

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

**Transferência de calor e massa em sólidos
porosos com geometria complexa via análise
concentrada: Modelagem e simulação**

**Autor: Wanderson Magno Paiva Barbosa de Lima
Orientador: Prof. Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto**

Campina Grande, Agosto de 2017.
PB - Brasil

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

**Transferência de calor e massa em sólidos
porosos com geometria complexa via análise
concentrada: Modelagem e simulação**

**Autor: Wanderson Magno Paiva Barbosa de Lima
Orientador: Prof. Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto**

Curso: Engenharia Mecânica
Área de Concentração: Térmica e Fluidos

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, como requisito para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Mecânica.

Campina Grande, Agosto de 2017.
PB – Brasil

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA BIBLIOTECA CENTRAL DA UFCG

- L732t Lima, Wanderson Magno Paiva Barbosa de.
Transferência de calor e massa em sólidos porosos com geometria complexa via análise concentrada : modelagem e simulação / Wanderson Magno Paiva Barbosa de Lima. – Campina Grande, 2017.
105 f. : il. color.
- Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Ciências e Tecnologia, 2017.
"Orientação: Prof. Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto".
Referências.
1. Secagem - Aquecimento. 2. Análise Concentrada. 3. Materiais Cerâmicos. I. Farias Neto, Severino Rodrigues de. II. Título.

CDU 666.016(043)

TRANSFERÊNCIA DE CALOR E MASSA EM SÓLIDOS POROSOS COM GEOMETRIA
COMPLEXA VIA ANÁLISE CONCENTRADA: MODELAGEM E SIMULAÇÃO.

WANDERSON MAGNO PAIVA BARBOSA DE LIMA

Dissertação Aprovada em 01/09/2017 pela Banca Examinadora constituída dos seguintes
membros:



Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto

Orientador

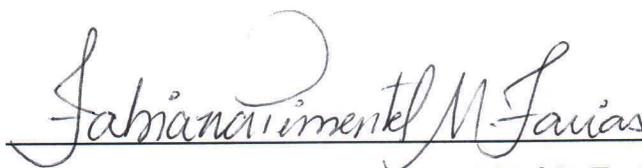
PPGEM/UAEQ/CCT/UFCG



Dra. Wilma Sales Cavalcanti

Examinadora Interna

PPGEM/UAEM/CCT/UFCG



Dra. Fabiana Pimentel Macêdo Farias

Examinadora Externa

UATEC/CDSA/UFCG

DEDICATÓRIA

A minha família que sempre me apoiou e sempre me orientou para que pudesse estar onde estou. A minha esposa Elisiane Santana de Lima por sempre me apoiar, mesmo nos momentos mais difíceis em que passei e ao meu filho Elliot Magno Santana de Lima que me serve como inspiração para crescer profissionalmente cada vez mais. Ao Prof. Dr. Antônio Gilson B de Lima e Ao Prof. Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto pela honrosa orientação como pai e profissional, respectivamente.

AGRADECIMENTOS

À Deus, o todo poderoso, por ter concedido-me tanta coragem e perseverança durante o curso e ter me proporcionado a oportunidade de estar vivenciando este momento.

Ao professor Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto pela honrosa orientação profissional e pela grande dedicação e estímulo para a realização deste trabalho, tornando-se capaz realizar mais uma conquista em minha carreira profissional.

A Tess Indústria e Comércio e ao Me. Alexander de Sousa Medeiros por compreender os momentos em que a minha presença foi, sorrateiramente, dedicada ao determinado curso.

Aos professores do curso de Engenharia Mecânica, os quais foram íntegros e literalmente competentes para transmitir o saber que se fez necessário à minha profissionalização.

*A questão primordial não é o que sabemos,
mas como o sabemos.*

Aristóteles

RESUMO

Lima, Wanderson Magno Paiva Barbosa de., Transferência de calor e massa em sólidos porosos com geometria complexa via análise concentrada: Modelagem e simulação, Campina Grande: Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, Universidade Federal da Paraíba, 2017. 105 p. Dissertação (Mestrado).

