



Universidade Federal
de Campina Grande

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM
ENGENHARIA MECÂNICA**



RAFAEL FELICIANO DE MACEDO

**SECAGEM CONTÍNUA DE ARGILA BENTONITA EM SECADOR ROTATIVO
INDUSTRIAL: MODELAGEM, SIMULAÇÃO E EXPERIMENTAÇÃO**

CAMPINA GRANDE - PB

Dezembro, 2016

RAFAEL FELICIANO DE MACEDO

**SECAGEM CONTÍNUA DE ARGILA BENTONITA EM SECADOR ROTATIVO
INDUSTRIAL: MODELAGEM, SIMULAÇÃO E EXPERIMENTAÇÃO**

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica da Universidade Federal de Campina Grande como requisito para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Mecânica.

Orientador: Prof. Dr. Antônio Gilson Barbosa de Lima

CAMPINA GRANDE - PB

Dezembro, 2016

“SECAGEM CONTÍNUA DE ARGILA BENTONITA EM SECADOR ROTATIVO
INDUSTRIAL: MODELAGEM, SIMULAÇÃO E EXPERIMENTAÇÃO”

RAFAEL FELICIANO DE MACÊDO

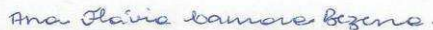
Dissertação Aprovada em 19/12/2016 pela Banca Examinadora constituída dos seguintes
membros:



Dr. Antonio Gilson Barbosa de Lima
Orientador
PPGEM/UAEM/CCT/UFMG



Dr. Joselito Barbosa da Silva
Examinador Externo
FACULDADE MAURÍCIO DE NASSAU



Dra. Ana Flávia Câmara Bezerra
Examinadora Externa
UAEM/UFMG

DEDICATÓRIA

*A Deus, a minha esposa Glenda por todo o carinho,
apoio e paciência, bem como a minha família por
todo a força destinada ao meu crescimento pessoal.*

AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus pela vida, pela saúde, por me fazer forte e acreditar na vitória, apesar de todas as dificuldades encontradas no caminho.

A minha família, meus pais Hilson Antônio Feliciano de Lucena e Maria do Socorro Feliciano de Macedo, por todo apoio e amor em cada instante, além do meu irmão Rodrigo Feliciano de Macedo, pelo companheirismo e amizade incondicional.

A minha maravilhosa esposa Glenda Hilnara Feliciano Meira por todos os anos que estamos juntos de dedicação, amor, carinho e paciência, sempre acreditando no potencial de crescimento pessoal e profissional.

Ao meu orientador, Prof. Dr. Antônio Gilson Barbosa de Lima, pelo incentivo, motivação, apoio, paciência e confiança depositada mim durante toda essa longa, difícil e responsável trajetória.

A Bentonit União Nordeste que colocou a disposição o equipamento e infraestrutura para que a pesquisa e teste pudessem ser realizados, além dos colaboradores Severino, Wanderley, Homero Vitorino e Evandro Ferreira por terem sido apoio direto.

A todos da UFCG e da Unidade Acadêmica de Engenharia Mecânica que contribuíram de alguma forma para a concretização deste objetivo.

A CAPES, FINEP e CNPQ pelo apoio financeiro.

“Grandes obras não são feitas com força, mas a perseverança.”

Samuel Johnson

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 - Ilustração do processo de secagem de um sólido úmido	5
Figura 2.2 - Estágios de secagem em poros	7
Figura 2.3 - Fases de secagem de uma argila úmida.	11
Figura 2.4 - Secador de bandejas.....	14
Figura 2.5 - Secador de leito fluidizado	15
Figura 2.6 - Ciclone e secador pneumático	16
Figura 2.7 - Secador atomizador	17
Figura 2.8 - Classificação dos secadores baseada no método de op.....	19
Figura 2.9 - Condição estática dos sólidos (secador de bandeja)	20
Figura 2.10 – Secador rotativo com e sem levantadores.....	21
Figura 2.11 - Cama de sólidos fluidizado.....	22
Figura 2.12 - Sólidos numa condição diluída de perto do topo de um secador por pulverização.....	22
Figura 2.13 - Fluxo paralelo ou circulação cruzada	23
Figura 2.14 - Sólidos numa condição diluída de perto do topo de um secador por pulverização.....	23
Figura 2.15 - Sólidos numa condição diluída de perto do topo de um secador por pulverização.....	24
Figura 2.16 - Fluxo do gás concorrente e cruzado.....	24
Figura 2.17 - Perfis de Temperatura: Concorrente e Contracorrente.....	25
Figura 2.18 - Perfis de Temperatura: Contracorrente.....	25
Figura 2.19 - Perfis de Temperatura: Cruzado (“Cross-Flow”)	26
Figura 2.20 - Esquema Simples de Secador Rotativo	30
Figura 2.21 - Esquema Simples de Secador Rotativo	31
Figura 2.22 - Calcinador Rotativo a Gás	32
Figura 2.23 - Calcinador Rotativo a Gás	32
Figura 2.24 - Secador Roto-Louvre.....	33
Figura 2.25 - Secador Roto-Louvre.....	35
Figura 2.26 - Estrutura de duas lamelas da montmorilonita.....	37
Figura 2.27 - Representação da hidratação da montmorilonita cálcica e da montmorilonita sódica	38

Figura 2.28 - Esquema representativo da adsorção.....	39
Figura 2.29 - Fluxograma de processamento da bentonita.....	39
Figura 3.1 - Secador rotativo.....	45
Figura 3.2 - Câmara de queima do combustível.....	45
Figura 3.3 - a) Termohigrometro, b) Anemômetro digital, c) Pistola a laser.....	46
Figura 3.4 - Esteira de alimentação do secador IV.....	48
Figura 3.5 - Estufa, pistola e termometro infravermelho.....	49
Figura 3.4 - Balança de precisão.....	49

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 -Parâmetros termofísicos para a água, vapor e argila bentonita.....	54
Tabela 4.1 -Dados da planta e testes de campo do secador no primeiro dia.....	56
Tabela 4.2 - Dados da planta e testes de campo do secador no segundo	56
Tabela 4.3 - Valores dos testes em estufa (primeiro dia).....	57
Tabela 4.4 - Valores dos testes em estufa (segundo dia).....	57
Tabela 4.5 - Resultados idealizados (primeiro dia).	58
Tabela 4.6 - Resultados idealizados (segundo dia).....	59
Tabela 4.7 - Matriz L/D para diferentes valores de NT e G	60
Tabela 4.8 - Resultado simulado no modelo real (primeiro dia).....	61
Tabela 4.9 - Resultado simulado no modelo real (segundo dia).....	62
Tabela 4.10 - Resultado termofísico para o modelo real para variar valores de fluxo de massa de argila que entra no secador.....	63
Tabela 4.11 - Custo do consumo de combustível devido a variação do fluxo de massa de argila na alimentação do secador.....	64
Tabela 4.12 - Resultado termofísico para o modelo real para variar valores de temperatura do ar na saída do secador.....	64
Tabela 4.13 - Custo do consumo de combustível devido à variação da temperatura do ar na saída do secador.....	65

LISTA DE SIGLAS

AICHE – American Institute of Chemical Engineers

ANP – Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis

BPF – Baixo Ponto de Fluidez

BUN – Bentonit União Nordeste

UAEM – Unidade Acadêmica de Engenharia Mecânica

UFCG – Universidade Federal de Campina Grande

NOMENCLATURA

Air ₁	Fluxo de ar recolhido do secador	m ³ /h
Air ₂	Fluxo de ar recolhido do secador	m ³ /h
Air ₃	Fluxo de ar recolhido do secador	m ³ /h
AirFlo ₁	Fluxo de ar recolhido do secador	m ³ /h
AirFlo ₂	Fluxo de ar que sai do secador	m ³ /h
C _{AR}	Calor específico do ar	kJ/kg.K
C _P	Calor específico do produto	kJ/kg.K
C _V	Calor específico do vapor de água	kJ/kg.K
C _W	Calor específico da água	kJ/kg.K
d _P	Diâmetro de partícula (médio)	µm
Effic	Eficiência do secador	kJ/kg H ₂ O
Evap	Carga de água evaporada do secador	kg/h
F'	Taxa de massa do produto	kg/m ² .h
F	Saída do Produto do Secador com umidade	kg/h
G	Fluxo de massa de ar do gás	kg/m ² .h
Gas ₂	Fluxo de gás saindo do secador	m ³ /h
Gas ₃	Fluxo de gás saindo do secador	m ³ /h
Gas ₄	Fluxo de gás saindo do secador	m ³ /h
GasFlo ₂	Fluxo de gás saindo do secador	m ³ /h
H	Resistência a secagem (demora)	-
h _w	Calor latente de evaporação da água à 0 graus	kJ/kg
j	Fator do Percentual da área livre para passagem do ar do secador	-
N	Velocidade de rotação do secador	rpm

P_{ow}	Consumo de energia	kW
P_{owCO}	Custo de energia	R\$/kW.h
P_{owCOS}	Custo de energia por metro tonelada do produto	R\$/ton
P_{owG1}	Energia do ventilador requerida por AirFlo ₁	kW
P_{owG2}	Energia do exaustor requerida por Gas ₂	kW
P_{owROT}	Consumo de energia para a movimentação rotacional	kW
Q_1	Fluxo de calor para a água evaporada	kJ/h
Q_2	Fluxo de calor para o sólido seco	kJ/h
Q_3	Fluxo de calor para a água residual	kJ/h
R_A	Massa específica do ar	kg/m ³
R'_A	Massa específica do ar na saída	kg/m ³
R_P	Massa específica do produto	kg/m ³
R_W	Massa específica do vapor de água	kg/m ³
S	Inclinação do secador	%
T_{1AR}	Temperatura de entrada do ar de secagem	°C
T_{1P}	Temperatura de entrada do produto	°C
T_{2AR}	Temperatura de saída do ar de secagem	°C
T_{2P}	Temperatura de saída do produto	°C
T_∞	Temperatura ambiente (ar atmosférico)	°C
T_W	Temperatura de bulbo úmido do ar de secagem	°C
U	Velocidade do ar na saída	m/s
u_{perm}	Velocidade de massa de ar permeável	kg/m ² .s
UR	Teor de umidade do ar ambiente	kg/kg dB
W_{AFLO}	Fluxo de Água evaporada	
X_0	Teor de umidade inicial	kg/kg db

X_f	Teor de umidade final	kg/kg db
α	Fator	7,5 - 10,0 %
ρ_{AP}	Densidade aparente (a granel)	kg/m ³
τ	Tempo de residência do produto	hora

RESUMO

MACEDO, Rafael Feliciano. **Secagem Contínua de Argila Bentonita em Secador Rotativo Industrial: Modelagem, Simulação e Experimentação.** Campina Grande: Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Campina Grande, 2016. Dissertação (Mestrado)

O presente trabalho trata do estudo teórico e experimental do processo de secagem de argila bentonita em secador rotativo contínuo industrial. Foram realizados testes experimentais em campo, onde foi possível coletar e medir parâmetros geométricos do secador, fluxo mássico, temperatura do ar e do material. Foi estabelecido um modelo matemático a ser utilizado para a análise da eficiência global teórica idealizada e real do secador rotativo. Resultados teóricos do teor de umidade, temperatura do ar e do material na saída do secador, além da eficiência global do equipamento em várias condições de secagem foram apresentados e analisados. Verificou-se que o modelo real da simulação mostrou que o secador rotativo quando operado em certas condições ambientes na planta de instalação possui eficiência e desempenho adequado conforme sugere a literatura. Parâmetros como tempo de residência, velocidade rotacional e velocidade do ar quando manipulados corretamente pode-se obter melhores resultados na secagem do produto de argila bentonita visando a redução do consumo de combustível. Além dos testes dos parâmetros, sugestões para futuros estudos como, a determinação da cinética de secagem e curvas de sorção da argila são de essencial importância para garantir a especificação do teor de umidade final do produto.

Palavras-Chave: Secador rotativo, bentonita, modelo matemático, eficiência.

ABSTRACT

MACEDO, Rafael Feliciano. **Continuous drying of bentonita clay in industrial rotary dryer: modeling, simulation and experimentation.** Campina Grande: Post-Graduate Program in Mechanical Engineering, Federal University of Campina Grande, 2016, Master's Thesis.

The present work deals with the theoretical and experimental study of the drying process of bentonita clay in an industrial continuous rotary dryer. Experimental tests were performed in the field, where it was possible to collect and measure geometric parameters of the dryer, mass flow, air and material temperature. It was proposed a mathematical model to be used for the analysis of the idealized and real theoretical global efficiency of the rotary dryer. Theoretical results of moisture content, air temperature and material at the dryer outlet, besides the overall equipment efficiency under various drying conditions were presented and analyzed. It was verified that the real simulation model showed that the rotary dryer when operated in certain ambient conditions in the installation plant has efficiency and adequate performance as suggested by the literature. Parameters such as residence time, speed of rotation and air velocity when handled properly, better results can be obtained in the drying of the bentonita clay product in order to reduce fuel consumption. In addition to the parameter tests, as future studies, the determination of drying kinetics and sorption curves of the clay are of essential importance to ensure the specification of the final moisture content of the product.

Keywords: Rotary dryer, bentonita clay, mathematical model, efficiency.

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO.....	1
1.1.Objetivo geral	2
1.2.Objetivos específicos	2
2. FUNDAMENTOS TEÓRICOS	2
2.1. Secagem.....	4
2.1.1. Conceito de secagem.....	4
2.1.2. Teoria e processo de secagem.....	5
2.1.3. Processo de secagem de argila.....	9
2.2. Equipamentos industriais de secagem de sólidos.....	12
2.2.1. Tipos de secadores	12
2.2.1.1. Secador de câmaras (bandejas)	13
2.2.1.2. Secador de leito fluidizado.	14
2.2.1.3. Secador pneumático	15
2.2.1.4. Secador atomizador (spray dryer)	17
2.2.2. Classificação dos secadores	18
2.2.2.1. Condição dos sólidos (produto).....	20
2.2.2.2. Formas de contato entre o gás e o produto.....	23
2.2.2.3. Padrão do fluxo de ar no secador	24
2.2.3. Seleção dos secadores	25
2.2.4. Modelagem e projeto dos secadores	28
2.3. Secador rotativo contínuo	30
2.3.1. Fundamentos	30
2.3.2. Tipos de secadores rotativos	31
2.4. Argilomineral bentonita.....	35
2.5. Estudo da arte sobre secagem em secador rotativo.....	41
3. METODOLOGIA.....	44
3.1. Experimental.....	44
3.1.1. O equipamento de secagem.....	44
3.1.2. Argila bentonita utilizada no secador iv.....	45
3.1.3. Procedimento experimental.....	46

3.1.3.1. Dados do secador - planta piloto.....	46
3.2. Teórico	49
3.2.1. Modelo matemático.....	49
4. RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	55
4.1. Experimentais	55
4.2. Teórico	57
4.2.1. Modelo idealizado	57
4.2.2. Modelo real.	60
4.2.2.1. Utilização dos dados experimentais. .	60
4.2.2.2. Outros casos simulados	63
5. CONCLUSÕES	66
5.1. Conclusões.....	66
5.2. Sugestões para futuras pesquisas	66
6. REFERÊNCIAS	67

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

Nos dias atuais, diante da constante evolução da tecnologia mundial e do crescimento da economia em geral, a procura por produtos de alta qualidade e durabilidade tem impulsionado as indústrias e/ou empresas como um todo a buscarem alternativas para desenvolver e melhorar seus processos de fabricação. Nesse contexto, um importante processo de beneficiamento é a secagem de produtos úmidos.

Grande parte dos produtos da indústria é submetida a este tipo de beneficiamento, sejam estes produtos do tipo alimentício, químico ou minérios. Estes produtos são destinados à secagem em algum estágio do processo fabril, intermediário e/ou final, com o objetivo de adequar os materiais a um determinado teor de umidade para processamento, conservação, ligas ou obtenção de características químicas específicas a determinadas aplicações. Como exemplo desses produtos tem-se a bentonita que é um argilomineral composta de uma mistura de argilas, sendo geralmente impura e de grãos muito finos. É formada pela alteração de cinzas vulcânicas.

A bentonita geralmente é encontrada no estado cálcica e necessita se tornar sódica por meio de beneficiamento em fábrica com o propósito de obtenção de propriedades específicas, através de um processo de troca de íons. Algumas propriedades, como a viscosidade e a suspensão de íons, podem não ser totalmente equivalentes daquelas da bentonita sódica natural. E quando sódica expande-se quando molhada, possivelmente absorvendo algumas vezes sua massa seca em água. Logo, por causa de suas excelentes propriedades coloidais é frequentemente usada em lodo bentonítico, um lubrificante para escavações de perfurações de óleo e gás, além de investigações geotécnicas e ambientais.

A propriedade de inchamento também faz a bentonita sódica útil como um selante, especialmente para a vedação de sistemas de dispositivos subsuperficiais para deposição de combustível nuclear e para quarentenas de poluentes metálicos de águas de subsolo. Outros usos similares incluem a construção de muros de contenção, impermeabilização de paredes no subsolo e formação de outras barreiras impermeáveis como na selagem externa de poços, para selagem de poços velhos, ou como um forro na base de aterros sanitários para impedir a migração do chorume.

Para a aplicação da secagem em ambiente industrial, utilizam-se diversos tipos de equipamento secadores, dos quais os mais comuns são secador de bandeja, secador de coluna, silo secador-armazenador, secador pneumático, secador de correia e secador com tambor rotativo para materiais sólidos e líquidos.

A eficaz classificação é vital na seleção do mais apropriado secador para a tarefa e na compreensão dos princípios fundamentais em que atua. Suas categorias de uma forma geral são classificadas pela forma de alimentação do produto, sendo particulada (em sólido ou líquido), folha ou chapa; pelo modo de operação, em lotes ou contínuo; pelo modo de transferência de calor, convectivo (indireto), condutor (direto), radiativo, ou dielétrica. Além destes, outros parâmetros específicos para uma classificação adequada estão baseados na condição de passagem dos sólidos no secador, podendo ser em leito sólido-estáticos, leito móvel, fluidizado ou disperso; no contato do gás-sólido, onde o fluxo padrão do ar pode ser cruzado, concorrente ou contracorrente.

Dentre os modelos citados acima, os secadores com tambores rotativos e de fluxo contínuos são normalmente utilizados para lidar com grandes vazões de sólidos, geralmente para minérios, minerais e produtos químicos pesados, sendo escolhido e muito utilizado nessas indústrias. Desta forma, este trabalho visa avaliar, em âmbito industrial, o desempenho de um secador rotativo na secagem de produto derivado da bentonita.

1.1. Objetivo Geral

O objetivo geral deste trabalho é estudar teórica e experimentalmente a secagem de argila bentonita em secador rotativo industrial do tipo contínuo e de fluxo paralelo concorrente.

1.2. Objetivos Específicos

Como objetivos específicos podem-se citar:

- Desenvolver e aplicar um modelo matemático para descrever as trocas de energia e massa entre o produto e o ar de secagem no interior do equipamento de secagem;

- Avaliar o comportamento e desempenho energético em campo de um secador rotativo industrial em uma empresa de argila, buscando pontos de melhorias na máquina;
- Comparar os dados teóricos com os experimentais do teor de umidade e temperatura do produto e ar de secagem na saída do secador;
- Simular o processo de secagem da argila em diferentes condições experimentais do secador.

CAPÍTULO 2

FUNDAMENTOS TEÓRICOS

2.1. Secagem

2.1.1. Conceito de secagem

O processo de secagem, segundo Silva (2002), é definido como sendo um processo termodinâmico que tem função de retirar ou reduzir o teor de umidade presente em um corpo de forma própria (material sólido) através de fenômenos termofísicos, como transferência de calor, massa e quantidade de movimento.

A umidade é na verdade o líquido (água) que se encontra intrínseco no sólido, no qual, este quando exposto a um meio externo composto de um fluido (geralmente o ar), tem-se a geração de um escoamento na superfície do corpo resultando numa diferença de pressão parcial do vapor d'água entre eles, levando à conseqüente retirada do excesso de água do corpo.

O transporte de umidade, do interior para a superfície do material pode ocorrer na forma de líquido e/ou vapor, dependendo do tipo do produto e do percentual de umidade presente. O controle do processo de desumidificação e o conhecimento do mecanismo do movimento de umidade são fundamentais, uma vez que com dados de simulação e/ou experimentais, podem-se obter condições ótimas no processo, minimizando as perdas do produto e o consumo de energia (ALMEIDA, 2003).

A secagem envolve complexos fenômenos de transferência de calor, massa, quantidade de movimento e variações dimensionais. Assim sendo, para que se possa realizar a secagem da maneira mais adequada e eficiente, torna-se necessário conhecer o fenômeno da forma mais detalhada, exigindo a necessidade de se gerar modelos matemáticos que simule o processo com grande realismo físico.

Logo, para que a alternativa de modelagem matemática do processo seja possível torna-se necessário adicionar no modelo matemático, o máximo de informações possíveis para que o mesmo possa representar fielmente a situação real. Tais dados e informações estão relacionadas às condições ambientais do ar no qual o sólido está inserido, coeficiente de difusão, características do material do sólido, entre outros.

A Figura 2.1 ilustra esquematicamente o processo de secagem associado às transferências de calor e massa entre o produto e ar que o circunda.

