
P (mmHg)	695,1				
T _{bs} (°C)	17				
T _{bu} (°C)	12,5				
<u>Medidas da Suspensão e Produto</u>					
P _{recipiente} (g)	1191,2	T _{susp} (°C)	15		
P _{final} (g)	-	T _{prod} (°C)	39,7		
Produção (P _d) (g)	-				

Experimento:	5				
Data:	11/7/2005				
<u>Regulagem do Aparelho</u>					
Rotação (110V) (N)	33000rpm				
Aquecimento	3kW nominal				
Vazão de ar (\square_{ar})	23m ³ /h na aspiração				
<u>Medidas do Ar e Alimentação</u>					
Tempo (min)	m _{suspensão} (g)	T _{bs entrada} (°C)	T _{bs saída} (°C)	T _{bu saída} (°C)	
0	1465,4	140	76		
3	1395,6	140	76	33	
6	1324,9	140	78	33	
9	1254,9	140	77	34	
12	1183,0	140	77	33	
15	1111,8	140	77	33	
20	993,2	140	76	34	
25	874,2	140	75,5	34	
30	755,3	140	75,5	33	
35	636,1	140	75	34	
40	510,7	140	75		
<u>Medidas do Ar Ambiente</u>					
P (mmHg)	695,1				
T _{bs} (°C)	18				
T _{bu} (°C)	14,5				
<u>Medidas da Suspensão e Produto</u>					
P _{recipiente} (g)	1191,2	T _{susp} (°C)	16		
P _{final} (g)	1394,2	T _{prod} (°C)	48		
Produção (P _d) (g)	203,0				

Experimento:	6				
Data:	7/7/2005				
<u>Regulagem do Aparelho</u>					
Rotação (90V) (N)	27000rpm				
Aquecimento	4kW nominal				
Vazão de ar (\square_{ar})	23m ³ /h na aspiração				
<u>Medidas do Ar e Alimentação</u>					
Tempo (min)	m _{suspensão} (g)	T _{bs entrada} (°C)	T _{bs saída} (°C)	T _{bu saída} (°C)	
0	1317,2	170	82	38	
3	1253,2	170	81	-	
6	1182,3	170	86	39	
9	1111,8	170	88	-	
12	1040,7	170	87	39	
15	969,1	170	86	-	
20	850,9	170	87	40	
25	732,6	170	87	40	
30	614,2	170	89	38	
35	494,4	170	90	37	
40	375,5	170	90	-	
<u>Medidas do Ar Ambiente</u>					
P (mmHg)	695,1				
T _{bs} (°C)	16				
T _{bu} (°C)	14				
<u>Medidas da Suspensão e Produto</u>					
P _{recipiente} (g)	1191,2	T _{susp} (°C)	17		
P _{final} (g)	1423,4	T _{prod} (°C)	58,4		
Produção (P _d) (g)	232,2				

Experimento:	7			
Data:	11/7/2005			
<u>Regulagem do Aparelho</u>				
Rotação (90V) (N)	27000rpm			
Aquecimento	4kW nominal			
Vazão de ar (\square_{ar})	23m ³ /h na aspiração			
<u>Medidas do Ar e Alimentação</u>				
Tempo (min)	m _{suspensão} (g)	T _{bs entrada} (°C)	T _{bs saída} (°C)	T _{bu saída} (°C)
0	1474,3	170	78,5	34
3	1411,4	170	82	35
6	1345,0	170	83,5	35
9	1278,0	170	84,5	35
12	1211,5	170	86	35
15	1144,4	170	88	36
20	1030,7	170	88,5	36,5
25	916,6	170	90	35
30	803,0	170	91	36
35	688,8	170	91	37
40	573,5	175	92	-
<u>Medidas do Ar Ambiente</u>				
P (mmHg)	695,1			
T _{bs} (°C)	17,5			
T _{bu} (°C)	14			
<u>Medidas da Suspensão e Produto</u>				
P _{recipiente} (g)	1191,2	T _{susp} (°C)	14	
P _{final} (g)	1314,4	T _{prod} (°C)	50	
Produção (P _d) (g)	123,2			