O processo de secagem consiste na remoção de umidade de um material através do aquecimento, envolvendo mecanismo simultâneo de transferência de calor e massa entre o material e o ar de secagem, sendo uma importante etapa na conformação de um material cerâmico e argiloso. Neste sentido, este trabalho objetiva a simulação da secagem de sólidos vazados e com forma arbitrária. Para descrever o processo de secagem de materiais porosos utilizou-se o método da capacitância global. A aplicação tem sido feita para a secagem de materiais cerâmicos afim de obter resultados cinéticos de perda de massa e calor dos mesmos. Foram simulados diferentes casos variando-se a forma do corpo, de onde obteve-se as cinéticas de secagem (perda da umidade) e aquecimento do sólido (aumento de temperatura). Observou-se que o processo de perda de umidade ocorre numa menor velocidade que o aquecimento do material cerâmico, pois a sua difusividade térmica é muito superior a difusividade de massa, e que o formato do sólido, particularmente a sua relação área/volume afeta fortemente os fenômenos de transporte de calor e massa.

Palavras Chave:

Secagem, Analítico, Análise Concentrada, materiais cerâmicos

ABSTRACT

Lima, Wanderson Magno Paiva Barbosa de., Heat and mass transfer in porous solids with complex geometry via concentrated analysis: Modeling and simulation, Campina Grande: Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, Universidade Federal da Paraíba, 2017. 105 p. Dissertação (Mestrado).

The drying process consists of the removal of moisture from a material through heating, involving simultaneous heat and mass transfer between the material and the drying air, being an important step in the formation of a clay and ceramic material. In this sense, this work aims at simulating the drying of cast and cast solids. To describe the drying process of porous materials, the global capacitance method was used. The application has been made for the drying of ceramic materials in order to obtain kinetic results of loss of mass and heat of the same. Different cases were simulated by varying the shape of the body, from which the kinetics of drying (loss of moisture) and heating of the solid (temperature increase) were obtained. It was observed that the process of moisture loss occurs at a slower rate than the heating of the ceramic material, because its thermal diffusivity is much higher than mass diffusivity, and that the shape of the solid, particularly its area / volume ratio strongly affects The phenomena of heat and mass transport.

Key words:

Drying, Analytical, Concentrated Analysis, Ceramic Materials

SUMÁRIO

1.0 INTRODUÇÃO	01
2.0 REVISÃO DA LITERATURA	04
2.1 A secagem	04
2.1.1 Fundamentos	04
2.1.2 Teoria do processo de secagem	09
2.1.3 Tipos de secagem	10
2.1.4 Modelos de secagem	11
2.1.4.1 Modelos distribuídos	13
2.1.4.2 Modelos concentrados	18
3.0 METODOLOGIA	39
3.1 Fundamentos	39
3.2 Modelagem Matemática	41
3.2.1 Análise da transferência de massa	41
3.2.2 Análise da transferência de calor e massa simultânea	41
3.2.3 Volume e Área Superficial dos corpos cerâmicos	43
3.3 Casos simulados e parâmetros de processo	45
3.4 Estudo de Caso – Validação	47
4.0 RESULTADOS E DISCUSSÕES	49
4.1 Validação	49
4.2 Análise da transferência de calor e massa	50
4.2.1. As geometrias estudadas	50
4.2.2 Transferência de Massa	61
4.2.3 Transferência de Calor	67
4.2.4 Comentários gerais sobre a secagem de materiais cerâmicos.	69
4.2.5 Comentários gerais sobre o modelo proposto.	73
5.0 CONCLUSÕES E SUGESTÕES	74
5.1 Conclusões	74
5.2 Sugestões para futuros trabalhos	75
6.0 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	75

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 – Comportamento da umidade e temperatura do produto com o tempo de secagem.	06
Figura 2.2 - Esquema representativo do processo de secagem de um sólido homogêneo não-vazado e com geometria arbitrária.	32
Figura 2.3 - Esquema representativo do processo de secagem de um sólido homogêneo vazado e com geometria arbitrária.	36
Figura 2.4 - Esquema representativo do sólido composto por dois materiais diferentes (heterogêneo não-vazado).	37
Figura 3.1 - Esquema representativo do processo de secagem de um sólido com geometria arbitrária.	40
Figura 3.2 - a) Região plana, b) Revolução da região plana, e c) sólido de revolução.	44
Figura 4.1 - Teor de umidade médio de um esferoidal prolato com razão de aspecto $b/a=2,0$ em função do tempo de secagem ($Bim = 0,00425$).	50
Figura 4.2- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=0,5$; $b^*=0,025$; $a^*=0,005$ - Caso 1)	51
Figura 4.3- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=0,5$; $b^*=0,050$; $a^*=0,005$ - Caso 2)	51
Figura 4.4- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=0,5$; $b^*=0,075$; $a^*=0,005$ - Caso 3)	52
Figura 4.5- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=0,5$; $b^*=0,100$; $a^*=0,005$ - Caso 4)	52
Figura 4.6- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=0,5$; $b^*=0,025$; $a^*=0,010$ - Caso 5)	53
Figura 4.7- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=0,5$; $b^*=0,025$; $a^*=0,015$ - Caso 6)	53
Figura 4.8- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=0,5$; $b^*=0,025$; $a^*=0,020$ - Caso 7)	54
Figura 4.9- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=0,5$; $b^*=0,100$; $a^*=0,020$ - Caso 8)	54