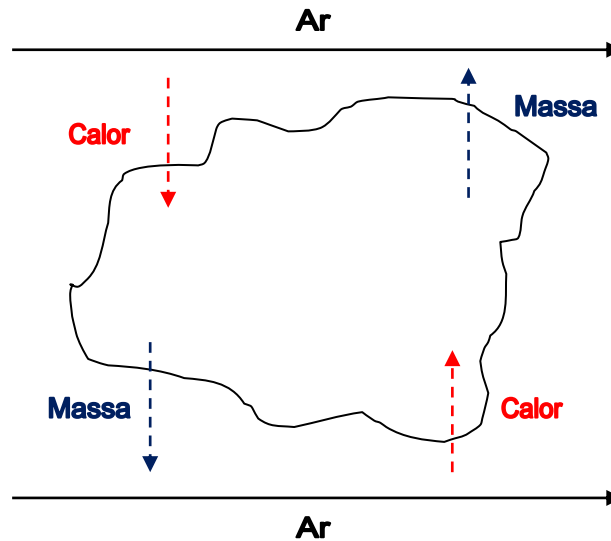


Figura 2.1 – Ilustração do processo de secagem de um sólido úmido.

2.1.2. Teoria e Processo de Secagem

A secagem diferencia-se de outras técnicas de separação, tal como desidratação osmótica, entre outras, pela maneira como a água é retirada do sólido. Na secagem, a retirada de moléculas se dá por movimentação do líquido, graças a uma diferença de pressão parcial do vapor d'água entre a superfície do produto e o ar que o envolve.

Diversas teorias do processo de secagem já foram propostas com o objetivo de descrever o transporte de massa e calor em meios capilares porosos, como por exemplo:

- Teoria da difusão líquida;
- Teoria da vaporização-condensação;
- Teoria capilar;
- Teoria de Kricher;
- Teoria de Luikov;
- Teoria de Fortes e Okos

Desta forma, alguns autores relatam que apesar de a migração de umidade no interior do corpo (produto) ser um fenômeno ainda não tão conhecido, este pode ocorrer mediante uma combinação de movimentos de umidade por difusão de líquido e de vapor, cada qual predominante em certas etapas do processo de secagem (STEFFE e SINGH, 1980A). Na literatura (Fortes e Okos, 1980; Strumillo e Kudra, 1986; brooker et al., 1992; LIMA, 1995) alguns mecanismos de transporte em sólidos têm sido fornecidos, tais como:

- Transporte por difusão líquida devido a gradientes de concentração de umidade;
- Transporte por difusão de vapor devido a gradientes de concentração de umidade e de pressão parcial do vapor;
- Transporte por efusão, que ocorre quando o caminho livre médio das moléculas de vapor é da mesma ordem de grandeza do diâmetro dos poros;
- Transporte de líquido por forças capilares;
- Transporte de líquido por pressão osmótica;
- Transporte de líquido e de vapor, devido a diferença de pressão total, causada por pressão externa, contração, alta temperatura e capilaridade;
- Transporte por difusão superficial

Apesar destas teorias não terem sido detalhadas neste trabalho, mais informações podem ser encontradas nos trabalhos citados acima.

Para o mecanismo físico de transporte de umidade na secagem, tem-se que em um grande número de materiais com teores de umidade acima de 30%, o líquido preenche completamente todos os microcapilares ($r < 10^{-7}$ m), como também para a maior parte dos macrocapilares ($r > 10^{-7}$ m), ocorrendo também na superfície do material na forma de uma fina camada de água líquida. Desta forma, o líquido, após evaporar penetra na camada limite do gás por difusão molecular e é transportado para o interior do escoamento deste fluido por convecção (SOUSA e NASCIMENTO, 2009).

Quando o teor de umidade do material é maior que o teor de umidade higroscópico do ar, o vapor de água próximo à superfície estará saturado, de forma que a temperatura da superfície do material em relação à secagem convectiva torna-se igual

à temperatura de bulbo úmido. Na Figura 2.2, ilustram-se os estágios de secagem em poros:

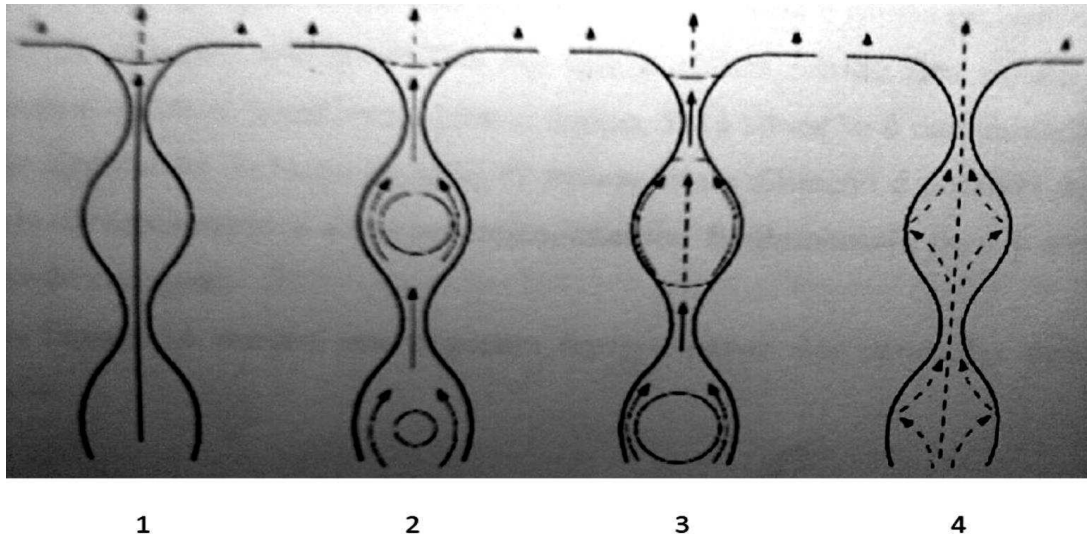


Figura 2.2: Estágios de secagem em poros. Fonte: SOUSA e NASCIMENTO (2009)

Na Figura 2.2, tem-se inicialmente, nos estágios 1 e 2, o escoamento capilar. No estágio 1, há a reposição do líquido em evaporação através do movimento do mesmo (difusão) que vai preenchendo os capilares do interior do material até a superfície. No estágio 2, parte da umidade deixa os capilares, e começam a surgir espaços vazios preenchidos pelo ar que adentra ao sólido. Neste momento, a água deverá passar pelas pontes coladas as paredes ou evaporar para o interior das bolhas de ar formadas, criando assim uma condição de equilíbrio entre as taxas de evaporação e condensação. A taxa de secagem começa a cair devido a esta maior resistência à passagem de água, podendo iniciar até mesmo antes da formação de vazios nos poros. Desta maneira, se o material for pouco poroso ou possuir aberturas muito pequenas, por exemplo, dificultará a saída da água, reduzindo a velocidade de secagem mesmo com os poros cheios. Logo, antes da secagem completa, há um estágio intermediário 3, chamado de evaporação-condensação, na qual ao se ter a secagem das pontes que transportavam água de um ponto para outro, o transporte é realizado mediante a evaporação do líquido do interior do poro e a condensação já próximo a superfície. Finalmente, após a retirada de toda água livre presente no interior dos poros, tem-se início o estágio 4 ou escoamento de vapor, dando início a secagem por difusão de vapor. Neste, a umidade desloca-se por difusão de líquido dentro do sólido até as paredes dos poros, de onde evapora e migra através do material por difusão de vapor, podendo ocorrer no início uma queda

acentuada na taxa de secagem, já que a difusão do líquido no sólido é a mais lenta das etapas.

Devido à complexidade e importância do processo de secagem, o desenvolvimento de modelos matemáticos para descrevê-los tem sido objeto de estudo de muitos pesquisadores por vários anos. Dependendo da espessura da camada do material estudado, estes modelos podem ser classificados em modelos de secagem em camada fina (modelos à nível de partícula) e em camada espessa (modelos à nível de secador). A importância prática da secagem em camada fina possui limitações, porque geralmente os materiais são secos em camadas espessas: estacionárias ou em movimento.

Nos modelos de camadas espessas, os mais usados pelos pesquisadores levam em consideração propriedades termofísicas, cinéticas de secagem e balanços de massa e energia no secador, ratificando assim a necessidade de se dispor de uma equação para a cinética de secagem do material em camada fina em determinadas condições operacionais pré-estabelecidas.

Numerosos modelos de camada fina têm sido propostos para descrever a taxa de perda de umidade durante a secagem, podendo ser divididos em dois grandes grupos:

a) Modelos de análise concentrada: Descrevem as taxas de transferência de calor e massa para o produto inteiro, desprezando a resistência interna de transferência de calor e massa. Este método admite distribuição uniforme de massa e temperatura dentro do sólido em qualquer instante, de modo que a temperatura ou teor de umidade possam ser expressos exclusivamente em função do tempo (ALMEIDA, 2003).

b) Modelos de análise distribuídas: Baseados na difusão de líquido ou vapor descrevem as taxas de transferência de calor e massa como função da posição dentro do produto e do tempo de secagem, considerando as resistências aos fluxos de calor e massa tanto externamente quanto internamente.

As equações de secagem em camada fina nos modelos de análise concentrada podem ser classificadas em empíricas, semi-empíricas e teóricas. Estas equações negligenciam os efeitos de variação de temperatura e umidade no interior do material, durante o processo de secagem, assumindo que o produto alcança a temperatura média do ar imediatamente, no começo do processo. No caso contrário, tem-se a classe dos

modelos distribuídos. Diversos autores consideram a difusão de água líquida como principal mecanismo de transporte de umidade em sólidos cerâmicos argilosos. Neste caso a segunda lei de Fick, tem sido muito utilizada, uma vez que estabelece a difusão de umidade em termos do gradiente de concentração no sólido, como segue:

$$\frac{\partial M}{\partial t} = \nabla \cdot (D \nabla M) \quad (2.1)$$

Onde M é o teor de umidade [kgH₂O/kg.m.s], D o coeficiente de difusão [m²/s], e t é o tempo [s].

Em geral o coeficiente de difusão D é considerado constante, ou dependente da temperatura e/ou do teor de umidade do sólido. Contudo, vale salientar que a compressão mecânica reduz a porosidade e a difusividade de umidade efetiva; portanto a pressão tem efeito negativo na difusividade de água (KARATHANOS et al., 1991 apud por SARAVACOS, 1995).

2.1.3. Processo de secagem de argila

A secagem é uma etapa essencial da produção e beneficiamento de argilas como um todo e necessita de uma grande quantidade de energia térmica para evaporar a água adicionada durante o processo. Seja natural ou artificial, há necessidade de grandes quantidades de ar para cumprir quatro funções básicas: o transporte do calor necessário à evaporação, o arraste do vapor d'água produzido, a redução da camada de vapor saturado formado na superfície da peça e o movimento de líquido e/ou vapor no interior da peça.

Analisando termodinamicamente, a influência da temperatura e umidade relativa do ar no processo, a umidade relativa do ar é uma relação entre a pressão parcial do vapor contido neste ar e a pressão de saturação do vapor na sua temperatura (NICOLAU et al., 2004). A pressão de saturação do vapor d'água no ar aumenta com a temperatura e, quanto mais distante da pressão de saturação estiver a pressão parcial do vapor, maior a capacidade do ar de absorver o vapor d'água evaporada das peças a secar (KAWAGUTI, 2004). Portanto, a capacidade do ar em absorver vapor d'água cresce com a temperatura, de modo que quanto maior a temperatura do ar, maior a sua capacidade de secagem, fixada a umidade relativa do ar ambiente. Além disto, se o ar estiver mais quente, o volume de ar necessário à secagem diminui e, em função disto, às

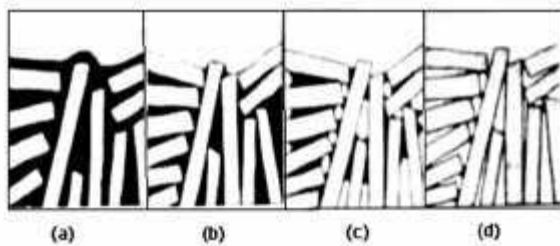
potências dos exaustores e circuladores de ar são reduzidas, diminuindo-se os custos de secagem.

O calor contido no ar quente é utilizado para aquecimento da massa de produtos a secar, da massa estática do secador, para evaporar a água dos produtos e compensar as perdas inevitáveis em todo o sistema.

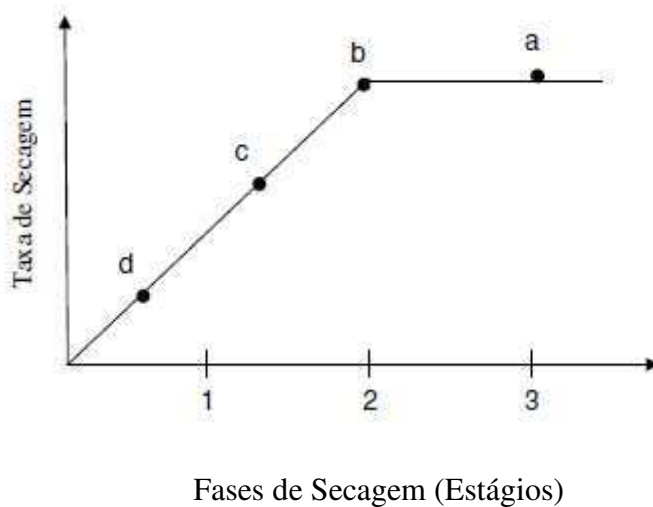
O processo de secagem em geral, é dividido em quatro fases distintas: adaptação, saída da água coloidal, formação de vazios e expulsão da umidade intersticial. Na primeira fase (a) ocorre a adaptação do produto às condições ambientais (temperatura, umidade relativa e pressão), nas quais será efetuada a secagem. Em seguida na segunda fase (b) evapora-se a água coloidal ocorrendo variações sensíveis das dimensões da peça devido à aproximação das partículas da sua microestrutura. Ainda nesta fase, a água continuamente migra até a superfície, formando constantemente uma película úmida saturada que evapora, tornando assim a velocidade de evaporação aproximadamente constante e função principalmente da porosidade da peça. Na terceira fase (c) ocorre o desaparecimento do filme de água na superfície da peça, que muda de cor. Esta diminuição da quantidade de água que se desloca por capilaridade, ou difusão, acaba por formar vazios no interior da peça e a quantidade de água evaporada decresce gradativamente, havendo uma conseqüente redução da velocidade de evaporação e de secagem. A última fase (d) da secagem, que nem sempre é alcançada nos secadores, sendo muitas vezes executada nos próprios fornos de queima é a de expulsão das últimas quantidades de umidade, de origem intersticial, onde a velocidade de secagem diminui até valores próximos de zero (HARTKE, 2003).

Para se entender o mecanismo da secagem, precisa-se ter algum conhecimento sobre as propriedades do ar no processo, que atua como elemento condutor de calor e transportador de vapor de água produzido. Para a água se evaporar, ela consome calor para passar do estado líquido para o estado de vapor. Esse consumo de energia faz com que a temperatura na superfície da argila diminua. No processo endotérmico, o ar nas proximidades fica saturado de vapor d'água, e isso interrompe o processo. Para a secagem continuar, precisa-se fornecer calor à peça e remover a umidade de sua volta e, quem faz isso com bastante facilidade é o ar, principalmente se ele ao circular em torno do campo estiver aquecido e com baixa umidade relativa.

Na Figura 2.3, a-d, tem-se as fases de secagem de uma argila úmida em uma seção transversal à superfície, e um gráfico mostrando esse fenômeno, respectivamente.



a)



b)

Figura 2.3 – Fases de secagem de uma argila úmida. Fonte: SILVA (2009)

2.2. Equipamentos industriais de secagem de sólidos

2.2.1. Tipos de secadores

Os secadores são equipamentos destinados à secagem de algum material sólido ou líquido que podem variar em função de sua finalidade, tipo de produto a ser seco, capacidade de secagem, tipo de energia para aquecimento, entre outros fatores. Em geral são equipamentos que utilizam ar quente para a troca de calor e umidade com o produto, neste caso, o custo do combustível para aquecer este ar é o principal fator de custo econômico que regem as operações de secagem. Por esta razão, os secadores comerciais possuem várias configurações de projeto com o objetivo de reduzir ao máximo as perdas de calor e economizar energia. Desta forma, segundo Fellows (2006) segue alguns exemplos de configurações que favorecem a otimização do processo e equipamento:

- Isolamento de câmaras e dutos;
- Recirculação do ar de exaustão mediante câmara de secagem;
- Recuperação do calor do ar de exaustão para aquecer o ar de entrada, com trocadores;
- Utilização de chama direta provida por gás natural e queimadores de baixo teor de óxido de nitrogênio para reduzir a contaminação devido aos produtos da combustão;
- Secagem em dois estágios.

Os secadores podem ser de vários tipos, como: secadores de caixa, secadores de câmara ou bandejas, secadores de túnel, secadores transportadores ou de esteira, secadores de leito fluidizado, secadores de forno, secadores pneumáticos, secadores rotativos, secadores em spray ou atomização, secadores de tambor ou de rolos, e secadores de câmara a vácuo.

Nos subtópicos seguintes, apresentam-se mais detalhes sobre quatro dos tipos mais frequentes secadores utilizados na indústria em geral, a exemplo específico de processamento de alimentos ou de argilas.

2.2.1.1. Secador de Câmara (Bandejas)

Este tipo de secador é constituído por uma câmara de secagem com isolamento externo, na qual são inseridos bandejas e produto para ser seco, pelo contato com o fluxo de ar. As bandejas podem possuir o fundo fechado, ou seja, como chapa, onde o ar passará paralelamente entre uma bandeja e outra ou possuir o fundo vazado, ou seja, como tela, onde o ar passará perpendicularmente através da bandeja com o produto.

O ar quente é soprado com velocidade de 0,5 a 5 m/s por meio de um sistema de dutos e chicanas, promovendo uma distribuição uniforme sobre as bandejas e o produto. São indicados para baixas produções, de 1 a 20 ton/dia, possuem baixos custos de capital inicial e de manutenção, além de possuírem flexibilidade de operação para diversos produtos em especial alimentos.

Por outro lado, este tipo de secador, não dispõe de bom controle, o que leva a produção de produtos com qualidade variável, já que o produto de bandejas próximas a fonte de calor seca mais rapidamente. Porém, de acordo com Fioreze (2003), uma maneira de minimizar esta variação é trocar a posição das bandejas. Pode-se, por exemplo, no momento adequado retirar esta do secador e descê-la uma posição obedecendo a sequência das outras e colocando mais uma bandeja com produto úmido na parte superior de sua vaga.

Ao longo do tempo, o fluxo de ar vai passando pelas bandejas, vai se umidificando e se resfriando, e ainda permanece com capacidade de secagem, com taxas menores nas camadas superiores. Na Figura 2.4, tem-se uma ilustração de um secador de bandejas. Os componentes são: 1- Ventilador Centrífugo, 2- Válvula de Fluxo, 3- Resistências elétricas, 4- Termostato, 5- Termômetro e 6- Bandejas.

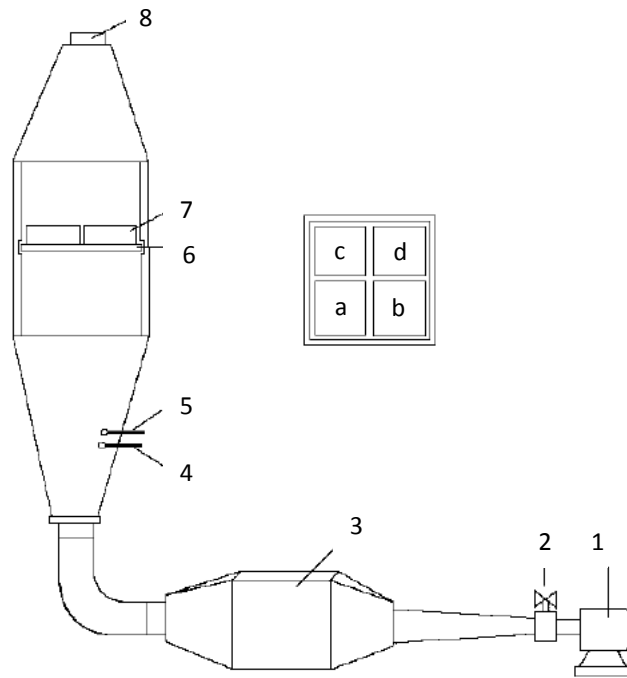


Figura 2.4 – Secador de Bandejas. Fonte: FIOREZE (2003)

2.2.1.2. Secador de leito fluidizado

A principal atribuição ou função deste tipo de secador é de distribuir ar com velocidade uniforme ao redor do leito de produto; câmara cheia abaixo do distribuidor que deve produzir uma região homogênea de ar e evitar altas velocidades pontuais, e uma região de descarrego acima do leito que permite o abate das partículas levantadas pelo ar. Este ar do leito fluidizado geralmente é alimentado em ciclones para separar as partículas finas para que posteriormente sejam adicionadas ao produto.

O fluxo de ar é alto o bastante para vencer a ação da força da gravidade sobre o particulado. O ar deve atravessar uma placa perfurada, provocando turbulência no produto encontrado em sua superfície e quando o conjunto começa e continua a flutuar sobre a placa, passa a ser definido o leito fluidizado. Como existe uma pequena declividade do secador, o produto úmido vai se deslocando até a outra extremidade do equipamento onde sairá seco.

Estes secadores operam com grandes vazões de material e fluxos de gases, sendo especialmente utilizados no processo de carvões, minérios em geral, além de outros vários produtos da indústria. Como possui baixa capacidade de secagem e elevada potência exigida pelo ventilador, geralmente não é usado na secagem de produtos agrícolas. As vantagens ofertadas são: alto rendimento, fácil manutenção e baixo custo,

fácil operação com processo automatizado e boa integração com equipamentos periféricos. A Figura 2.5 mostra um esquema de um secador de leito fluidizado.