Experimento:	8			
Data:	11/7/2005			
<u>Regulagem do Aparelho</u>				
Rotação (100V) (N)	30000rpm			
Aquecimento	4kW nominal			
Vazão de ar (\square_{ar})	23m ³ /h na aspiração			
<u>Medidas do Ar e Alimentação</u>				
Tempo (min)	m _{suspensão} (g)	T _{bs entrada} (°C)	T _{bs saída} (°C)	T _{bu saída} (°C)
0	1448,6	170	83	35
3	1377,3	170	85	36
6	1307,7	170	86	-
9	1237,5	170	86	36
12	1168,5	170	86	-
15	1098,0	170	85	38
20	981,9	170	88	37
25	865,1	170	89	36,5
30	748,2	170	89	37
35	631,0	170	90	37
40	514,0	170	89	37
<u>Medidas do Ar Ambiente</u>				
P (mmHg)	695,1			
T _{bs} (°C)	16,5			
T _{bu} (°C)	14			
<u>Medidas da Suspensão e Produto</u>				
P _{recipiente} (g)	1191,2	T _{susp} (°C)	14	
P _{final} (g)	1436,8	T _{prod} (°C)	62	
Produção (P _d) (g)	245,6			

Experimento:	9			
Data:	8/7/2005			
<u>Regulagem do Aparelho</u>				
Rotação (110V) (N)	33000rpm			
Aquecimento	4kW nominal			
Vazão de ar (\square_{ar})	23m ³ /h na aspiração			
<u>Medidas do Ar e Alimentação</u>				
Tempo (min)	m _{suspensão} (g)	T _{bs entrada} (°C)	T _{bs saída} (°C)	T _{bu saída} (°C)
0	1381,2	170	69	33
3	1314,0	170	73	33
6	1246,5	170	75	34
9	1180,5	170	76	35
12	1113,2	170	77	34,5
15	1046,0	170	79	35
20	933,1	170	81	35,5
25	820,0	170	83	35,5
30	706,0	170	85	36,5
35	591,8	175	86	36
40	477,0	175	86	-
<u>Medidas do Ar Ambiente</u>				
P (mmHg)	695,1			
T _{bs} (°C)	16			
T _{bu} (°C)	13			
<u>Medidas da Suspensão e Produto</u>				
P _{recipiente} (g)	1191,2	T _{susp} (°C)	12	
P _{final} (g)	1421,3	T _{prod} (°C)	62,1	
Produção (P _d) (g)	230,1			

Experimento:	10			
Data:	8/7/2005			
<u>Regulagem do Aparelho</u>				
Rotação (110V) (N)	33000rpm			
Aquecimento	4kW nominal			
Vazão de ar (\square_{ar})	23m ³ /h na aspiração			
<u>Medidas do Ar e Alimentação</u>				
Tempo (min)	m _{suspensão} (g)	T _{bs entrada} (°C)	T _{bs saída} (°C)	T _{bu saída} (°C)
0	1465,4	170	84	38
3	1395,0	170	86	38
6	1324,4	170	87	38
9	1252,9	170	88	-
12	1182,5	170	88	38
15	1111,5	170	87,5	37,5
20	992,8	170	88,5	39
25	874,8	170	89	38
30	756,6	175	90	38,5
35	637,8	170	90	38,5
40	518,7	170	90	-
<u>Medidas do Ar Ambiente</u>				
P (mmHg)	695,1			
T _{bs} (°C)	17,5			
T _{bu} (°C)	14,5			
<u>Medidas da Suspensão e Produto</u>				
P _{recipiente} (g)	1191,2	T _{susp} (°C)	15,5	
P _{final} (g)	1346,1	T _{prod} (°C)	46	
Produção (P _d) (g)	154,9			