Figura 4.10- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=1,0$; $b^{\prime}=0,025$; $a^{\prime}=0,005$ - Caso 9)	55
Figura 4.11- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=1,0$; $b^{\prime}=0,100$; $a^{\prime}=0,020$ - Caso 10)	55
Figura 4.12- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=2,0$; $b^{\prime}=0,025$; $a^{\prime}=0,005$ - Caso 11)	56
Figura 4.13- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=2,0$; $b^{\prime}=0,100$; $a^{\prime}=0,020$ - Caso 12)	56
Figura 4.14- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=4,0$; $b^{\prime}=0,025$; $a^{\prime}=0,005$ - Caso 13)	57
Figura 4.15- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=4,0$; $b^{\prime}=0,050$; $a^{\prime}=0,005$ - Caso 14)	57
Figura 4.16- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=4,0$; $b^{\prime}=0,075$; $a^{\prime}=0,005$ - Caso 15)	58
Figura 4.17- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=4,0$; $b^{\prime}=0,100$; $a^{\prime}=0,005$ - Caso 16)	58
Figura 4.18- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=4,0$; $b^{\prime}=0,100$; $a^{\prime}=0,010$ - Caso 17)	59
Figura 4.19- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=4,0$; $b^{\prime}=0,100$; $a^{\prime}=0,015$ - Caso 18)	59
Figura 4.20- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=4,0$; $b^{\prime}=0,100$; $a^{\prime}=0,020$ - Caso 19)	60
Figura 4.21 – Teor de umidade em função do tempo para diferentes sólidos de revolução com $m=0,5$ (Casos 1, 2, 3 e 4)	62
Figura 4.22 – Teor de umidade em função do tempo para diferentes sólidos de revolução com $m=4,0$ (Casos 13, 14, 15 e 16).	63
Figura 4.23 – Teor de umidade em função do tempo para diferentes sólidos de revolução com $m = 0,5$. (Casos 1, 5, 6 e 7)	64
Figura 4.24 – Teor de umidade em função do tempo para diferentes sólidos de revolução com $m = 4,0$. (Casos 16, 17, 18 e 19)	65

Figura 4.25 – Teor de umidade em função do tempo para diferentes sólidos de revolução com m variando (Casos 1, 9, 11 e 13)	66
Figura 4.26 – Teor de umidade em função do tempo para diferentes sólidos de revolução com m variando (Casos 8, 10, 12 e 19).	67
Figura 4.27 – Temperatura em função do tempo para diferentes sólidos de revolução com $m=0,5$ (Casos 1, 2, 3 e 4).	70
Figura 4.28 – Temperatura em função do tempo para diferentes sólidos de revolução com $m = 0.5$ (Casos 1, 5, 6 e 7).	71
Figura 4.29 – Temperatura em função do tempo para diferentes sólidos de revolução com m variável (Casos 1, 9, 11 e 13)	72
Figura 4.30 – Temperatura em função do tempo para diferentes sólidos de revolução com $m = 4,0$ (Casos 13, 14, 15 e 16).	73
Figura 4.31 – Temperatura em função do tempo para diferentes sólidos de revolução com m variável (Casos 8, 10, 12 e 19).	75
Figura 4.32 – Temperatura em função do tempo para diferentes sólidos de revolução com $m = 4,0$ (Casos 16, 17, 18 e 19).	76

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 - Modelos paramétricos empíricos expressando o coeficiente de difusão como função da temperatura e/ou do teor de umidade do meio poroso.	15
Tabela 2.2 - Modelos de camada fina para secagem de frutas e vegetais.	29
Tabela 3.1 - Valores dos parâmetros geométricos do sólido de revolução.	46
Tabela 3.2 - Parâmetro dos materiais usados nas simulações	47
Tabela 4.1 - Valores de área, volume e relação área/volume para os casos estudados.	61
Tabela 4.2 - Valores da Umidade para $t=5$ dias e $t=30$ dias para os casos estudados nesta pesquisa	68
Tabela 4.3 - Valores da temperatura para $t=0,06$ horas e $t=0,81$ horas para os casos estudados nesta pesquisa	74