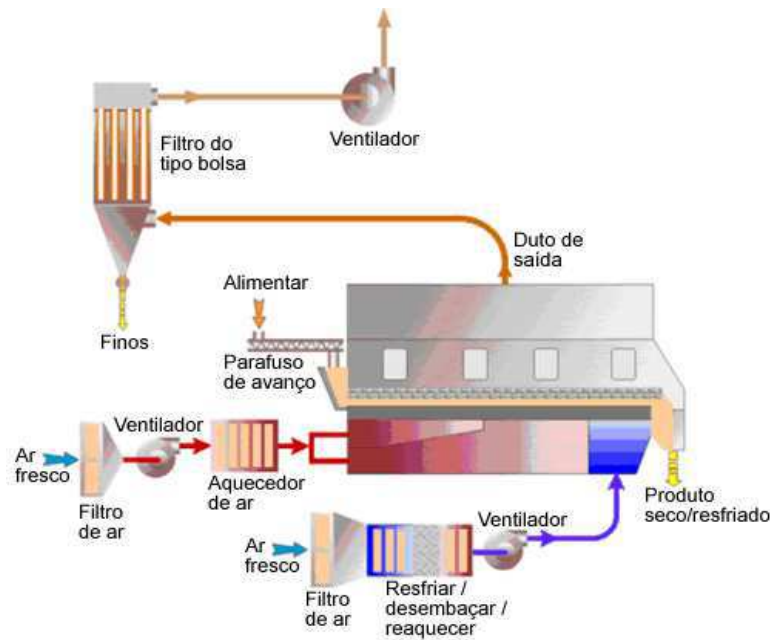


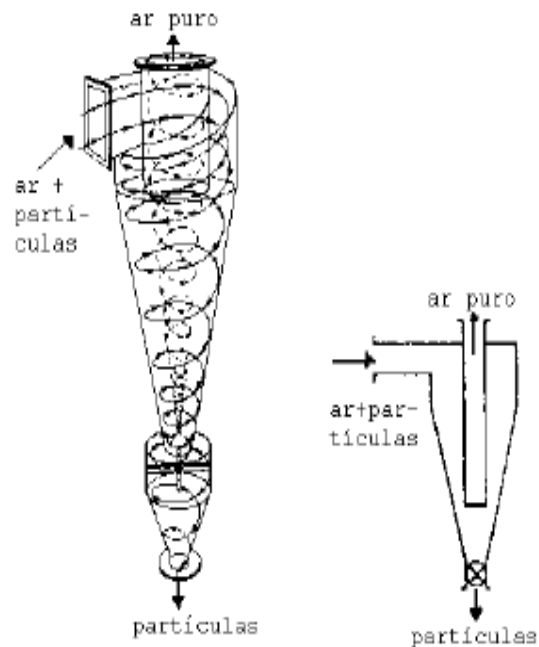
Figura 2.5 – Secador de leito fluidizado. Fonte: RAMOS (2013)

2.2.1.3. Secador pneumático

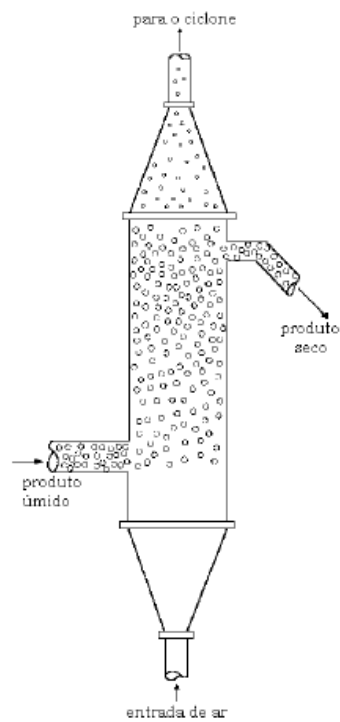
Neste secador contínuo, o fluxo de ar é suficientemente forte para elevar o produto, geralmente alimentos úmidos em pó ou particulado, que estando em suspensão conseguem secar rapidamente. A umidade do produto normalmente é menor que 40% e o tamanho de partículas é de 10 a 500 μm . São introduzidas em ductos de metal, sendo a descarga realizada pela lateral. O fluxo de ar é ajustado, já que fica ainda com parte das partículas sólidas, menores e mais leves, sendo carregadas para um ciclone separador com mais rapidez do que as partículas mais pesadas e mais úmidas, que permanecem em suspensão até a sua secagem.

O produto destinado à secagem neste secador deve ser geralmente particulado e não se danificar mediante os choques com outras partículas ou com as paredes do secador. O ciclone é um equipamento auxiliar onde o fluxo de ar e as partículas entram tangenciando as paredes internas perdendo velocidade, fazendo com que as partículas pesadas se desloquem para a saída inferior e o ar limpo saia pela parte superior, conforme mostra a Figura 2.6. Estes secadores possuem custos iniciais e de manutenção relativamente baixos, altas taxas de secagem e bom controle das condições de secagem,

tornando-os aptos a secagem de alimentos termossensíveis. A produtividade fica de 10 a 25 ton/h e são geralmente usados após a secagem por *spray* para produzir alimentos com teor de umidade menor que o normal, a exemplo de leite especial, ovos em pó e batata em flocos. A Figura 2.6 mostra um esquema de secador pneumático.



a)



b)

Figura 2.6– Ciclone (a) e secador pneumático (b). Fonte: FIOREZE (2003)

2.2.1.4. Secador atomizador (*Spray Drying*)

Este tipo de secador é conhecido como *spray dryer*. É muito utilizado para a secagem de soluções com baixa viscosidade e admite a alimentação apenas em estado fluido, como solução, suspensão ou pasta, e converte em uma forma particulada seca através da aspersão do fluido em um agente de secagem aquecido, geralmente o ar.

Seu funcionamento se dá a partir de uma fina suspensão de um alimento pré-concentrado (40 a 60% de umidade) que é “atomizada” para formar finas gotículas e posteriormente aspergida dentro de uma corrente de ar quente de 150 a 300°C em uma câmara de secagem. São usados atomizadores dos tipos: centrífugo, de bico pressurizado, de bico de duplo fluido ou de bico ultrassônico (FELLOWS, 2006).

A secagem é rápida sendo de 1 a 10 segundos, já que a área superficial das gotículas é consideravelmente grande. A taxa de alimentação é bem controlada e produz uma temperatura do ar de saída de 90 a 100°C, correspondendo a uma temperatura de bulbo úmido de 40 a 50°C, o que produz poucos danos ao alimento. O pó seco é coletado na base do secador e removido por uma rosca transportadora ou sistema pneumático com ciclone separador. Na Figura 2.7, segue esquema de um secador atomizador.

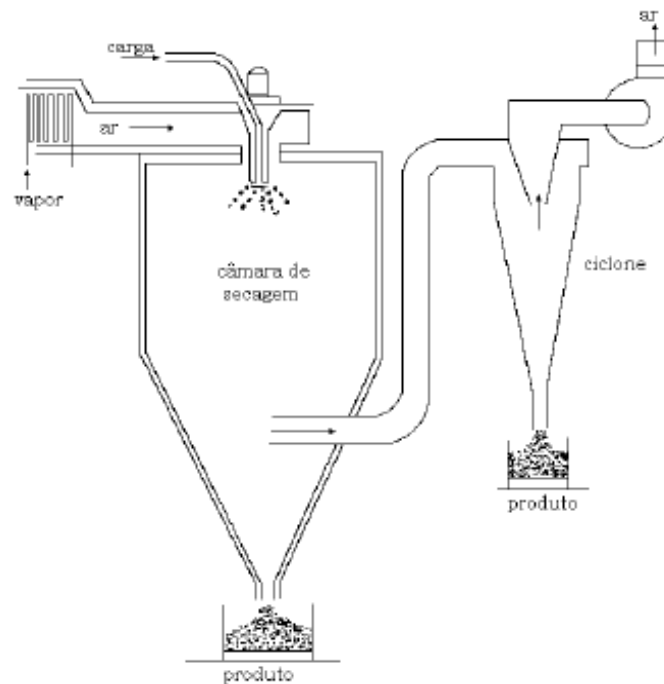


Figura 2.7 – Secador atomizador. Fonte: FIOREZE (2003)

As principais vantagens são: sua versatilidade na obtenção de pós, granulados ou aglomerados; obtenção de um produto com granulometria homogênea; produção contínua em larga escala; baixos custos de mão de obra e operação; manutenção simples; além de elevado rendimento por tempo de produção. As principais limitações estão no alto custo inicial e na necessidade de um teor de umidade relativamente alto de alimentação para garantir que o alimento possa ser bombeado até o atomizador.

2.2.2. Classificação dos Secadores

Secadores podem ser classificados de vários modos (PERRY e GREEN, 2008). A classificação eficaz é vital na seleção do secador mais apropriado para o produto ou material que se deseja secar e na compreensão dos princípios fundamentais em que atua. Desta forma, as principais categorias são agrupadas de acordo com: Forma de alimentação do produto, sendo em particulado (alimentação em sólido ou líquido), folha ou chapa; Modo de operação, em lotes ou contínua; Modo de transferência de calor, convectivo (direto), condutor (indireto), radioativo ou dielétrica; Condição do material de secagem, sendo por camada de sólidos estáticos, leito móvel, fluidizados ou dispersos; Contato do gás-produto, sendo por fluxo paralelo, fluxo perpendicular ou através da circulação, e o fluxo padrão de gás, de forma cruzado, concorrente ou contracorrente.

Além disto, outras características importantes no sistema do secador são: o tipo de transporte do gás, que pode ser através de ar, gás inerte ou vapor sobreaquecido; tipo de aquecimento, sendo direto ou indireto; e o manuseio operacional da pressão, atmosférica ou a vácuo. O modo de alimentação é básico, podendo ser em partículas (incluindo pó), grânulos, pastas (que inclui soluções e lamas), entre outros modos.

Os secadores de produto são especificamente projetados para alimentação em partículas, para uma manipulação de secagem em filmes, folhas ou chapas. A cinética de secagem (taxa de secagem e tempo de secagem) depende fortemente das propriedades do sólido, tamanho das partículas e porosidade.

Quanto ao modo de operação, tem-se os secadores de lote, que são normalmente utilizados para baixas vazões de alimentação, em média de menos de 50 kg/h e geram longos tempos de secagem, e os secadores contínuos são mais adequados a maiores vazões de alimentação mássica, sendo de mais de 1 ton/h e elevadas taxas de

evaporação. A Figura 2.8, ilustra as especificações de ambos os modos de operação dos secadores.

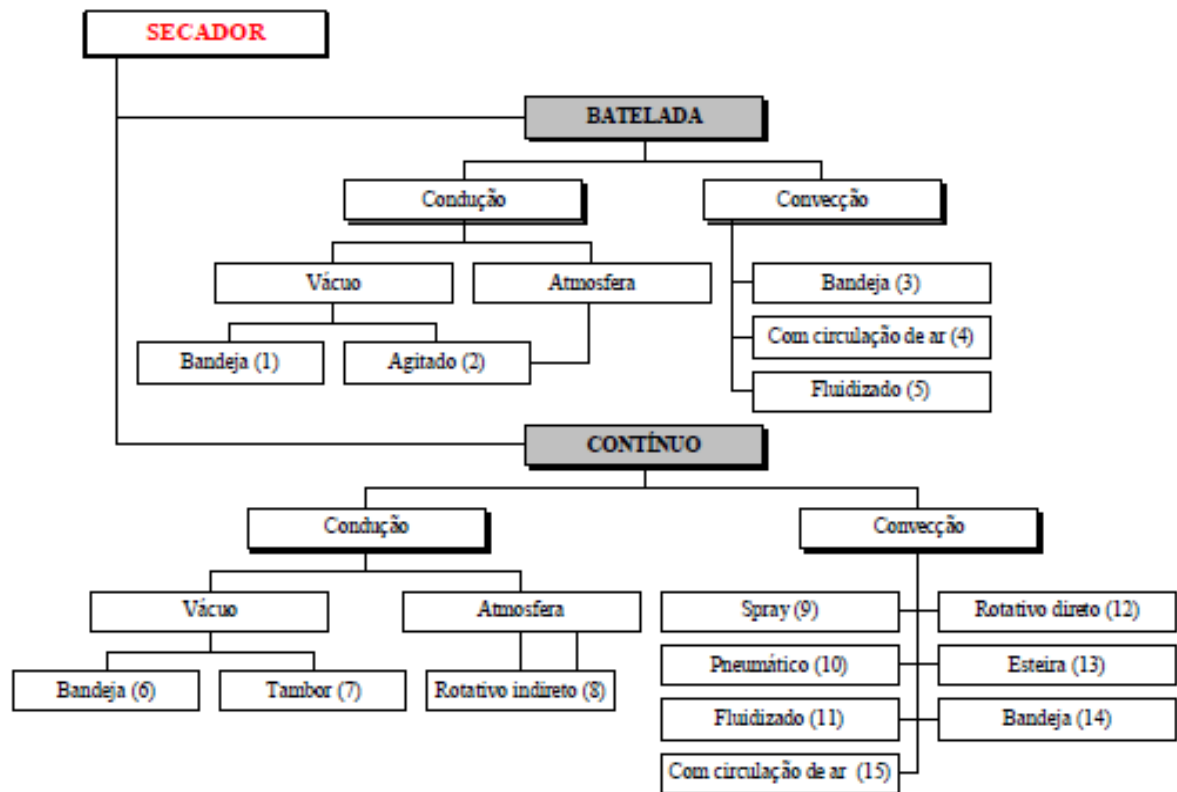


Figura 2.8 – Classificação dos secadores baseada no método de operação. Fonte: PERRY e GREEN (2008)

Os materiais específicos para cada classificação de secador mostrado acima são: 1- Pastas, pré-moldados, granulares, fibrosos e folhas; 2- Líquidos, lama, pastas e granulares; 3- Pastas, pré-moldado,, granulares, fibrosos e folhas; 4- Pré-moldado, granulares e fibrosos; 5- Pré-moldado, granulares e fibrosos; 6- Lama e pastas; 7- Líquidos, lama, pastas e folhas; 8- Granulares e fibrosos; 9- Líquidos, lama e pastas; 10- Pastas, pré-moldado, granulares e fibrosos; 11- Pastas, pré-moldado, granulares e fibrosos; 12- Granulares e fibrosos; 13- Pastas, pré-moldado e folhas; 14- Pastas, pré-moldado, granulares, fibrosos e folhas; 15- Pré-moldado, granulares e fibrosos.

Para o modo de transferência de calor, têm-se os secadores diretos (convectivos), dos quais as características de operação são descritas pelo contacto direto dos gases quentes com o material sólido para aquecimento do produto e remoção da umidade; as temperaturas de secagem podem atingir até 1000 K, onde em temperaturas mais

elevadas e a radiação torna-se um mecanismo de transferência de calor importante; o teor de vapor do gás influencia na taxa de secagem e no teor de umidade final do produto com a temperatura do gás abaixo do ponto de ebulição, e tem apenas efeito de retardamento ligeiro na velocidade de secagem e teor de umidade final, quando a temperatura do gás fica acima do ponto de ebulição. Para uma baixa temperatura de secagem, a desumidificação do ar pode ser necessária quando umidades atmosféricas são excessivamente altas. Quanto menor o teor de umidade final, mais combustível por libra de água evaporada, um secador direto consome. A eficiência aumenta com um aumento na temperatura do gás de admissão para uma temperatura na descarga constante. E por causa das grandes quantidades de gás consumido para fornecer todo o calor para a secagem, o equipamento de recuperação de pó pode ser muito grande e caro, especialmente para secagem de partículas muito pequenas.

Já para os secadores indiretos (condutivo), o calor é transferido para o material úmido através de uma parede sólida, geralmente de metal; as temperaturas variam desde abaixo de zero até valores acima de 800 K; são mais bem utilizados sob pressão reduzida e atmosferas inertes, permitindo a recuperação de solventes e prevenindo a mistura explosivas; são geralmente mais econômicos no consumo de calor (energia), já que pode fornecer calor apenas de acordo com a exigência do material a ser seco; e a recuperação de pó ou poeira de materiais perigosos podem ser manipulados mais facilmente.

2.2.2.1. Condição dos sólidos (Produto)

O contato entre o material e o gás no equipamento se dá em quatro formatos. No modo estático, cada partícula repousa sobre outra, onde não há movimento relativo entre as partículas sólidas. A Figura 2.9 ilustra o modo, geralmente característico do secador de bandejas.



Figura 2.9 – Condição estática dos sólidos (secador de bandeja). Fonte: PERRY e GREEN (2008)

A condição em movimento representa um leito de sólidos expandidos, onde as partículas são separadas apenas o suficiente para fluir uma sobre as outras. Normalmente, o fluxo é regido sob a força da gravidade, mas para movimentos de elevação mecânica ou agitação também pode ocorrer dentro do recipiente de processamento com levantadores. Nesta definição, movimentos de sólidos são alcançados por qualquer agitação ou força mecânica, como mostra a Figura 2.10.

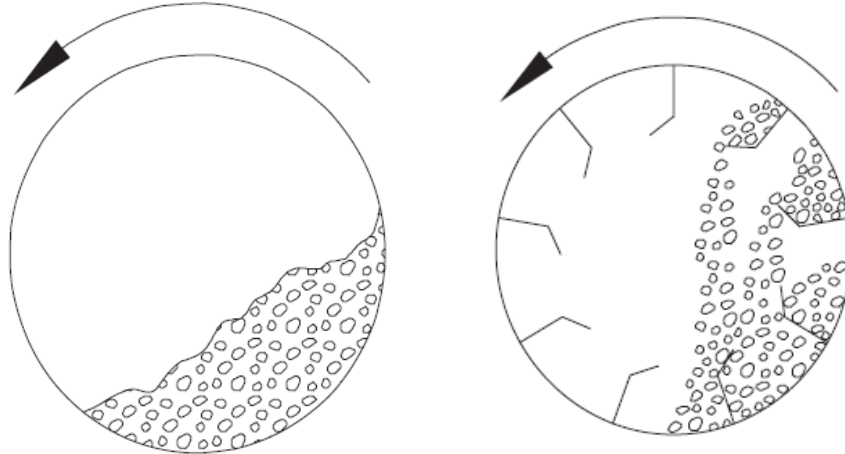


Figura 2.10 – Secador rotativo com e sem levantadores. Fonte: PERRY e GREEN (2008)

Para o tipo de condição fluidizado (Figura 2.11), as partículas sólidas são apoiadas por forças de arrasto causadas pela passagem de fase gasosa através dos interstícios entre as partículas em alguma velocidade crítica. A velocidade superficial do gás na parte superior é menor que a configuração do terminal velocidade das partículas sólidas; a velocidade do gás não é suficiente para arrastar e transportar continuamente todos os sólidos. Especificamente, as fases sólida e gasosa são misturadas e comportam-se como um fluido em ponto de ebulição.

A quarta condição é a diluídos ou dispersos (Figura 2.12), na qual é totalmente expandida em que as partículas sólidas são tão separadas que não exercem influência uma sobre as outras. Especificamente, a fase sólida é quase completamente dispersa na fase gás, de tal forma que a densidade da suspensão é essencialmente única e que faz prevalecer a fase gasosa por si só. Normalmente, esta situação existe quando a velocidade do gás em todos os pontos no sistema excede a velocidade terminal de

sedimentação dos sólidos e das partículas podendo ser levantadas e continuamente transportadas pelo gás.

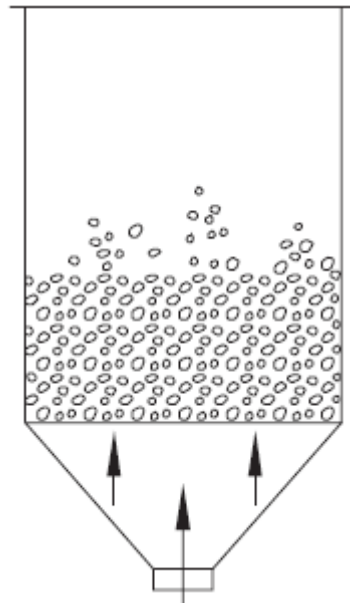


Figura 2.11 – Camada de sólidos fluidizados. Fonte: PERRY e GREEN (2008)

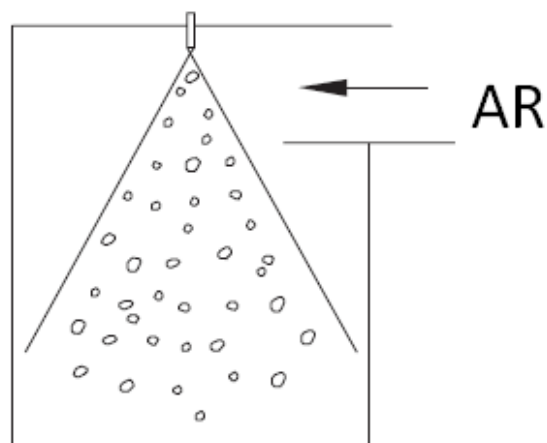


Figura 2.12 – Sólidos numa condição diluída perto do topo de um secador por pulverização. Fonte: PERRY e GREEN (2008)

2.2.2.2. Formas de contato entre o gás e o produto

Como o fluxo do gás é significativo, o contato com o material sólido pode ocorrer de três maneiras. São elas:

a) Fluxo paralelo: A direção do fluxo de gás é paralelo à superfície da fase de sólidos. O contato é essencialmente entre as interfaces das fases, eventualmente com alguma penetração de gás para os espaços vazios dos sólidos perto da superfície. A cama de sólidos se encontra geralmente em uma condição estática (Figura 2.13).

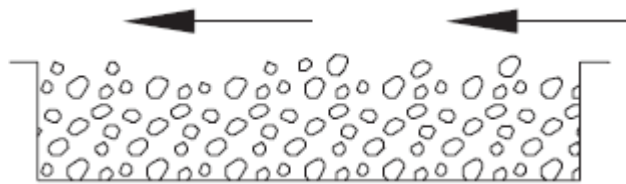


Figura 2.13 – Fluxo paralelo ou circulação cruzada. Fonte: PERRY e GREEN (2008).

b) Fluxo perpendicular: A direção do fluxo de gás é normal direto na interface da fase. O gás colide com a camada de sólidos. Mais uma vez a camada de sólidos se encontra numa condição estática (Figura 2.14).

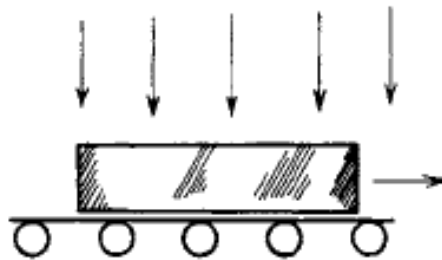


Figura 2.14 – Sólido numa condição de fluxo de gás perpendicular. Fonte: PERRY e GREEN (2008).

c) Circulação do gás: O gás penetra e flui através dos interstícios dos sólidos, que circula mais ou menos livremente em torno das partículas individuais. Isto ocorre geralmente quando os sólidos estão em condição estática, em movimento, fluidizado, ou diluída (Figura 2.15).

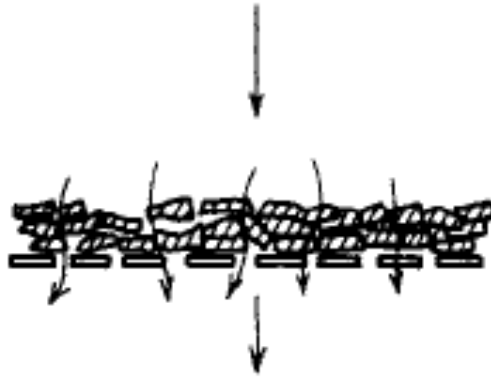


Figura 2.15 – Sólidos numa condição diluída perto do topo de um secador por pulverização.

Fonte: PERRY e GREEN (2008).

2.2.2.3. Padrão do fluxo de ar no secador

No secador há um fluxo de gás significativo, pode ser de três formas padrão, com relação a direção do movimento de sólidos. São:

- a) Concorrente: A fase do gás e partículas sólidas flui na mesma direção;
- b) Contracorrente: A direção do gás e das partículas sólidas é oposta;
- c) Fluxo cruzado: A direção do gás é perpendicular a do material sólido particulado

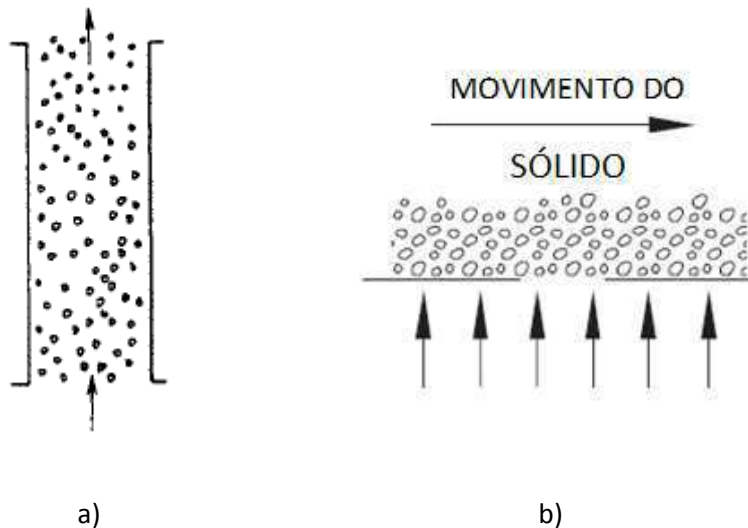


Figura 2.16 – Fluxo do gás (a) concorrente e (b) cruzado. Fonte: PERRY e GREEN (2008)

Para compreender mais claramente a diferença entre os padrões do fluxo de ar dentro do secador, nas Figuras 2.17-18-19, ilustram perfis de temperatura ao longo do tempo do material particulado e gás.

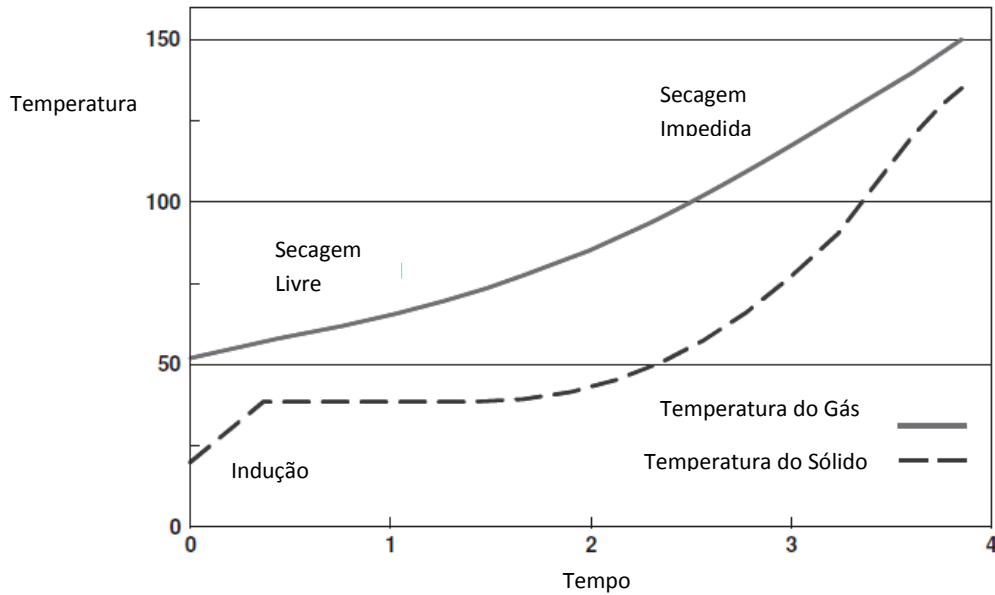


Figura 2.17 – Perfis de temperatura no secador Contracorrente. Fonte: PERRY e GREEN (2008)

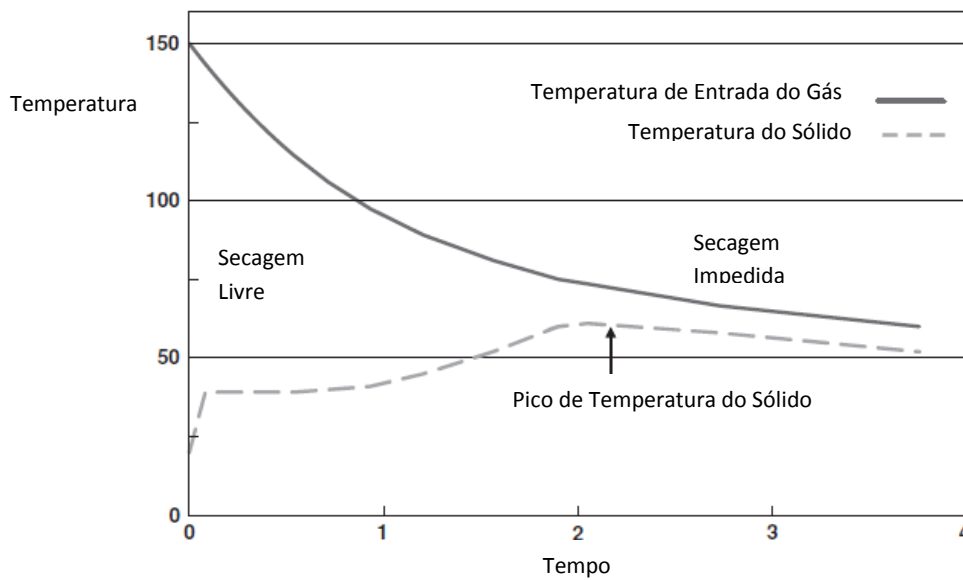


Figura 2.18 – Perfis de Temperatura no secador Concorrente. Fonte: PERRY e GREEN (2008)

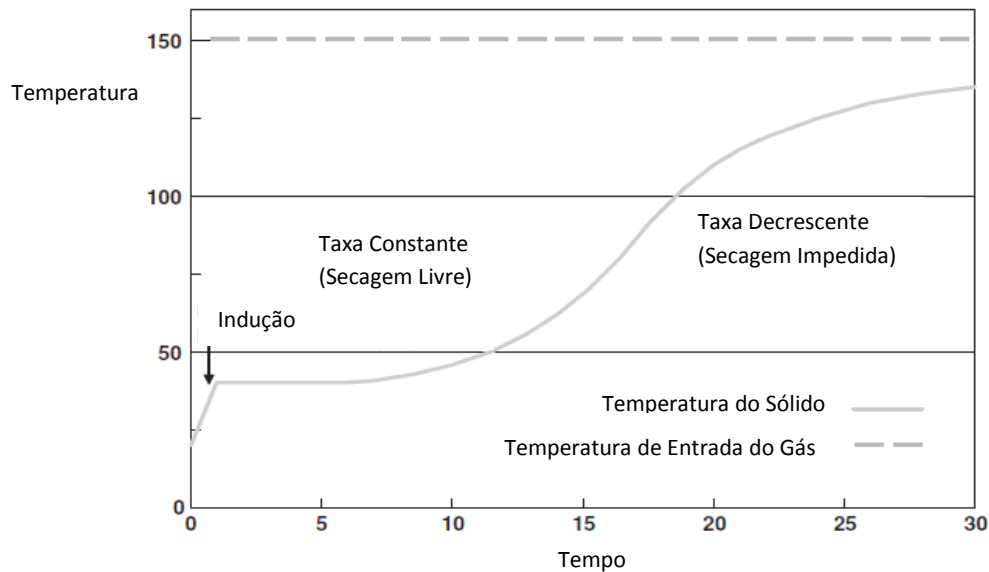


Figura 2.19 – Perfis de temperatura no secador de fluxo Cruzado. Fonte: PERRY e GREEN (2008).

Em secadores com fluxo concorrente, a temperatura dos gases é alta no início do processo e a do produto sólido é baixa, geralmente a ambiente. A primeira cai ao longo do secador já que o ar quente troca calor com o material que ao final do processo sai com a temperatura final relativamente mais baixa que a do ar. Já no secador de fluxo cruzado, a temperatura do ar ao final sai muito mais baixo do que a do sólido. Desta forma, este tipo é mais adequado para a secagem de materiais sensíveis ao calor, apesar de ser possível obter picos de temperatura no material dentro do secador.

Nos secadores de fluxo cruzado, as partículas por completo são expostas a mesma temperatura do ar durante todo o caminho dentro do secador, das quais a temperatura se aproxima da do gás quente perto da extremidade final do equipamento.

Por outro lado, os secadores que possuem fluxo de ar em contracorrente, dão um gradiente de temperatura mais uniforme ao longo do secador, pois o material que sai entra em contato com o gás mais quente e seco no final. Este pode ser utilizado para tratar termicamente o sólido ou diminuir a umidade final, minimizando o equilíbrio local do teor de umidade. Não são tão adequados a materiais sensíveis ao calor.

2.2.3. Seleção dos secadores

A seleção de um secador para a secagem de um produto específico (alimento, minério ou outro) é uma tarefa desafiadora e não muito precisa. Pois, para partículas com tamanho por volta de 500 μm , por exemplo, pode-se ter várias opções de diferentes tipos de secador para cumprir o objetivo da secagem requerida e por um custo semelhante. Já se no exemplo considera-se um tamanho de partícula por volta de 5 μm , pode não haver tantos secadores adequados, facilitando desta forma a tarefa de encontrar e definir um modelo específico para ser usado.

Um procedimento simples padrão para a escolha de um determinado secador, é dado a seguir:

- a) Seleção inicial. Devem-se escolher secadores que parecem mais adequados ao processo em relação ao manuseio do material úmido e seco, os que se encaixam para a continuidade do processo como um todo e que vai produzir um material com as propriedades físicas desejadas;
- b) Comparação inicial: Os modelos selecionados devem ser avaliados a partir de dados aproximados de custos e desempenho disponíveis, excluindo aqueles que parecem ser antieconômico e de baixo desempenho. Uma análise mais detalhada se faz necessário;
- c) Testes de secagem: Determinarão as melhores condições de funcionamento, bem como as características e propriedades do produto desejado final;
- d) Seleção final: Com os testes realizados e cotações dos fornecedores, a escolha final mais adequada poderá ser feita.

Por outro lado, existem fatores específico e muito importante na fase preliminar da seleção do secador que devem demandar pelo menos 70% do tempo de concepção e projeto. São os seguintes tópicos e suas variáveis:

- Propriedades físicas do material manuseado: a. Características do produto úmido (viscosidade, coesividade e fluidez); b. Características do produto seco (corrosividade, toxicidade, inflamabilidade, tamanho de partícula);

- **Características de secagem do material:** a. Tipo de umidade (ligado, não ligado ou ambos); b. Teor de umidade inicial máximo; c. Teor de umidade final máximo; d. Temperatura de secagem permitida; e. Tempo de secagem provável para diferentes secadores; f. Volatilidade;

- **Fluxo de material no secador:** a. Taxa de alimentação em ton/h (ou o tamanho do lote e frequência); b. Funcionamento contínuo ou descontínuo; c. Processo de secagem prévia; d. Processo subsequente de secagem;

- **Qualidade do produto:** a. Encolhimento; b. Contaminação; c. Uniformidade do teor de umidade final; d. Decomposição do produto; e. Temperatura do produto; f. Densidade aparente;

- **Instalações disponíveis no local:** a. Espaço; b. Temperatura, umidade e limpeza do ar; c. Combustíveis disponíveis; d. Energia elétrica disponível; e. Ruído, vibração, perdas, poeira ou calor admissível; f. Fonte de alimento úmido; g. Saídas de escape do gás.

2.2.4. Modelagem e projeto dos secadores

Os princípios gerais da modelagem e cálculo de secadores podem ser classificados em termos de (1) nível de complexidade utilizado e (2) finalidade ou tipo de cálculo (concepção, avaliação de desempenho, ou escalar). É a partir destes que uma concepção bem estruturada para a modelagem pode ser desenvolvida (MUJUMDAR, 2006).

Podem existir quatro níveis de sequência para a modelagem do secador, que dependem da oferta de dados disponíveis e a necessidade de precisão e detalhe no final da concepção. Cada um destes níveis segue descrito abaixo.

a) Balancos de Calor e Massa: Estas análises fornecem informações a respeito do material e sobre os fluxos de energia dirigidos ao secador e que saem dele. Estes não apresentam ou determinam conclusões sobre o tamanho ou desempenho do equipamento;

b) Definição: Realizam-se cálculos aproximados para os tamanhos, taxas de transferência, como fluxo de massa para secadores, utilizando dados simples e estabelecendo algumas hipóteses simplificadoras. Qualquer transferência de calor e cinética de secagem de primeira ordem é assumida;

c) Escalonamento: Os cálculos de escalonamento fornecem dimensões globais e dados sobre desempenho através da ampliação das curvas de secagem em pequena escala ou por experimentos em planta piloto;

d) Detalhamento: Métodos rigorosos e ricos em detalhes visam acompanhar a temperatura e histórico de secagem do material sólido, além de encontrar as condições internas do secador. Para isto, técnicas de modelagem mais complexas são necessárias com mais parâmetros e dados de entrada.

O projetista ou usuário poderá tanto projetar um novo secador quanto melhorar o desempenho de algum equipamento já existente. Desta forma, três tipos de cálculos são possíveis. O primeiro relaciona o projeto de um novo secador com o objetivo de executar um determinado serviço, com base nas informações do fluxograma do processo, bem como nas propriedades físicas do banco de dados. O segundo são os cálculos de desempenho para um equipamento já existente, geralmente em planta para um novo conjunto de instruções operacionais e condições. Já o terceiro tipo, contempla o aumento dos experimentos em escala de laboratório ou em planta piloto para se determinar em escala completa as medidas do secador.

O projeto com base apenas em dados termodinâmicos para determinação do equipamento é bastante complexo e medições práticas são necessárias. Por este motivo, o trabalho experimental é quase sempre necessário na concepção de um secador com boa precisão e cálculos em escala mais confiáveis.

2.3. Secador rotativo contínuo: Fundamentos

2.3.1 Fundamentos

O secador rotativo é um equipamento vastamente utilizado pela indústria química e de alimentos na secagem de grãos, minérios e outros materiais. Estes equipamentos possuem uma grande casca cilíndrica ou tubo metálico que giram sobre rodas de apoio. São tracionados por uma corrente grande sobre uma coroa dentada; ligeiramente inclinados em relação ao piso, facilitam o deslocamento do material que entra “molhado” (úmido) pela extremidade superior. O produto sai seco na extremidade oposta e inferior, já que progride ao longo do tubo através do apoio da força de rotação.

O fluxo do gás se dá através do cilindro, pois o meio da secagem pode ser pelo ar quente ou gases da combustão de um combustível que fluem concorrentemente ou contra correntemente na direção do material sólido ao longo do comprimento do secador. O secador rotativo em cascata é o carro-chefe da indústria de processamento de secagem de sólidos e pode ser encontrado em várias plantas de indústrias, como na de fertilizantes, farmacêutica, fábrica de cimento, minérios de argila, entre outras. Os secadores rotativos podem variar no tamanho podendo ser de 0,3 m de diâmetro por 2 m de comprimento até 5m por 90 m respectivamente, e são geralmente fabricados em aço. A Figura 2.20 ilustra um esquema simplificado de um secador rotativo.

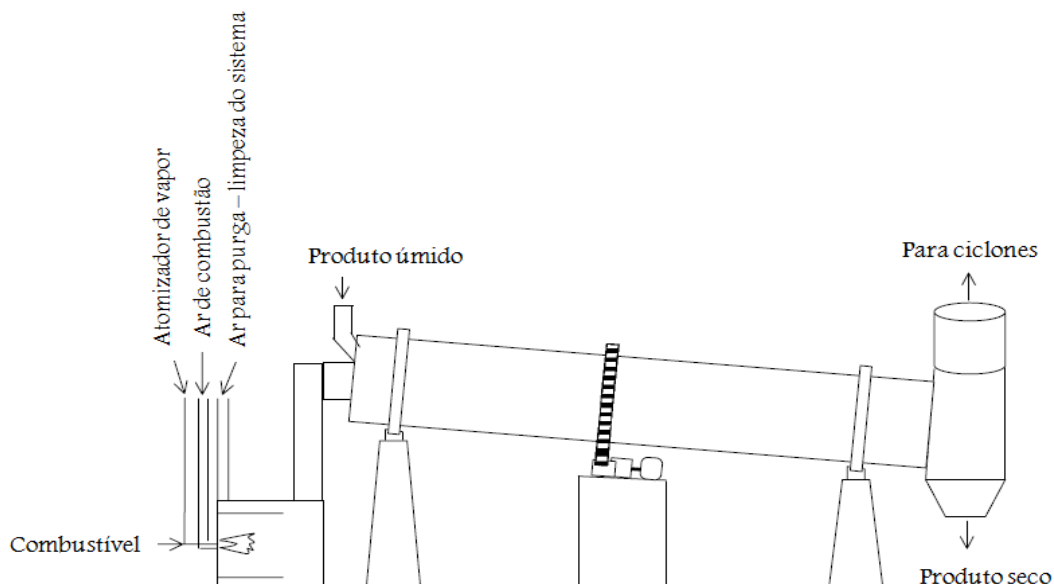


Figura 2.20 - Esquema Simples de Secador Rotativo. Fonte: MUJUMDAR (2006)

2.3.2. Tipos de secadores rotativos

Os tipos de secadores rotativos são geralmente separados pelos diretos, indireto-direto, indiretos e tipos especiais. Esta classificação baseia-se nos modos de transferência de calor entre o gás (ar) e o sólido (material), que pode ser de contato direto, adicionando ou removendo calor do material sólido ou de contato indireto, no qual entre o ar e o material tem-se uma parede de metal separando, porém transferindo ou removendo calor do material que deve ser secado. Desta forma, os principais tipos e suas descrições são apresentados a seguir.

- a) Secador rotativo direto: É constituído por um cilindro de metal, com ou sem aletas internas, sendo adequado a operações de baixa e média temperatura e são limitados pela resistência do metal de sua forma construtiva;
- b) Forno Rotativo Direto: Constituído por um cilindro de metal, forrado internamente com isolamento térmico do tipo bloco ou tijolo refratário, sendo adequado a altas temperaturas;

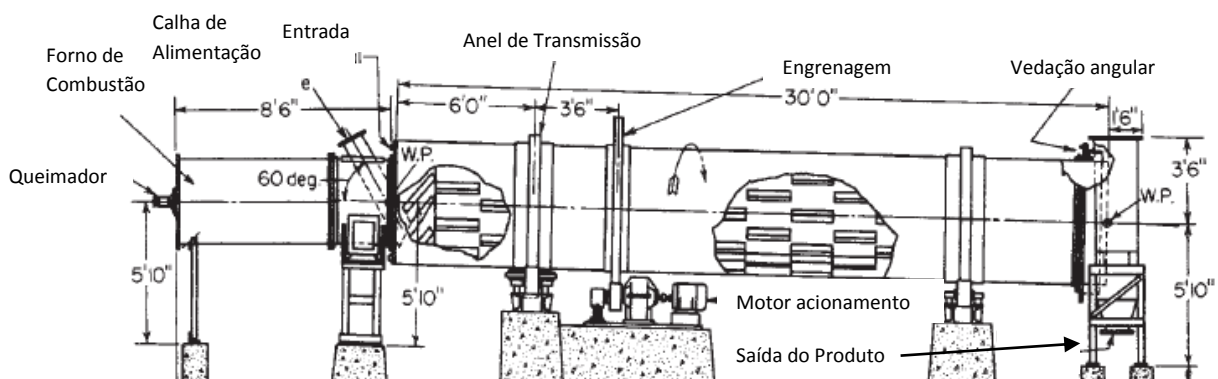


Figura 2.21 - Esquema Simples de Secador Rotativo. Fonte: PERRY e GREEN (2008)

- c) Secador indireto de vapor em tubo: É constituído por um cilindro de metal com uma ou mais linhas de tubos de metal instalados internamente ao longo de seu comprimento. Geralmente apropriado a operações de trabalho com vapor quente e processos que exigem água de arrefecimento;

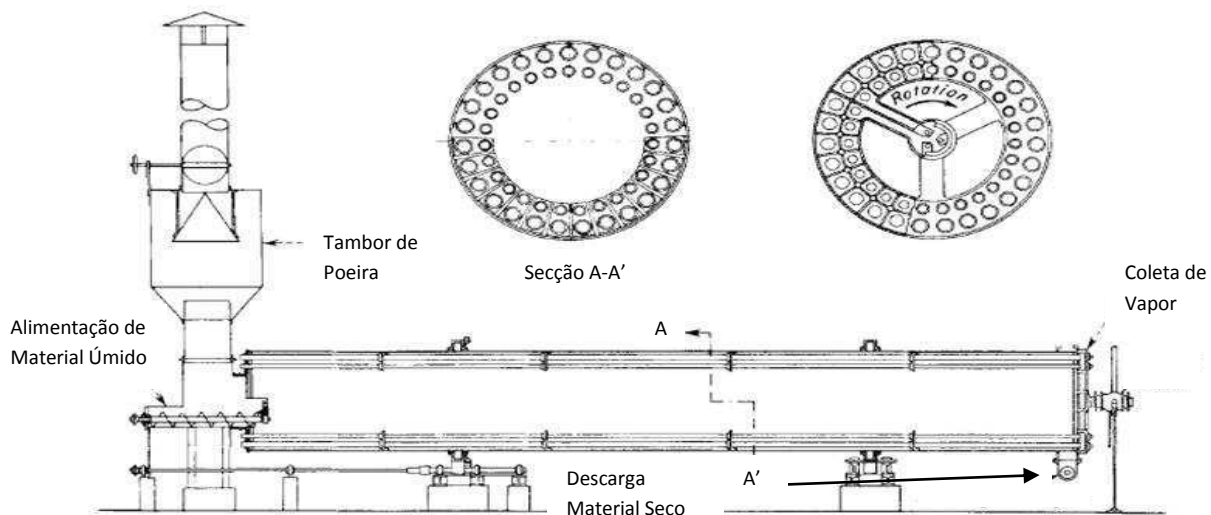


Figura 2.22 - Calcinador rotativo a gás. Fonte: PERRY e GREEN (2008)

- d) Calcinador Indireto Rotativo: Constituído por um cilindro de metal cercado por um forno aquecido eletricamente ou não. É adequado a operações de temperaturas até no máximo o nível que pode ser tolerado pelo metal do cilindro, geralmente entre 800 e 1025 K no aço inoxidável e entre 650 e 750 no aço ao carbono;

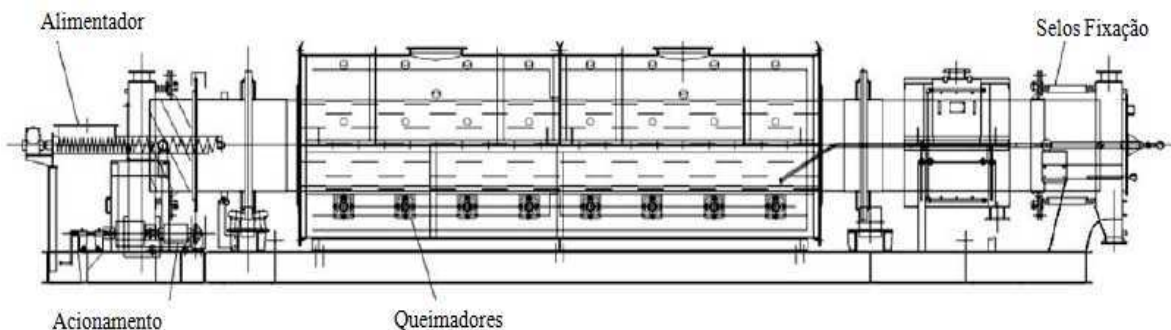


Figura 2.23 - Calcinador rotativo a gás. Fonte: PERRY e GREEN (2008)

- e) Secador indireto roto-louvre: É um tipo especial de secador rotativo e de bastante importância, no qual os sólidos seguem um fluxo de movimento em contracorrente ao gás e é adequado a baixa e média temperatura.

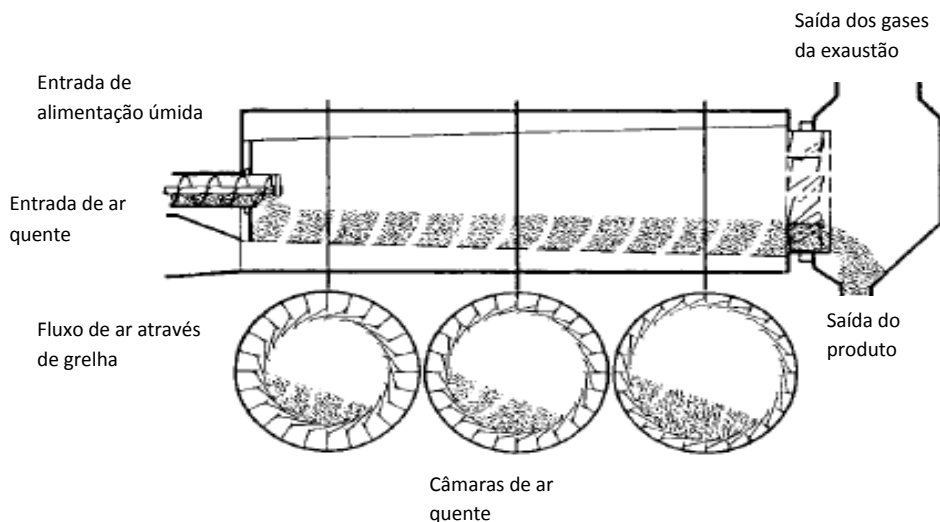


Figura 2.24 - Secador roto-louvre. Fonte: PERRY e GREEN (2008)

Os secadores rotativos podem executar operações de processamento do produto úmido em lotes ou de forma contínua e o material de saída são sólidos em forma relativamente fluída e granular. Os tipos de contato direto são mais simples e econômicos, porém devem ser utilizados quando o contato entre o material e o ar quente não leva a alterações prejudiciais nas características do produto. No entanto, se o material contém partículas muito finas, perdas excessivas por arraste no fluxo de saída do gás (ar) devido aos grandes volumes de gás e altas velocidades do ar que são geralmente necessários.

Por outro lado, os tipos indiretos necessitam apenas de fluxo de gás suficiente para remover vapores através do cilindro, além de possuírem a vantagem de serem muito bons para processos de secagem que requeiram atmosferas especiais e sem a interferência do ar externo.

Para projetar e selecionar um secador rotativo, algumas informações básicas precisam ser selecionadas como:

- Taxa de alimentação do material e teor de umidade inicial;
- Diâmetro e comprimento do tambor;
- Inclinação do tambor;
- Velocidade de rotação;
- Números de vôos de elevação e perfil;

- Direção dos gases, concorrente ou contracorrente;
- Velocidade através do tambor

A partir das características citadas, os seguintes parâmetros operacionais poderão ser coletados, como:

- Sustentação dos sólidos no cilindro (H);
- Teor de umidade no final

Os processos realizados no secador rotativo são:

- A dinâmica e movimentos das partículas à medida que progridem cascadeando através do comprimento do tambor;
- Transferência de calor dos gases quentes para as partículas mediante o calor latente de vaporização para a umidade dentro das partículas;
- Transferência de massa do interior das partículas para a sua superfície e, em seguida, para os gases quentes no tambor.

2.3.3. Secador rotativo de fluxo contínuo e calor direto

Em um secador rotativo de calor direto é dito como contínuo quando há uma alimentação constante de material particulado úmido para ser seco pelo contato com o ar aquecido, enquanto o mesmo material é transportado ao longo do interior do tubo cilíndrico e pelo movimento rotacional que age transportando e agitando o material até sua saída na extremidade oposta.

Comparado ao secador indireto-direto, o direto contínuo possui construção menos complicada, porém as perdas de calor para o ambiente são maiores, pois existe apenas a parede externa metálica que fica sempre em contato com o gás quente. Um equipamento auxiliar do secador de aquecimento direto é a câmara de combustão que funciona com temperaturas elevadas, pois os gases quentes podem entrar no cilindro com temperaturas acima dos 1000°C.

Os gases são forçados através do interior do cilindro do secador por um exaustor, podendo está posicionado no lado oposto ao bico queimador de combustível. A alimentação do material pode ser feito por meio de uma calha montada estendida na

concha cilíndrica ou por meio de um alimentador de parafuso ou rosca, onde tem-se um controle na quantidade de material que entra. Na mesma extremidade onde fica o exaustor, pode-se ter ciclones que são instalados com o objetivo de remover o pó arrastado no fluxo de saída do ar quente. Para a redução das perdas de calor do secador, deve ser feito um bom isolamento mediante a aplicação de tijolos refratários. A Figura 2.25, mostra um modelo de secador direto.

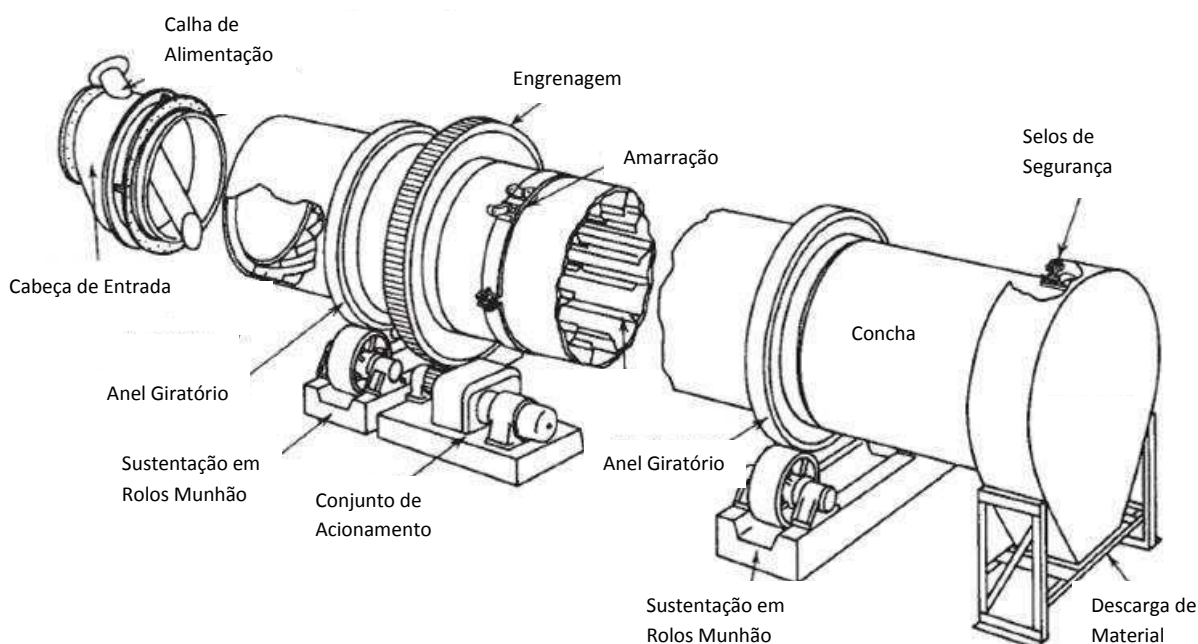


Figura 2.25 - Secador roto-louvre. Fonte: PERRY e GREEN (2008).

2.4 Argilomineral bentonita

A Bentonita é uma argila de consistência plástica que possui características específicas completamente diferentes das outras argilas comuns, constituída principalmente pelo argilomineral montmorilonita, do grupo esmectita e que é formada pela desvitrificação e subsequente alteração química de um material vítreo, de origem ígnea, usualmente um tufo ou cinza vulcânica em ambientes alcalinos de circulação restrita de água. É um material capaz de aumentar vertiginosamente de volume quando posto em contato com a água, no qual se prepara uma suspensão em água e que se agitado fica fluído ou deixado em repouso torna-se gelatinoso.

Sua constituição é dada principalmente por um principal argilomineral chamado montmorilonita (em teor de 60 a 80%), além de outras argilas em maior ou menor proporção como as chamadas illita e caulinita, quartzo, feldspatos, pirita ou calcita (20 a

40% de consistência). A argila bentonita se caracteriza por apresentar: (1) partículas muito finas; (2) elevada carga superficial; (3) alta capacidade de troca catiônica; (4) elevada área superficial e (5) grande capacidade de absorção e aumento de volume em presença de água.

A montmorilonita é o argilomineral mais abundante do grupo das esmectitas, cuja fórmula química geral é dada pela $M_x(Al_{4-x}Mg_x)Si_8O_{20} \cdot (OH)_4$. Possui partículas de tamanhos que podem variar de 2 μm a tamanhos bastante pequenos como 0,1 μm em diâmetro, com tamanho médio de 0,5 μm e formato de placas ou lâminas. Pertence ao grupo dos filossilicatos 2:1, cujas placas são caracterizadas por estruturas constituídas por duas folhas tetraédricas de sílica com uma folha central octaédrica de alumina, que são unidas entre si por átomos de oxigênio que são comuns a ambas as folhas. As folhas apresentam continuidade nas direções dos eixos a e b e geralmente possui orientação aproximadamente paralela nos planos (001) dos cristais, o que confere a estrutura laminada (SILVA e FERREIRA, 2008).

As placas da montmorilonita apresentam perfil irregular, são muito finas, tem tendência a se agregarem no processo de secagem, e apresentam boa capacidade de delaminação quando colocada em contato com a água. O diâmetro é de aproximadamente 100 nm, a espessura pode chegar até 1 nm e as dimensões laterais podem variar de 30 nm a vários microns, o que resulta em uma elevada razão de aspecto, podendo chegar a aproximadamente 1000.

O empilhamento dessas placas é regido por forças polares relativamente fracas e por forças de van der Waals, e entre essas placas existem lacunas denominadas de galerias ou camadas intermediárias ou interlamelares nas quais residem cátions trocáveis como Na^+ , Ca^{2+} , Li^+ , fixos eletrostaticamente e com a função de compensar cargas negativas geradas por substituições isomórficas que ocorrem no reticulado, como por exemplo, Al^{3+} por Mg^{2+} ou Fe^{2+} , ou Mg^{2+} por Li^+ . Cerca de 80% dos cátions trocáveis na montmorilonita estão presentes nas galerias e 20% se encontram nas superfícies laterais. Na Figura 2.26, tem-se a estrutura de duas lamelas.

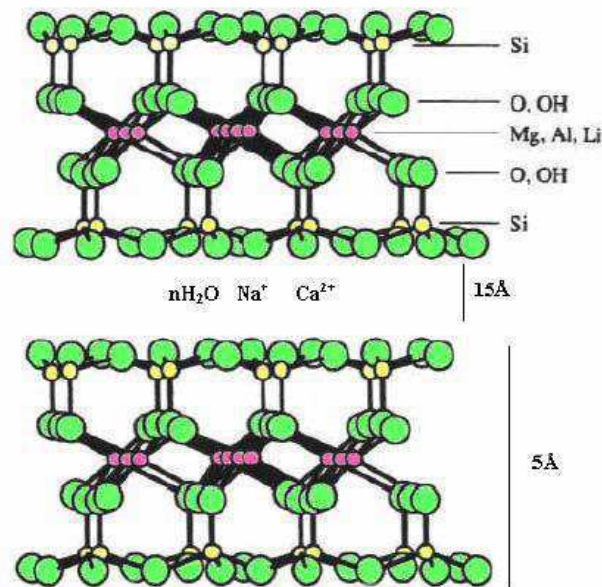


Figura 2.26 - Estrutura de duas lamelas da montmorilonita. Fonte: SILVA e FERREIRA (2008).

Quando as lamelas individuais de montmorilonita são expostas à água, as moléculas de água são adsorvidas na superfície das folhas de sílica e então separadas umas das outras. Este comportamento é chamado de inchamento interlamelar e é controlado pelo cátion associado à estrutura da argila. A espessura da camada de água interlamelar, varia com a natureza do cátion adsorvido e da quantidade de água disponível. Se o cátion é o sódio, o inchamento pode progredir desde 9,8 Å, quando a argila é exposta ao ar, a um máximo de 40,0 Å, quando a argila é totalmente dispersa em meio líquido (SILVA e FERREIRA, 2008).

Segundo a conceituação norte-americana as bentonitas são classificadas nos grupos seguintes: cálcicas naturais, sódicas naturais e sódicas ativadas, onde a diferença entre os dois tipos é que a cálcica quando dispersa em água não aumenta o seu volume, nem forma gel, ao tempo que as sódicas naturais ou ativadas, incham e forma gel, aumentando o seu volume até em 25 vezes.

No caso das argilas cálcicas ou policatiônicas, a quantidade de água adsorvida é limitada e as partículas continuam unidas umas às outras por interações elétricas e de massa. Na Figura 2.27, tem-se a diferença no inchamento das montmorilonitas sódicas e cálcicas deve-se a força de atração entre as camadas, que é acrescida pela presença do cálcio, reduzindo a quantidade de água que poderá ser adsorvida, enquanto que o cátion sódio provoca uma menor força atrativa, permitindo que uma maior quantidade de água penetre entre as camadas, e seja então adsorvida.

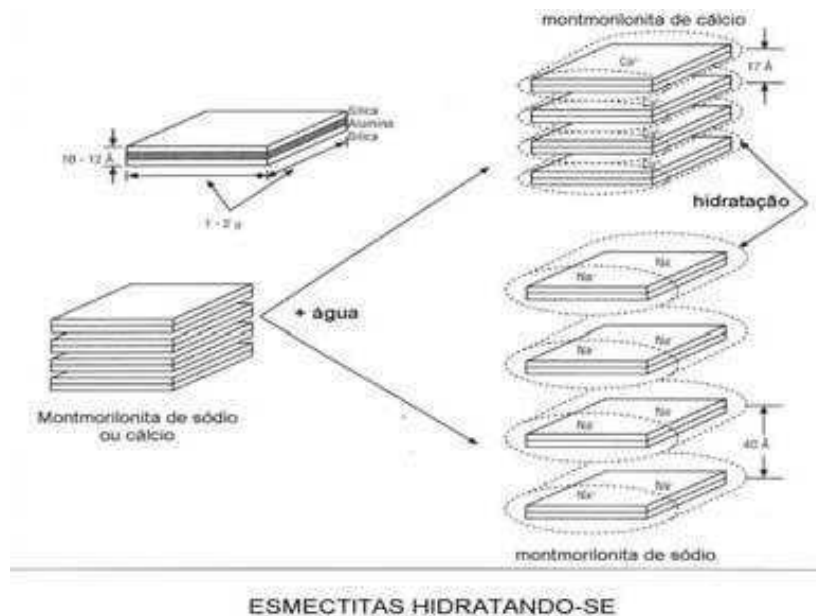


Figura 2.27 - Representação da hidratação da montmorilonita cálcica e da montmorilonita sódica. Fonte: SILVA e FERREIRA (2008).

As variações ou tipos de argilas são conhecidos em território nacional como: bofe, verde-lodo, chocobofo e chocolate. No Brasil, as ocorrências da bentonita estão no estado da Paraíba com 62%; São Paulo com 28% e os 10% restantes entre Minas Gerais, Bahia e Paraná. No Mundo, os Estados Unidos possuem mais de 50% do total do montante mundial e é o principal produto mundial de bentonita sódica.

A adsorção corresponde a uma operação de transferência de massa, onde moléculas de uma fase fluída (gás, vapor ou líquido) se encontram espontaneamente sobre uma superfície sólida. É uma propriedade fundamental da matéria, tendo sua origem nas forças atrativas entre as moléculas.

A quantidade total adsorvida normalmente varia entre 5 e 30 % do peso do sólido adsorvente, podendo chegar na superfície do sólido, na qual quanto maior for esta superfície por unidade de peso, mais favorável será a adsorção. Na Figura 2.28 é ilustrado um esquema representativo do processo de adsorção, em que as moléculas de adsorvato (substância a ser adsorvida) são transferidas para a superfície do adsorvente (material onde ocorre a adsorção) (ALVES, 2013).

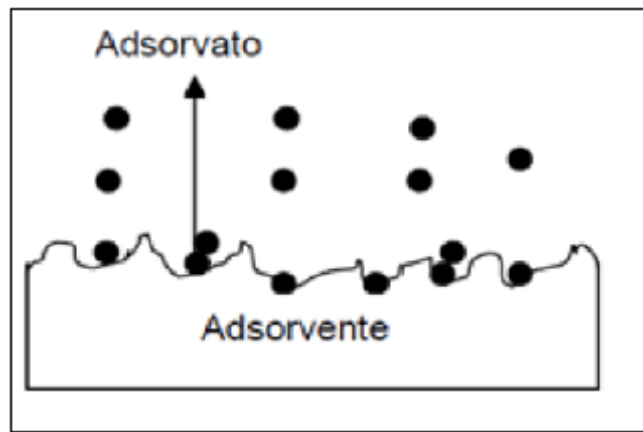


Figura 2.28 – Esquema representativo da adsorção. Fonte: ALVES (2013)

No Brasil, especificamente no município de Boa Vista, as bentonitas são cálcicas e para serem usadas industrialmente devem ser ativadas com carbonato de sódio (barrilha) para que se tornem sódicas. Pode ser encontrada em alguns tipos específicos como chocolate, bofe, chocobofo e verde-lodo. A Figura 2.29 mostra um fluxograma básico de processamento da bentonita ativada.

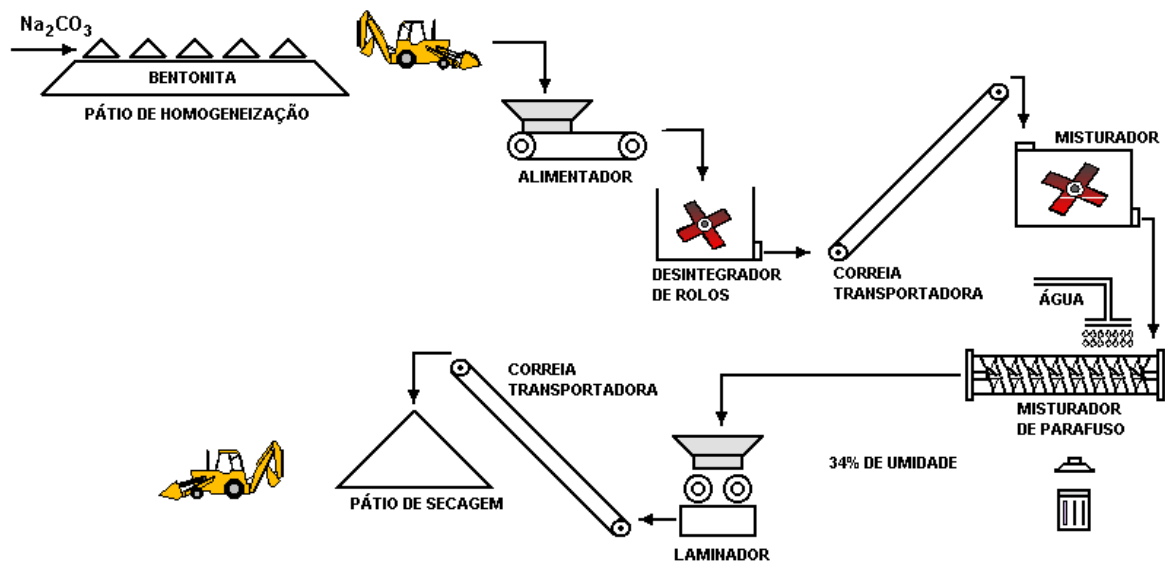


Figura 2.29 – Fluxograma de processamento da bentonita. Fonte: LUZ (2005).

A propriedade de inchamento faz a bentonita sódica ativada útil como um selante, especialmente para a vedação de sistemas de dispositivos subsuperficiais para deposição de combustível nuclear e para quarentenas de poluentes metálicos de água de subsolo. Usos similares incluem também construção de muros de contenção, impermeabilização de paredes no subsolo e formação de outras barreiras impermeáveis

para a selagem externa de poços, de poços velhos ou como um forro na base de aterros sanitários para impedir a migração do chorume.

O uso industrial da argila bentonita é muito diversificado em função de suas propriedades tais como elevada capacidade de troca de cátions resultantes de substituições isomórficas aliadas as suas características estruturais de facilidade de intercalação de um sem número de compostos orgânicos e inorgânicos possibilitando a obtenção de produtos sob medida para um elevado número de usos industriais. Desta forma as argilas esmectíticas, bentoníticas ou montmoriloníticas possuem mais usos industriais que todos os outros tipos de argilas industriais reunidas, sendo um material extremamente versátil e de perfil adequado para obtenção de produtos ou insumos de elevado valor agregado.

Podemos citar sua utilização na indústria de fundição, onde a bentonita permite a aglomeração do grão de areia (moldes de fundição), permitindo obter moldes no formato desejado. Já para indústria siderúrgica, na pelotização de minérios de ferro, a bentonita possibilita a aglomeração dos finos e ultrafinos de hematita, através do processo de pelotização, conferindo a resistência mecânica de que necessita a pelota crua para o transporte, secagem e pré-aquecimento. Para a perfuração de poços petrolíferos e poços artesanais, a bentonita mantém permanentemente em circulação, uma lama fluída preparada dentro do furo, tendo como funções o resfriamento e a lubrificação da broca, o transporte dos detritos, a impermeabilização das paredes do poço e a prevenção de saída violenta de gás, água ou óleo.

Além destes primeiros usos quando da sua descoberta, a bentonita também gera produtos para a indústria de higiene animal, na qual é utilizada como granulada, atuando como excelente leite higiênico para animais domésticos e de cativeiro, absorvendo e eliminando odores de urinas e fezes. Na indústria de fabricação cerâmica, pequenas adições de bentonita contribuem para o aumento da plasticidade da composição e conseqüentemente, aumenta a resistência mecânica. A presença em composição de esmaltes cerâmicos evita a decantação da suspensão, mesmo sem agitação. Na indústria de tintas, nas que são à base de água, a bentonita atua como antissedimentante de cargas e pigmentos, auxiliando no controle reológico, evitando o escorrimento da tinta após aplicação, além de conferir viscosidade, aumentando o poder de cobertura dos pigmentos. As vantagens da argila bentonita também favorecem na fabricação de

detergentes em pó, nas rações, tornando o gado mais saudável e também na clarificação de vinhos e sucos de frutas. Na construção civil, o seu uso impede o desabamento das paredes laterais do corte das fundações, evitando infiltrações, além de vedar o solo quando este for arenoso.

2.5 Estudo da arte sobre secagem em secador rotativo

Vários trabalhos sobre a secagem de diversos produtos em secador rotativo têm sido reportados na literatura. A seguir são apresentados alguns dele.

- ➔ Iguaz, Budman e Douglas (2002) testaram o desempenho de controladores, um do tipo convencional com parâmetros de sintonização fixos e outro programado para ganho com ajuste, além de comparar com o controle manual de um secador rotativo utilizado na secagem de alfafa. Com os resultados foi possível avaliar a eficiência do equipamento com relação ao consumo de energia;
- ➔ Krokida, Maroulis e Kremalis (2002) analisaram o processo de secagem do bolo de azeitona (biomaterial do tipo lama, produzido como subproduto do processo de extração do azeite) em secador rotativo para avaliar valores de cinética de secagem e propriedades termofísicas obtidas de forma experimental. Um modelo de secador adequado é proposto, validado e utilizado no projeto de um secador rotativo industrial, considerando a viabilidade econômica;
- ➔ Ademiluyi, Abowei, Puyate e Achinewhu (2010) estudaram e analisaram a influência dos parâmetros de secagem na transferência de calor durante secagem da mandioca moída fermentada em secador rotativo de bancada. Utilizaram-se diferentes temperaturas para o ar de admissão, velocidades de entrada de ar, teor de umidade, velocidades de alimentação e de rotação do secador e obteve-se resultados expressivos sobre o coeficiente específico de transferência de calor no material e modelos são previstos e comparados com dados experimentais, resultando em assertividade coerente;
- ➔ Thibault, Alvarez, Blasco e Vega (2010) analisaram e determinaram experimentalmente o tempo de residência em secador rotativo em escala piloto para vários tipos de materiais sólidos como farinha de peixe, areia, farelo de soja e serragem, variando o fluxo mássico de material, inclinação

do secador, velocidade de rotação e taxa de fluxo do gás. Desenvolveu-se correlação entre o tempo de residência do produto para secadores rotativos inclinados e horizontais, comparando com modelos desenvolvidos com dados experimentais. E também três modelos com base em produto, variáveis operacionais e rede neural são apresentados, resultando em bons tempos de residência;

- ➔ Castaño, Rubio e Ortega (2012) mencionam sobre os ajustes de equações de equilíbrio e correlações nos modelos paramétricos em planta do secador, considerando o tipo de material que se destina a secagem. Apresenta-se um modelo em secador do tipo concorrente, do qual é possível levantar melhorias para se determinar a taxa de secagem e obter uma expressão analítica mais acurada. Os testes iniciais são apresentados com material sólido para validação do modelo em planta piloto;
- ➔ Abbasfard, Ghader, Rafsanjani e Ghanbari (2013) realizaram testes em secadores rotativos do tipo de fluxo concorrente e contra-corrente para secagem de amônia, onde se desenvolveu um modelo matemático e análises das transferências de calor e massa e comparou-se com as informações de escala industrial. A comparação permitiu avaliar resultados que mostram os efeitos importantes advindos dos parâmetros de teores de umidade de entrada e saída, bem como das temperaturas do ar e produto, tanto para o tipo concorrente quanto para o contra-corrente;
- ➔ Sai (2013) conduziu num secador rotativo por lotes um estudo para obter a cinética de secagem de um material não higroscópico, no qual foram analisados o processo de secagem para diferentes temperaturas e taxas de fluxo mássico, teor de umidade inicial dos sólidos e velocidade de rotação. O padrão de contato foi obtido por meio de estudos de distribuição de tempo de residência e parâmetros como velocidade de rotação, inclinação e velocidade de alimentação dos sólidos. A partir do tratamento dos dados pelo método de dispersão axial e das correlações propostas, o desempenho do secador contínuo pode ser previsto pela cinética do de lotes, pela distribuição do tempo de residência e validação de testes experimentais. Desta forma, o estudo mostra que a cinética associada a distribuição do tempo de residência do produto para o fluxo mássico do sólido prevê adequadamente o teor de umidade dos sólidos no produto em um secador contínuo;

- Bustamante, Hill, Rodríguez, Giraldo e Flórez (2014) propuseram uma modelagem e simulação de um secador rotativo de fluxo concorrente sob condições estáveis, encontrando as equações de cinética de secagem a partir de dados experimentais e por um algoritmo de elemento finito. São analisados os balanços de energia e massa, além de correlações já conhecidas para avaliação da transferência global de calor em seu desenvolvimento. Perfis de temperatura, comprimento, teor de umidade do ar e sólidos são resolvidos pelo método finito, bem como o número de unidade de transferência de calor;
- Hosseinabadi, Layeghi, Berthold, Doosthosseini e Shahhosseini (2014) estudaram a secagem de partículas de madeira em um secador rotativo, por se tratar de um processo que envolve interações entre sólido e fluído, além de transferência simultânea de calor e massa dentro e entre o material. Com um bom entendimento desse processo de secagem, tem-se resultado na determinação dos melhores parâmetros de secagem e pontos de melhoria no projeto inicial do secador buscando sua otimização. O modelo apresentado mostrou sucesso em prever o comportamento em estado estacionário do secador rotativo concorrente, podendo ser utilizado na análise dos efeitos em vários processos de secagem, além de ter sido usado para simular o desempenho de circuitos fechados de secadores industriais rotativos em várias condições de operação;
- Delele, Weigler e Mellmann (2015) ratificam a importância da secagem dos produtos agrícolas após a colheita como forma de minimizar as perdas e avaliam o desempenho de um secador rotativo para a secagem destes produtos, discutindo os efeitos do produto e das propriedades do ar de secagem, bem como as variáveis de processo, do equipamento e qualidade do produto. Tem-se que cada vez mais os secadores rotativos vêm sendo utilizados para a secagem de alimentos como grãos, legumes, ervas, biomassa, alimentos para animais, dentre outros produtos agrícolas e os avanços nos estudos do uso deste secador tem obtido avanços satisfatórios;

CAPÍTULO 3

METODOLOGIA

3.1. Experimental

3.1.1 O equipamento de secagem

O modelo de equipamento para a secagem em estudo é um secador rotativo contínuo de fluxo direto que se encontra instalado em uma empresa de beneficiamento de argila bentonita. A Bentonit União Nordeste está localizada na cidade de Boa Vista – PB, a pouco mais de 50 km de distância com relação a Campina Grande. A fábrica possui 4 grandes secadores, dos quais foram adquiridos com o objetivo de secar argila bentonita a um teor de umidade de no máximo 3% para atingir as especificações do produto determinado pelo cliente. Pois com o processo de secagem natural ao sol não se consegue obter tal especificação, principalmente em tempos de chuva e umidade relativa ambiente elevada.

O secador escolhido no estudo de caso é o de número IV (Figura 3.1) que possui 20 metros de comprimento total, sendo 16,4 metros do cilindro rotativo e 3,6 metros da câmara refratária (ou caixa de descarga do ar quente/gás) onde há a queima do combustível. Seu diâmetro é de 3,2 metros e seu declive ou inclinação em relação ao solo é de 0,031%. Dentre os quatro secadores, este é o de menor comprimento e o mais utilizado devido a sua praticidade de funcionamento. Por isto foi escolhido para ser avaliado em sua eficiência e desempenho.

A câmara de queima do combustível possui 3,0 metros de comprimento, com 1,93 metros de diâmetro externo e 1,2 metros de diâmetro interno, no qual esta diferença é referente aos tijolos refratários. Possui um bico queimador de combustível (geralmente de óleo BPF) a uma temperatura inicial de 150°C; trabalha a uma faixa de pressão de 8 a 12 kgf/cm²; com o ar comprimido a uma pressão de 14 kgf/cm² e vazão máxima de aproximadamente 101 kg/h; possui ainda um bico queimador de óleo com capacidade de queima de 417 kg/h e pressão de ar requerido a combustão de 300 mmCA. A bomba recomendada e utilizada possui vazão volumétrica de 1000 litros/h e pressão de descarga de até 15 kgf/cm².

A Figura 3.1 mostra o secador e a Figura 3.2 mostra a câmara de queima do combustível respectivamente.



Figura 3.1: Secador rotativo. Fonte: Empresa Bentonit União Nordeste



Figura 3.2: Câmara de queima do combustível. Fonte: Empresa Bentonit União Nordeste

3.1.2. Argila bentonita utilizada na secagem no secador IV

O produto utilizado na secagem dos testes experimentais no secador IV é composto por uma mistura de dois tipos de argilas bentonitas, resultando no material de nome usual “Dry”. É um material que geralmente sai do secador com teores de umidade abaixo de 1%, pois quando armazenada em galpão coberto a temperatura ambiente, tem-se um aumento relativo neste percentual, porém sem extrapolar sua especificação máxima de 3% de teor de umidade. Sua utilização é destinada a produtos que auxiliam na remoção da umidade do ambiente no qual está aplicado com o objetivo de preservar e manter outros produtos que não podem perecer. Como exemplo, temos o transporte e armazenamento de alimentos, grãos, farelos e até metais a fim de evitar a proliferação de fungos e oxidação.

3.1.3. Procedimento experimental

3.1.3.1 Dados do secador – Planta piloto

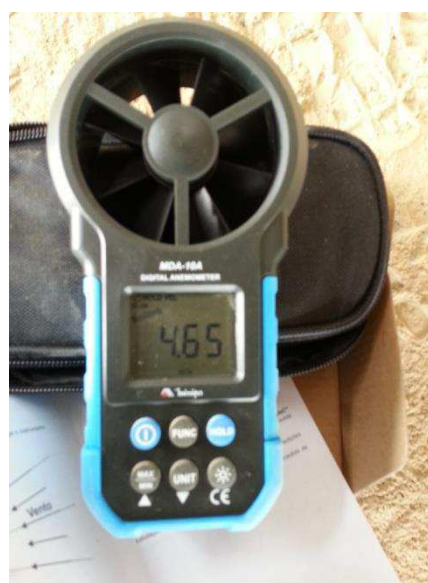
O primeiro passo foi coletar os dados de planta piloto, essenciais para se avaliar a eficiência do secador. Desta forma no dia 16 e 17 de março de 2016, o secador foi colocado em utilização para a secagem de um tipo de argila bentonita que foi seca até um teor de umidade de no máximo 3%.

A Figura 3.3, a-b-c, ilustra os aparelhos de medição como pistola a laser, termohigromêtro e anemômetro digital que auxiliaram na coleta dos dados de planta piloto. Obtiveram-se os seguintes dados: Temperatura de entrada do ar de secagem; Temperatura de saída do ar de secagem; Temperatura de bulbo úmido do ar de entrada; Temperatura e umidade relativa do ambiente; Temperatura de entrada e saída do produto; Velocidade da massa de ar; e Tempo de retenção (residência) do produto.

Conhecendo as temperatura e umidades relativas do ambiente em cada um dos dias de teste, encontra-se através da carta psicrométrica (MORAN e SHAPIRO, 2008, Figura A.9) a temperatura de bulbo úmido do ar e umidade absoluta (kg de água/kg de ar seco). A temperatura de bulbo úmido é igual para os dois dias de testes, porém a umidade absoluta variou de 0,01475 para 0,01400 kg de água/kg de ar seco, respectivamente.



a)



b)



c)

Figura 3.3: a) Termohigrometro, b) Anemômetro digital, c) Pistola a laser

O segundo passo foi levantar todos os parâmetros e informações referentes à especificação do produto, as propriedades termofísicas, além de algumas variáveis constantes para o projeto de concepção do secador. Para a coleta de dados do processo ligado ao secador como taxa de alimentação e saída; e os teores de umidades inicial e final foram realizados alguns procedimentos de coleta durante a execução do teste, bem como a secagem padrão de produtos em laboratório. Os procedimentos seguem descritos a seguir:

a) Fluxo de material da entrada e saída do secador (Base úmida)

Para encontrar o fluxo de argila úmida na entrada, de maneira manual utilizou-se sacos na saída da esteira que alimenta o secador. Coletou-se 3 sacos de uma certa quantidade de material durante 15 segundos cada. Após a coleta, os sacos foram pesados e desta forma encontrado a taxa de alimentação. Já para o fluxo de argila na saída do secador, foi utilizada a pesagem em balança de uma pá-carregadeira com a concha vazia e cheia de argila já seca, recém-saída do secador. A Figura 3.4 mostra a esteira de alimentação e o ponto de descarga da mesma.

b) Teores de umidade inicial e final do produto

Segundo os analistas da empresa, a argila entra no secador com teor de umidade variando entre 11 e 13%, devendo sair com no máximo 3% de umidade. Desta forma,

para se conhecer ao certo qual a massa de água contida no material, além do produto final, foi utilizada uma estufa do laboratório próprio da empresa. Na estufa foi colocado um termômetro e através de uma chave reguladora de corrente foi possível controlar as resistências para que o ambiente interno do equipamento se mantivesse em uma temperatura padrão de 105 a 110 °C.



Figura 3.4: Esteira de alimentação do secador IV. Fonte: Bentonit União Nordeste

Amostras de material foram coletadas antes e depois do processo, pesadas em balança de precisão e, com a pistola a laser, suas temperaturas, além do ambiente interno da estufa foram aferidas. A metodologia de teste no laboratório consistiu em manter as amostras em um ambiente de temperatura fixa de 105°C durante um período de 24 horas, sendo ao final deste período, as amostras foram retiradas e pesadas. Para ratificar a análise dos teores de umidade, mantiveram-se as amostras por mais 24 horas, sendo, após este tempo, as amostras foram pesadas por uma terceira e última vez.

O cálculo do teor de umidade (em base úmida) em cada amostra foi feito com base na seguinte forma:

$$X = \frac{(m_e - m_s)}{m_s} \quad (3.1)$$

Onde: m_e = massa do material na entrada; m_s = massa do material na saída

A Figura 3.5 ilustra a estufa, amostras e aparelhos para aferição de medidas de temperaturas e a Figura 3.6 ilustra a pesagem das amostras.



Figura 3.5: Estufa, pistola e termometro infravermelho. Fonte: Bentonit União Nordeste.



Figura 3.6: Balança de precisão. Fonte: Bentonit União Nordeste

3.2. Teórico

3.2.1. Modelo matemático

No estudo teórico do secador rotativo de calor direto e fluxo contínuo, utilizou-se um modelo matemático proposto por Mujumdar (2006), por se adequar melhor.

a) O balanço de massa no produto de argila na alimentação (kg/h) é dado por:

$$F_1 = F_{1S} + F_{1W} \quad (3.2)$$

Já na saída do secador (kg/h), o balanço de massa é determinado pela seguinte equação:

$$F_2 = F_{2S} + F_{2W} \quad (3.3)$$

Assim sendo, a taxa de água evaporada (kg/h) é dada como segue:

$$m_W = F_1 - F_2 \quad (3.4)$$

Onde F_{1S} e F_{2S} são as massas de sólido (kg) que entra e sai do secador respectivamente; e F_{1W} e F_{2W} é a massa de água contida no material sólido tanto na entrada quanto na saída, respectivamente.

Também se torna necessário conhecer os parâmetros X_0 e X_f , que representam os teores de umidade inicial e final do produto.

A segunda fase avalia o balanço de energia. Calcula a quantidade de calor para os três principais fluxos, bem como a quantidade total de energia necessária ao material:

b) Para o balanço de energia no produto, o fluxo de calor necessário para evaporar a água do material é dado por:

$$Q_1 = m_W(h_W + C_V T_{2AR} - T_{1P} C_W) \quad (3.5)$$

Já o fluxo de calor necessário para aquecer o sólido seco, pode ser determinado como segue:

$$Q_2 = F_{1S} C_P (T_{2AR} - T_{1P}) \quad (3.6)$$

E o fluxo de calor fornecido a água residual no interior do produto é dado por:

$$Q_3 = F X_f C_W (T_{2AR} - T_{1P}) \quad (3.7)$$

Assim sendo, o fluxo de calor total para evaporar a água, aquecer o produto e aquecer a água residual, pode ser determinado como segue:

$$Q_{TOT1} = Q_1 + Q_2 + Q_3 \quad (3.8)$$

Tendo em vista as perdas energéticas para o meio externo, considerou-se que:

$$Q_{TOT2} = 1,25 Q_{TOT1} \quad (3.9)$$

Onde, nestas equações acima, h_W é o calor latente de evaporação da água (kJ/kg); C_V , C_W e C_P são os calores específicos do vapor, água e produto (kJ/kg.K), respectivamente; T_W é a temperatura de bulbo úmido do ar de secagem (°C) na entrada; T_{1P} e T_{2P} são

respectivamente, as temperaturas de entrada e saída do produto (°C); e T_{2AR} representa a temperatura de saída do ar (°C).

c) Para o balanço de massa para o ar, tem-se que a massa de ar para o secador diante das condições do processo é dada por:

$$\Phi = \frac{Q_{TOT2}}{(T_{1AR} - T_{\infty})C_{AR}} \quad (3.10)$$

Por outro lado, a massa específica do ar na temperatura alimentação, é dada por:

$$R_A = \frac{355}{(273 - T_{1P})} \quad (3.11)$$

Assim sendo, o fluxo volumétrico de ar recolhido pelo secador, pode ser determinado como segue:

$$AirFlo_1 = \frac{\Phi}{(R_A)} \quad (3.12)$$

Por outro lado, a massa específica do ar na saída do secador é dada por:

$$R'_A = \frac{355}{(273 - T_{2AR})} \quad (3.13)$$

Já a massa específica do vapor de água na saída será obtida como segue:

$$R_W = \frac{220}{(273 - T_{2AR})} \quad (3.14)$$

Então, o fluxo de ar na saída, incluindo o ar ingresso, será então:

$$AirFlo_2 = \frac{\Phi}{(R'_A)} \quad (3.15)$$

E o fluxo de água evaporada do material no secador, será obtido como segue:

$$WA_{FLO} = \frac{m_W}{(R_W)} \quad (3.16)$$

Assim sendo, o fluxo gás quente que sai do secador pelo exaustor, será dado por:

$$Gas_2 = AirFlo_2 + WA_{FLO} \quad (3.17)$$

d) Parâmetros geométricos do secador. Para se avaliar o diâmetro do secador, devem ser considerados dois pontos. O primeiro é que a medida deve ser o suficientemente grande para que o fluxo de massa de ar específico u_{perm} ($kg/m^2 \cdot s$) não ultrapasse o patamar que provoca o arrastamento das partículas do produto, e o segundo, é que se deve assumir que apenas um percentual da secção do secador representa uma área livre para a passagem do ar. Logo este percentual é estimado por volta de 85% ($j = 0,85$) e o diâmetro pode ser determinado como segue:

$$D^2 = \left(\frac{4Gas_2}{3600 \cdot \pi \cdot j \cdot u_{perm}} \right) \quad (3.18)$$

Onde 3600 é um fator de arranjo das unidades.

Para se avaliar o comprimento do secador, precisa-se inicialmente estimar o volume do equipamento (m^3) que é calculado por:

$$V = \frac{\tau \cdot F}{60 \cdot \rho_{AP}} \quad (3.19)$$

Onde, τ é o tempo de residência do produto (h); e ρ_{AP} representa a densidade aparente do produto (kg/m^3)

Desta forma, o comprimento do secador (m) poderá ser determinado por:

$$L = \frac{4V}{\pi D^2} \quad (3.20)$$

Na prática a relação entre o comprimento e diâmetro (L/D) deve estar numa faixa de 4 a 10 para um bom desempenho do equipamento.

e) Potências de acionamento do secador e fluxo de ar

A potência necessária para que o ar passe através do queimador de gás será:

$$Pow_V = \frac{AirFlo_1 \cdot \Delta p}{3600s \cdot 1000kg \cdot 0,5} \quad (3,21)$$

A potência necessária para o ar passar através do secador e do ciclone ou do filtro será determinada como segue

$$Pot_E = \frac{Gas_2 \cdot \Delta p}{3600s \cdot 1000kg \cdot 0,5} \quad (3,22)$$

A potência necessária para mover ou rotacionar o tubo do secador com material dentro será:

$$Pot_{ROT} = 0,3 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot L \quad (3,23)$$

f) Eficiência do secador

Para a determinação da eficiência do secador, duas formas foram usadas, sendo uma envolvendo a energia gasta para evaporar a água do produto, e outra que contempla todas as energias usadas no processo, incluindo as do secador. São elas a seguir:

A eficiência específica do secador em kJ/kg de água evaporada pode ser calculada da seguinte maneira:

$$\eta_W = \frac{Q_{TOT2}}{m_W} \quad (3,24)$$

Já a eficiência global, será dada por:

$$\eta_{th} = \frac{Q_{TOT1}}{Q_{TOT2} + Pot_V + Pot_{Rot} + Pot_E} .100 \quad (3.25)$$

Uma vez desenvolvido o modelo, este foi aplicado para duas situações distintas:

a) Uma situação hipotética onde a temperatura do ar na saída do secador é dada por:

$$T_{2AR} = 0,05.T_{1AR} + 64,5 \quad (3.26)$$

b) Usando a temperatura do ar na saída do separador igual a coletada experimentalmente.

$$T_{2AR} = T_{2AR\ EXPERIMENTAL} \quad (3.27)$$

Nas simulações foram considerados dados físicos do ar e produto, além das propriedades termofísicas padrão para a água e vapor. Já para as propriedades da argila bentonita, foram considerados valores para a densidade aparente por medições em laboratório e calor específico através de informações coletadas em trabalhos da literatura (JUNCOSA, 2003; SILVA, 2009). A Tabela 3.1 ilustra os valores:

Parâmetros	Símbolos	Valores
Calor Latente de Evaporação Água (0°C)	ΔH_w	2500 kJ/kg
Calor Específico da Água	C_w	4,19 kJ/kg.°C
Calor Específico do Vapor de Água	C_v	1,886 kJ/kg.°C
Calor Específico do Ar	C_{AR}	1,05 kJ/kg.°C
Calor Específico do Produto	C_p	0,8355 kJ/kg.°C
Densidade Aparente Argila	ρ_{AP}	961,2 kg/m ³
Densidade (Bentonita Sódica Ativada)	ρ_p	0,8 ton/m ³
Tamanho de Partícula (50% >= 2000 µm)	d_p	2000 µm
Porosidade	ϕ	0,41
Resistência (Demora) a Secagem	H	0,075
Fator	A	0,1
Fator Área livre de passagem do ar	j	0,85

Tabela 3.1: Parâmetros termofísicos para a água, vapor e argila bentonita.

CAPÍTULO 4

RESULTADOS E DISCUSSÕES

4.1. Experimentais

A partir dos procedimentos apresentados na metodologia, foram coletados durante dois dias, valores e dados experimentais referentes ao secador em planta, além da secagem em estufa realizada em laboratório. Das Tabelas 4.1 a 4.3, têm-se os valores obtidos.

Com o resultados coletados experimentalmente no Secador IV durante dois dias, podemos perceber que os testes do primeiro dia, proporcionaram ao final do processo de secagem uma argila com um teor de umidade (0,0155 kg/kg) 4,5 % maior se comparado com a argila seca no segundo dia (0,0028 kg/kg). Esta diferença se deu não somente a um ambiente menos quente e úmido do primeiro se comparado ao segundo, mas principalmente porque a câmara de combustão do secador esteve completamente fria ao iniciar o processo de secagem no primeiro dia, quando já no segundo o isolamento térmico da câmara mantém considerável quantidade de calor.

Neste contexto de análise, percebemos também que para a obtenção de uma argila com teor de umidade menor que 1%, a temperatura média da chama do queimador fica na faixa acima dos 1000 °C e o consumo de BPF foi de 30% a mais (segundo dia de teste). Como a demanda é de um material com teor de umidade abaixo de 3%, conclui-se que o primeiro dia foi mais eficiente na obtenção do objetivo da secagem, gastando menos combustível e desperdiçando menos energia térmica.

Por outro lado, ao analisar os valores obtido em laboratório, percebe-se que após o processo de secagem no secador, esta argila fica armazenada em um galpão coberto, porém sem nenhum isolamento térmico que possa preservar o teor de umidade deste produto específico. A Tabela 4.4 mostra que as amostras do segundo dia de secagem que saíram com teor de umidade abaixo de 1% e após submetido ao ambiente de estufa, obtiveram um acréscimo na faixa de 5% em seu teor de umidade, absorvendo a água contida no ar ambiente na qual se encontrava, porém se manteve-se dentro da faixa de especificação (menor que 3% de teor de umidade).

Já as amostras do primeiro dia, com a absorção de água durante o teste a 105 °C, aumentaram o seu teor de umidade para muito próximo do limite máximo especificado. Logo, podemos entender que devido a ausência de um local de armazenagem adequado para a argila, precisamos gastar mais energia e combustível para obter uma argila com o menor teor de umidade possível e garantir a qualidade do produto ao cliente.

DADOS COLETADOS ~ DIA 1 ~ 16/03/2016			
PARÂMETRO	AR DE SECAGEM	ARGILA BENTONITA	AMBIENTE
Consumo de Combustível (kg.BPF/h)	228,6		
Fluxo Mássico na Entrada (kg/h)	-	15330	-
Fluxo Mássico na Saída (kg/h)	-	11600	-
Temperatura Ambiente (°C)	-	-	27,0
Temperatura da Chama do Queimador (°C)	757,0	-	-
Temperatura de Bulbo Úmido (°C)	-	-	22,0
Temperatura na Entrada do Secador (°C)	326,3	29,0	-
Temperatura na Saída do Secador (°C)	144,8	157,0	-
Tempo de Residência do Produto (h)	-	0,67	-
Teor de Umidade após Estufa (kg/kg)	-	0,0287	-
Teor de Umidade no Final (kg/kg)	-	0,0155	-
Teor de Umidade no Início (kg/kg)	-	0,1320	-
Umidade Absoluta (kg.água/kg.ar.seco)	-	-	0,01475
Umidade Relativa do Ambiente (%)	-	-	65
Velocidade (m/s)	5,1	-	-

Tabela 4.1: Dados da planta e testes de campo do secador no primeiro dia

DADOS COLETADOS ~ DIA 2 ~ 17/03/2016			
PARÂMETRO	AR DE SECAGEM	ARGILA BENTONITA	AMBIENTE
Consumo de Combustível (kg.BPF/h)	300,0	-	-
Fluxo Mássico na Entrada (kg/h)	-	15330	-
Fluxo Mássico na Saída (kg/h)	-	11600	-
Temperatura Ambiente (°C)	-	-	29,0
Temperatura da Chama do Queimador (°C)	1010,5	-	-
Temperatura de Bulbo Úmido (°C)	-	-	22,0
Temperatura na Entrada do Secador (°C)	370,5	34,0	-
Temperatura na Saída do Secador (°C)	208,5	235,0	-
Tempo de Residência do Produto (h)	-	0,67	-
Teor de Umidade após Estufa (kg/kg)	-	0,0172	-
Teor de Umidade no Final (kg/kg)	-	0,0028	-
Teor de Umidade no Início (kg/kg)	-	0,1293	-
Umidade Absoluta (kg.água/kg.ar.seco)	-	-	0,01400
Umidade Relativa do Ambiente (%)	-	-	65
Velocidade (m/s)	5,1	-	-

Tabela 4.2: Dados da planta e testes de campo do secador no segundo dia

TESTE 1 - ESTUFA EM LABORATÓRIO - BUN-BV								
AMOSTRAS/ DADOS	HORA	TEMP. (°C)	PESO (g)	UMIDADE 1 (%)	DENS.(Kg/m ³)	TESTE EM ESTUFA	PESO (g)	UMIDADE 2 (%)
ENTRADA (E0)	10:30	29,0	468,57	13,20	0,933	Entrada às 14:30 24 horas em estufa à 105°C	419,32	3,13
SAÍDA (A1)	11:00	122,0	574,27	1,60	0,933		572,21	1,93
SAÍDA (A2)	11:20	148,0	385,80	1,06	0,816		405,90	4,83
SAÍDA (A3)	11:40	170,0	652,30	0,20	0,801		664,88	2,40
SAÍDA (A4)	12:00	188,0	519,05	3,33	0,766		529,33	2,33

Tabela 4.3: Valores dos testes em estufa (primeiro dia)

TESTE 2 - ESTUFA EM LABORATÓRIO - BUN-BV								
AMOSTRAS/ DADOS	HORA	TEMP. (°C)	PESO (g)	UMIDADE 1 (%)	DENS.(Kg/m ³)	TESTE EM ESTUFA	PESO (g)	UMIDADE 2 (%)
ENTRADA (F0)	10:30	34,0	680,17	12,93	0,870	Entrada às 14:30 24 horas em estufa à 105°C	595,91	1,70
SAÍDA (B1)	11:00	240,0	602,84	0,13	0,760		614,11	1,96
SAÍDA (B2)	11:20	246,0	660,04	0,47	0,827		679,32	2,00
SAÍDA (B3)	11:40	228,0	655,93	0,20	0,731		663,43	1,26
SAÍDA (B4)	12:00	216,0	680,67	0,33	0,799		690,89	1,66

Tabela 4.4: Valores dos testes em estufa (segundo dia)

4.2. Teórico

4.2.1. Modelo Idealizado

Como mencionado na metodologia, neste modelo a temperatura do ar na saída do secador é dada pela Equação (3.26). Assim sendo, calculando seu valor obteve-se $T_{2AR} = 80,8 \text{ °C}$ e $T_{2AR} = 83 \text{ °C}$ do primeiro e segundo dia, respectivamente.

Com estes valores podem-se realizar os balanços de massa e energia no secador nos dois dias de testes, bem como o cálculo das eficiências. A Tabela 4.5 e 4.6 resume os resultados obtidos para as variáveis de processo para o primeiro e segundo dia de testes.

Pode-se perceber que a taxa de evaporação de água foi maior 8,2% no segundo dia de teste, pois o produto na alimentação manteve sua faixa geral para o teor de umidade entre 12 a 13%, porém como os dois dias tiveram condições ambientes e de aquecimento da câmara de combustão diferentes, o produto final variou seu teor de umidade no final de 0,5 a 1,5%.

Fases	Descrição	Símbolo	Valores	Unidades
1 - Balanço de Massa	Taxa de evaporação da água	m_w	1811,92	kg/hora
2 - Balanço de Energia	Fluxo de Calor para evaporar a água	Q_1	4593227,05	kJ / hora
	Fluxo de calor para o sólido seco	Q_2	575375,61	kJ / hora
	Fluxo de calor para a água residual	Q_3	45394,49	kJ / hora
	Calor Total para evaporar a água, aquecer o produto e aquecer a água dentro do produto	Q_{TOT1}	5213997,15	kJ / hora
	Calor Necessário ao Secador	Q_{TOT2}	7893157,18	kJ / hora
3 - Parâmetros de Secagem	Massa específica do ar (temperatura alimentação)	R_A	1,18	kg/m ³
	Massa de ar do secador diante das condições do processo.	-	25285,21	kg/hora
	Fluxo de Ar Volumétrico admitido pelo Secador	AirFlo1	21510,23	m ³ /h
	Massa específica do ar na saída.	R'_A	1,00	kg/m ³
	Massa específica do vapor de água na saída	R_W	0,62	kg/m ³
	Fluxo de ar na saída, incluindo ar ingresso	AirFlo2	30240,97	m ³ /h
	Fluxo de água evaporada do secador	$W_{A_{FLO}}$	2914,03	m ³ /h
	Fluxo do gás que sai do secador	Gas₂	33154,99	m ³ /h
4 - Potências	Energia do ventilador (soprador) requerida por AirFlo1	Pow_{G1}	29,88	kW
	Energia do ventilador requerida por Gas2	Pow_{G2}	27,63	kW
	Consumo de energia para a movimentação rotacional	Pow_{ROT}	7,44	kW
	3 Resistências elétricas de 6000 W cada uma	Pow_{BOM}	18,0	kW
	Acionamento da Esteira de Alimentação do Produto	Pow_{EST}	3,67	kW
5 - Eficiências	Eficiência (kJ/kg de água)	η_w	4356,23	kJ/kg de água
	EFICIÊNCIA GLOBAL	N_{TOT}	63,55	%
6- Dimensões e Parâmetros Calculados	Diâmetro do secador	D	1,64	m
	Comprimento do secador	L	11,68	m
	Relação entre Comprimento e Diâmetro	L/D	7,10	-
	Tempo de residência do produto	τ	20,46	min
	Volume de sólidos no secador	V	4,79	m ³

Tabela 4.5: Resultados idealizados (primeiro dia)

No balanço de energia, tanto o fluxo de calor para evaporar a água quanto o fluxo de calor para o sólido seco não apresentaram diferenças acentuadas. Porém, o fluxo de calor para a água residual mostrou um valor muito maior para o primeiro dia de teste, no qual teve-se condições ambientes como temperatura ambiente mais baixa, umidade relativa maior em 18% e temperatura do produto menor. Além deste, nos parâmetros de secagem, também se percebe que tanto a massa de ar admitida quanto a que sai no final do secador foi maior no primeiro dia diante das mesmas condições já

mencionadas. Logo, consegue-se admitir mais volume de ar, porém a quantidade de água evaporada no dia mais “frio”, úmido e/ou de produto com menor temperatura de entrada foi menor.

Fases	Descrição	Símbolo	Valores	Unidades
1 - Balanço de Massa	Taxa de evaporação da água	m_w	1961,35	kg/hora
2 - Balanço de Energia	Fluxo de Calor para evaporar a água	Q_1	4939145,55	kJ / hora
	Fluxo de calor para o sólido seco	Q_2	551416,93	kJ / hora
	Fluxo de calor para a água residual	Q_3	7758,75	kJ / hora
	Calor Total para evaporar a água, aquecer o produto e aquecer a água dentro do produto	Q_{TOT1}	5498321,22	kJ / hora
	Calor Necessário ao Secador	Q_{TOT2}	8164521,69	kJ / hora
3 - Parâmetros de Secagem	Massa específica do ar (temperatura alimentação)	R_A	1,16	kg/m ³
	Massa de ar do secador diante das condições do processo.	-	22769,36	kg/hora
	Fluxo de Ar Volumétrico admitido pelo Secador	AirFlo1	19690,68	m ³ /h
	Massa específica do ar na saída.	R'_A	1,00	kg/m ³
	Massa específica do vapor de água na saída	R_w	0,62	kg/m ³
	Fluxo de ar na saída, incluindo ar ingresso	AirFlo2	27402,12	m ³ /h
	Fluxo de água evaporada do secador	$W_{A_{FLO}}$	3174,05	m ³ /h
	Fluxo do gás que sai do secador	Gas₂	30576,17	m ³ /h
4 - Potências	Energia do ventilador (soprador) requerida por AirFlo1	POW_{G1}	27,35	kW
	Energia do ventilador requerida por Gas2	POW_{G2}	25,48	kW
	Consumo de energia para a movimentação rotacional	POW_{ROT}	6,59	kW
	3 Resistências elétricas de 6000 W cada uma	POW_{BOM}	18,0	kW
	Acionamento da Esteira de Alimentação do Produto	POW_{EST}	3,67	kW
5 - Eficiências	Eficiência (kJ/kg de água)	η_w	4162,70	kJ/kg de água
	EFICIÊNCIA GLOBAL	N_{TOT}	65,02	%
6- Dimensões e Parâmetros Calculados	Diâmetro do secador	D	1,58	m
	Comprimento do secador	L	11,21	m
	Relação entre Comprimento e Diâmetro	L/D	7,10	-
	Tempo de residência do produto	τ	20,83	min
	Volume de sólidos no secador	V	4,88	m ³

Tabela 4.6: Resultados idealizados (segundo dia)

Para os valores de eficiência, a diferença não foi significativa, mantendo o percentual na faixa de 63 a 65% para a global e eficiência específica de 4356 e 4162 kJ/kg de água. Estes valores mostram que este modelo se mostra pouco eficiente segundo a literatura que mostra a faixa ideal de 4600 a 9200 kJ/kg de água.

4.2.2. Modelo Real

4.2.2.1. Utilização dos Dados Experimentais

A aplicação dos parâmetros termofísicos e resultados das coletas experimentais no modelo matemático permite avaliar o desempenho global do secador. Algumas considerações importantes e reais foram estabelecidas para que os valores calculados representem o mais fiel possível à realidade. São elas:

- a) A temperatura de saída do ar T_{2AR} = a temperatura de saída do produto T_{2P} ;
- b) O combustível utilizado é o óleo BPF com poder calorífico inferior de 40,16 MJ/kg;
- c) Queimador a óleo OE-300-RS-AAC tem capacidade de queima de 417 kg/h (16749388,8 kJ/hora) de combustível. Nos testes foi utilizada uma capacidade de 228,6 kg/h no primeiro dia e no segundo dia de 300 kg/h;
- d) As potências dos motores instalados são de 50, 40 e 15 cv para o exaustor, acionamento do movimento rotacional e ventilador do queimador respectivamente.
- e) Evidências empíricas indicam que quando o número de unidades de transferência está entre 1,5 e 2,5 para secadores rotativos, tem-se que trabalham de forma mais econômica
- f) Segundo Friedman e Marshall (1949), a tabela 4.7 mostra uma matriz com valores de L/D para secadores rotativos relacionados com N_T e G (fluxo de massa do gás), no qual este para secadores rotativos ficam geralmente entre 1800 e 18000 kg/m²h.

MATRIX L/D

$N_T \setminus G$ (kg/m ² .h)	1800	3600	7200	10800	12600	14400	18000
1,5	5,16	6,49	8,15	9,32	9,81	10,25	11,03
2,0	6,88	8,65	10,87	12,43	13,08	13,67	14,71
2,5	8,60	10,81	13,59	15,54	16,35	17,08	18,39

Tabela 4.7 – Matriz L/D para diferentes valores de N_T e G

As tabelas 4.8 e 4.9 mostram os valores obtidos com a simulação.

Fases	Descrição	Símbolo	Valores	Unidades
1 - Balanço de Massa	Taxa de evaporação da água	m_w	1811,92	kg/hora
2 - Balanço de Energia	Fluxo de Calor para evaporar a água	Q_1	4853573,18	kJ / hora
	Fluxo de calor para o sólido seco	Q_2	1421365,97	kJ / hora
	Fluxo de calor para a água residual	Q_3	112139,25	kJ / hora
	Calor Total para evaporar a água, aquecer o produto e aquecer a água dentro do produto	Q_{TOT1}	6387078,40	kJ / hora
	Calor Necessário ao Secador	Q_{TOT2}	7983848,00	kJ / hora
3 - Parâmetros de Secagem	Massa específica do ar (temperatura alimentação)	R_A	1,18	kg/m ³
	Massa de ar do secador diante das condições do processo.	-	25404,83	kg/hora
	Fluxo de Ar Volumétrico admitido pelo Secador	AirFlo1	21611,99	m ³ /h
	Massa específica do ar na saída.	R'_A	0,83	kg/m ³
	Massa específica do vapor de água na saída	R_W	0,51	kg/m ³
	Fluxo de ar na saída, incluindo ar ingresso	AirFlo2	36926,45	m ³ /h
	Fluxo de água evaporada do secador	W_{FLO}	3541,49	m ³ /h
	Fluxo do gás que sai do secador	Gas₂	40467,94	m ³ /h
4 - Potências	Energia do ventilador (soprador) requerida por AirFlo1	POW_{G1}	30,02	kW
	Energia do ventilador requerida por Gas2	POW_{G2}	33,72	kW
	Consumo de energia para a movimentação rotacional	POW_{ROT}	12,76	kW
	3 Resistências elétricas de 6000 W cada uma	POW_{BOM}	18,00	kW
	Acionamento da Esteira de Alimentação do Produto	POW_{EST}	3,67	kW
5 - Eficiências	Eficiência (kJ/kg de água)	η_w	4406,28	kJ/kg de água
	EFICIÊNCIA GLOBAL	N_{TOT}	76,61	%
6- Dimensões e Parâmetros Calculados	Diâmetro do secador	D	1,82	m
	Comprimento do secador	L	16,40	m
	Relação entre Comprimento e Diâmetro	L/D	9,03	-
	Tempo de residência do produto	τ	21,19	min
	Volume de sólidos no secador	V	4,96	m ³

Tabela 4.8 – Resultado simulado no modelo real (primeiro dia)

A análise para o balanço de massa pode ser considerada a mesma que foi mencionada para o modelo idealizados, pois depende diretamente dos teores de umidade do produto em especial na saída.

Por outro lado, a eficiência específica do primeiro e segundo dia ficaram em 4406 kJ/kg.H₂O e 4967 kJ/kg.H₂O, respectivamente. O primeiro dia de teste teve-se a temperatura inicial do produto maior, temperatura ambiente também elevada, além de maior teor de umidade relativa. Segundo Mujumdar, 2006, a faixa de energia típica de

consumo para secadores rotativos é de 4600 a 9200 kJ/kg.H₂O, logo o secador rotativo para obter um bom desempenho precisa ser operado em condições de secagem conforme os do segundo dia para estar de acordo com a especificação.

Fases	Descrição	Símbolo	Valores	Unidades
1 - Balanço de Massa	Taxa de evaporação da água	m_w	1961,35	kg/hora
2 - Balanço de Energia	Fluxo de Calor para evaporar a água	Q_1	5501318,04	kJ / hora
	Fluxo de calor para o sólido seco	Q_2	2260781,29	kJ / hora
	Fluxo de calor para a água residual	Q_3	31810,47	kJ / hora
	Calor Total para evaporar a água, aquecer o produto e aquecer a água dentro do produto	Q_{TOT1}	7793909,80	kJ / hora
	Calor Necessário ao Secador	Q_{TOT2}	9742387,24	kJ / hora
3 - Parâmetros de Secagem	Massa específica do ar (temperatura alimentação)	R_A	1,16	kg/m ³
	Massa de ar do secador diante das condições do processo.	-	27169,73	kg/hora
	Fluxo de Ar Volumétrico admitido pelo Secador	AirFlo1	23496,08	m³/h
	Massa específica do ar na saída.	R'_A	0,70	kg/m ³
	Massa específica do vapor de água na saída	R_w	0,43	kg/m ³
	Fluxo de ar na saída, incluindo ar ingresso	AirFlo2	46655,41	m ³ /h
	Fluxo de água evaporada do secador	$W_{A_{FLO}}$	4528,94	m ³ /h
	Fluxo do gás que sai do secador	Gas₂	51184,35	m³/h
4 - Potências	Energia do ventilador (soprador) requerida por AirFlo1	POW_{G1}	32,63	kW
	Energia do ventilador requerida por Gas2	POW_{G2}	42,65	kW
	Consumo de energia para a movimentação rotacional	POW_{ROT}	16,14	kW
	3 Resistências elétricas de 6000 W cada uma	POW_{BOM}	18,00	kW
	Acionamento da Esteira de Alimentação do Produto	POW_{EST}	3,67	kW
5 - Eficiências	Eficiência (kJ/kg de água)	η_w	4967,18	kJ/kg de água
	EFICIÊNCIA GLOBAL	N_{TOT}	76,79	%
6- Dimensões e Parâmetros Calculados	Diâmetro do secador	D	2,04	m
	Comprimento do secador	L	16,40	m
	Relação entre Comprimento e Diâmetro	L/D	8,03	-
	Tempo de residência do produto	τ	18,87	min
	Volume de sólidos no secador	V	4,42	m ³

Tabela 4.9 – Resultado simulado no modelo real (segundo dia)

Além desta especificação, o tempo típico de residência do produto dentro do secador rotativo deve se encontrar na faixa de 10 a 60 min. O modelo em ambas as condições de teste apresentou tempos de residência conforme a faixa ideal, sendo de 21,19 e 18,87 minutos. Já experimentalmente, o secador com 2 rpm de velocidade de

rotação trabalha com 40 minutos deste tempo, o que mostra está na faixa, apesar de está duas vezes acima do estimado pelo modelo.

Em ambos os testes, o secador mostrou uma eficiência global de processo na faixa de 76%, sendo considerado um bom valor de desempenho.

4.2.2.2 Outros Casos Simulados

Em busca de obter uma secagem eficiente da argila, em menor tempo e com menor custo, obtiveram-se resultados para alguns casos simulados, variando a quantidade de massa que entra no secador e a temperatura do ar na saída do secador. A Tabela 4.10, resume os valores obtidos dos parâmetros quando se varia o fluxo de massa de argila na entrada do secador.

Massa Alimentada (kg/hora)	Taxa de Evaporação da Água (kg/hora)	Calor Total Necessário (kJ/hora)	Eficiência Específica (kJ/kg de água)	Eficiência Global (%)
11500	1670,78	8299070,62	4967,18	76,75
12000	1743,42	8659899,77	4967,18	76,78
12500	1816,07	9020728,93	4967,18	76,79
13000	1888,71	9381558,09	4967,18	76,81
13500	1961,35	9742387,24	4967,18	76,83
14000	2034,00	10103216,40	4967,18	76,84
14500	2106,64	10464045,56	4967,18	76,85
15000	2179,28	10824874,72	4967,18	76,86
16000	2324,57	11546533,03	4967,18	76,88
16500	2397,21	11907362,19	4967,18	76,89
17000	2469,85	12268191,34	4967,18	76,90

Tabela 4.10 – Resultado termofísico para o modelo real para variar valores de fluxo de massa de argila que entra no secador

Percebe-se que com a alteração da massa alimentada obtêm um aumento na taxa de evaporação de água já que se adiciona mais material no secador, e um ganho mínimo. A capacidade nominal do queimador é de 417 kg/h e quando se simula a uma vazão mássica de 17000 kg/h, temos um aumento de 25% na utilização da capacidade ao que se usa atualmente. Logo conclui-se que não é interessante o aumento da vazão mássica para aumento de eficiência.

Com relação a custo, se optar em realizar esta maneira de aumento de eficiência, considerando um valor de R\$ 2,50 o quilo de óleo BPF, tem-se os seguintes resultados apresentados na Tabela 4.11.

Massa Alimentada (kg/hora)	Utilização da Capacidade Queimador (kg BPF/hora)	Custo (R\$/hora)
11500	206,62	R\$ 516,54
12000	215,60	R\$ 539,00
12500	224,58	R\$ 561,46
13000	233,57	R\$ 583,92
13500	242,55	R\$ 606,38
14000	251,53	R\$ 628,84
14500	260,52	R\$ 651,29
15000	269,50	R\$ 673,75
16000	287,47	R\$ 718,67
16500	296,45	R\$ 741,13
17000	305,43	R\$ 763,59

Tabela 4.11 – Custo do consumo de combustível devido a variação do fluxo de massa de argila na alimentação do secador

Por outro lado, mantendo fixo o fluxo mássico na entrada do secador e variando a temperatura do gás na saída do secador, obtiveram-se os resultados mostrados na Tabela 4.12.

Temperatura de Saída do Ar (T2AR > T2P)	Taxa de Evaporação da Água (kg/hora)	Calor Total Necessário (kJ/hora)	Eficiência Específica (kJ/kg de água)	Eficiência Global (%)
100	1961,35	7193411,61	3667,58	77,07
150	1961,35	8137476,66	4148,91	77,00
200	1961,35	9081541,71	4630,24	76,91
235	1961,35	9742387,24	4967,18	76,83
300	1961,35	10969671,81	5592,91	76,66
350	1961,35	11913736,86	6074,24	76,51
400	1961,35	12857801,90	6555,58	76,35
450	1961,35	13801866,95	7036,91	76,18
500	1961,35	14745932,00	7518,25	76,00

Tabela 4.12 – Resultado termofísico para o modelo real para variar valores de temperatura do ar na saída do secador

Neste caso de mudança da temperatura do ar na saída, têm-se um aumento na eficiência específica, na qual se pode destinar mais energia calorífica para melhorar a remoção de água do produto. Para a temperatura maior simulada do ar na saída, podemos utilizar 88% da capacidade calorífica do queimador. Por outro lado, se faz necessário avaliar o custo necessário para este aumento na eficiência com objetivo de avaliar a viabilidade econômica, além de ter que considerar a contaminação do meio ambiente interno e externo devido a queima do óleo BPF. Com relação ao custo necessário para este aumento na eficiência é mostrado pela Tabela 4.13 seguinte.

Temperatura de Saída do Ar ($T_{2AR} > T_{2P}$)	Utilização da Capacidade Queimador (kg BPF/hora)	Custo (R\$/hora)
100	179,09	R\$ 447,73
150	202,59	R\$ 506,49
200	226,10	R\$ 565,24
235	242,55	R\$ 606,38
300	273,11	R\$ 682,76
350	296,61	R\$ 741,52
400	320,11	R\$ 800,28
450	343,62	R\$ 859,04
500	367,12	R\$ 917,80

Tabela 4.13 – Custo do consumo de combustível devido à variação da temperatura do ar na saída do secador.

5. CONCLUSÕES

5.1. Conclusões

A partir dos resultados obtidos com a simulação dos dados experimentais, modelo real e de outros casos simulados pode-se concluir com relação ao secador IV no analisado que:

- a) O modelo idealizado mostrou pouca eficiência se comparado com o real tanto em sua eficiência específica, quanto para a global, além de considerar o percentual de perdas térmicas para o ambiente acima de 25%;
- b) Dependendo das condições ambientes como temperatura e umidade relativa, tem-se um produto na alimentação com temperatura mais baixa e conseqüente perda de eficiência específica, resultando em um produto final na secagem com teor de umidade acima de 1,5%;
- c) O tempo de residência do produto está dentro da faixa de 10 a 60 minutos, sendo o atual de 40 minutos; porém podendo ser reduzido mediante ajustes na velocidade de rotação afim de aumentar a produtividade sem comprometer a especificação da secagem do produto;
- d) Para atender a especificação máxima (3%) para o teor de umidade da argila no final do processo de secagem, é preciso trabalhar o secador numa faixa de consumo de 300 kg.BPF/hora para que o mesmo descarregue material com teor de umidade abaixo de 1%;
- e) Devido ao desgaste de sua estrutura e perdas de energia para o meio externo, o mesmo consome a mais 10 a 20% de óleo dependendo da necessidade de queima para fornecimento de energia;

5.2. Sugestões para futuras pesquisas

Como sugestão para futuros trabalhos, segue abaixo a importância de analisar:

- a) Simular o processo de secagem da argila bentonita em laboratório para definir além da cinética de secagem e curvas de sorção.
- b) Simular o custo unitário do processo de secagem do secador para várias velocidades do ar interno e temperaturas diferentes

6. REFERÊNCIAS

ABBASFARD, H. et al. Mathematical modeling and simulation of drying using two industrial concurrent and countercurrent rotary dryers for ammonium nitrate. In: **Drying Technology**, v. 31, 1297–1306. Iran, 2013

ADEMILUYI, F. T. et al. Effects of Drying Parameters on Heat Transfer during Drying of Fermented Ground Cassava in a Rotary Dryer. In: **Drying Technology**, v. 28, 550–561. Nigeria, 2010

AICHE, (American Institute of Chemical Engineers). **Equipment Testing Procedure: Continuous Direct-Heat Rotary Dryers**. 1985, New York

ALMEIDA, G. S. **Transferência de calor e massa em sólidos heterogêneos com geometria arbitrária: uma análise concentrada**. 2003. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) - Centro de Ciências e Tecnologia. Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande.

ALVES, F. C. **Estudo dos processos de adsorção utilizando argilas como adsorventes para a remoção do corante verde malaquita**. 2013. Dissertação (Mestrado em Agroquímica) – Universidade Federal de Lavras, Minas Gerais.

BROOKER, D. B.; BAKKER, F. W.; HALL, C. W. **Drying and storage of grains and oilseeds**. AVI Book, 1992, New York

BUSTAMANTE, C. A. et al. Modeling and Simulation of a Co-Current Rotary Dryer Under Steady Conditions. In: **Drying Technology**, v. 32: 469–475, 2014. Colombia, 2014

CASTAÑO, F.; RUBIO, F. R.; E ORTEGA, M. G. Modeling of a Cocurrent Rotary Dryer. In: **Drying Technology**, v. 30: 839–849. Spain, 2012

DELELE, M. A.; WEIGLER, F.; MELLMANN, J. Advances in the Application of a Rotary Dryer for Drying of Agricultural Products: A Review. In: **Drying Technology**, 33: 541–558. Germany 2015

FELLOWS, P. J. Desidratação. In: _ . **Tecnologia do Processamento de Alimentos: princípio e prática**. 2ª edição. Porto Alegre, RS: Artmed, 2006. p. 334-350

- FIGLIARO, R. **Princípios de Secagem de Produtos Biológicos**. João Pessoa, PB: Editora Universitária, 2003
- FORTES, M.; OKOS, M. R. A. **Advances in drying**. Hemisphere Publishing Corporation, 1980, Washington, USA, 1980, v. 1, p. 119-154.
- FOX, Robert W.; MCDONALD, Alan T.; PRITCHARD, Philip J. **Introdução à mecânica dos fluidos**. Traduzido por Ricardo Nicolau Nassar Koury, Geraldo Augusto Campolina França. 6 e.d. Rio de Janeiro: LTC, 2006
- FRIEDMAN, S. J.; MARSHALL, W. R. Jr. **Studies in rotary drying**. Part II – Heat and Mass Transfer, Chemical Engineering Program. 45, 573. 1949
- FRIEDMAN, S. J.; MARSHALL, W. R. **Studies in rotary drying**. Part I – Holdup and dusting, Chemical Engineering Program., 45, 482. 1949
- HOSSEINABADI, H. Z. et al. Mathematical Modeling the Drying of Poplar Wood Particles in a Closed-Loop Triple Pass Rotary Dryer. **Drying Technology**, v. 32: 55–67. Iran, 2014
- IGUAZ, A.; BUDMAN, H.; DOUGLAS, P. L. Modeling and control of an alfalfa rotary dryer. In: **Drying Technology**, v. 20: 1869–1887. Canada, 2002
- INCROPERA, Frank P.; DE WITT, David P. Fundamentos de transferência de calor e de massa. Traduzido por Horacio Macedo. 3 e.d. Rio de Janeiro: LTC, 1992.
- JUNCOSA, R., et al. **Modelos de flujo multifásico no isoterma y transporte reactivo multicomponente en medios porosos: 2 aplicación a bentonitas compactadas**. Departamento de Tecnología de la Construcción. Universidad de La Coruña, 2003
- KARATANOS, V. T.; VAGENAS, G. K.; SARAVACOS, G. D. **Water diffusivity in starches at high temperatures and pressures**. Biotechnol Progress, v.7, 1991, pp. 178-184.
- KAWAGUTI, W. M. **Estudo do comportamento térmico de fornos intermitentes tipo “paulistinha” utilizados na indústria de cerâmica vermelha**. 2004. 87 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica), Universidade Federal de Santa Catarina, Santa Catarina.

KROKIDA, M. K.; MAROULIS, Z. B.; KREMALIS, C. Process design of rotary dryers for olive cake. In: **Drying Technology**, v. 20: 771–788. Greece, 2002

LIMA, A. G. B. **Estudo da secagem e dimensionamento de secador de casulos do bicho-da-seda**. Dissertação de Mestrado, Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande, PB, Brasil, 1995. 190p.

LUZ, A. B.; OLIVEIRA, C. H. Argila Bentonita. In:_. **Rochas e Minerais Industriais**. 2ª edição. Rio de Janeiro, RJ: Cetem, 2008

MARSHALL, W.R, Jr., **Atomizations and Spray Drying**. Chem. Eng. Monograph Program. Chemical Engineering Series No. 50, 2 (1954).

MILLER, C. O.; SMITH B. A.; SCHUETTE W. H. **Factors influencing the operation of rotary dryers**. Institute Chemical Engineers, 38, 841. 1924

MUJUMDAR, A. S. Principles, Classification and Selection of Dryers. In:_. **Handbook of Industrial Drying**. Taylor & Francis Group, LLC, 1286 p. 2006

MUJUMDAR, A. S. Rotary Drying. In:_. **Handbook of Industrial Drying**. Taylor & Francis Group, LLC, 1286 p. 2006

NICOLAU, V. P. et al. **Análise experimental de um secador contínuo utilizado na indústria de cerâmica vermelha**. Proceedings of the III National Congress of Mechanical Engineering, Belém – PA, 10p, 2004.

PARK, K. J. B., ALONSO L. F. T., CORNEJO F. E. P., FABBRO I. M. D., **Seleção de Secadores: Fluxograma**. Revista Brasileira de Produtos Agroindustriais, Campina Grande, v.9, n.2, p.179-202, 2007

PERRY, R. H., GREEN, D. W. **Perry's Chemical Engineers' 8th ed.** Chapter 12 (Psychrometry, Evaporative Cooling and Solid Drying). 2735p. 2008

SAI, P. S. T. **Drying of Solids in a Rotary Dryer**. Indian Institute of Technology Madras, Chennai. India, 2013

SILVA, A.; FERREIRA, H.. **Argilas bentoníticas: conceitos, estruturas, propriedades, usos industriais, reservas, produção e produtores/fornecedores nacionais e internacionais**. In: Materiais e Processos. 2008

SILVA, J. B. **Secagem de sólidos em camada fina via análise concentrada: modelagem e simulação.** 2002. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica), Centro de Ciências e Tecnologia. Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande. 2002

SILVA, J. B. **Simulação e experimentação da secagem de tijolos cerâmicos vazados.** Campina Grande, 2009. 174p. Tese (Doutorado em Engenharia de Processos) – Centro de Ciências e Tecnologia. Universidade Federal de Campina Grande. Campina Grande. 2009

SOUSA, F. B.; NASCIMENTO, J. L. **Uma introdução ao estudo do processo de secagem de placas para baterias automotivas.** 2009. Monografia (Especialização em gestão de processos industriais de fabricação), Faculdade de Filosofia, Ciências e Letras de Caruaru. Caruaru. 2009

STEFFE, J. F.; SINGH, R. P. Liquid diffusivity of rough rice components. In: **Transactions of the ASAE**, v.23, n.3, p. 767-774. 1980a.

STRUMILLO, C.; KUDRA, T. **Drying principles, science and design.** New York: Gordon and Breach Science Publishers, 1986, 448p.

THIBAUT, J. et al. Modeling the Mean Residence Time in a Rotary Dryer for Various Types of Solids. In: **Drying Technology**, v. 28: 1136–1141. Chile, 2010