NOMENCLATURA

Letras Latinas

T_{∞}	Temperatura do meio externo	[K ou °C]
h_{c1}	Coefficientes de transferência de calor convectivo interno	[W/m ² K]
h_{c2}	Coefficientes de transferência de calor convectivo externo	[W/m ² K]
h_{m1}	Coefficientes de transferência de massa convectivo interno	[m/s]
h_{m2}	Coefficientes de transferência de massa convectivo externo	[m/s]
V	Volume do sólido homogêneo	[m ³]
S_1	Área superficiais do sólido homogêneo interno	[m ²]
S_2	Área superficiais do sólido homogêneo externo	[m ²]
c_p	Calor específico	[J/kgK]
M	Teor de umidade em base seca	[kg/kg]
t	Tempo	[s]
\dot{M}	Geração de umidade	[kg/kg/s]
\dot{q}	Geração de calor por unidade de volume	[W/m ³]
Bi	Número de Biot de transferência	[-]
L_1	Comprimento característico de corpo	
c	Calor específico	[J / kg / K]
D	Coefficiente de difusão	[m ² / s]
h_{fg}	Calor latente de vaporização da água livre	[J / kg]
k	Condutividade térmica	[W / m / .K]
k_l	Condutividade térmica de líquido	[s]
M	Teor de umidade	[kg / kg]
\bar{M}	Teor de umidade médio	[kg / kg]
M''	Fluxo de massa por unidade de área	[kg / kg /s/m ²]
q''	Fluxo de calor por unidade de área	[W/m ²]
\dot{q}	Geração de calor	[W]
R_v	Constante dos gases para o vapor d'água = 462,69	[J / kg / mol / K]
S	Área superficial do sólido	[m ²]
t	Tempo	[s]
T	Temperatura	[°C]
UR	Umidade relativa	[%]
V	Volume	[m ³]

Letras Gregas

Γ, Γ^{Φ}	Propriedade do material	[-]
θ	Temperatura do produto	[°C]
ρ	Densidade (massa específica)	[kg / m ³]
∇	Gradiente	[-]

Superescritos

* Adimensional
o Anterior

Subscritos

c Calor
v Vapor
vs Vapor no estado de saturação
a Ar
p Produto
e Equilíbrio

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

A secagem é um processo termodinâmico, por meio do qual ocorre a redução da umidade do sólido, mediante o fornecimento de energia ao mesmo. A secagem é o processo que demanda uma quantidade apreciável de energia térmica, para evaporar a água e aquecer o sólido úmido. O objetivo desta etapa é a redução do teor de umidade do sólido. O transporte de umidade, do interior para a superfície do material pode ocorrer na forma de líquido e/ou vapor, dependendo do tipo do sólido e do percentual de umidade presente. A duração da secagem é função das condições de estado do ar atmosférico (temperatura, umidade relativa e velocidade). A secagem artificial é realizada em câmaras de secagem ou estufas. O período da secagem artificial depende das características da matéria-prima, do formato das peças e do tipo do secador. 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 experimental, pode-se obter condições ótimas no processo, minimizando as perdas do produto e o consumo de energia.

Durante a secagem, podem ocorrer variações nas características físicas e químicas do produto. Devido a isto, torna-se importante o conhecimento dos efeitos da secagem sobre os

materiais e suas propriedades físicas, químicas e mecânicas, uma vez que estas afetam sensivelmente os fenômenos de transferência de calor e de massa, principalmente em alimentos, que são materiais muito sensíveis ao calor.

A modelagem matemática é a área do conhecimento que estuda a simulação de sistemas reais a fim de prever o comportamento dos mesmos, ou seja, consiste na tentativa de se descrever matematicamente um fenômeno físico. Os modelos matemáticos apresentam uma série de aspectos úteis do ponto de vista científico. Além de apresentar naturalmente uma linguagem concisa, traz também aspectos como a possibilidade de confirmar ou rejeitar determinadas hipóteses relacionadas a sistemas, revelar contradições em dados obtidos e/ou hipóteses formuladas e prever o comportamento de um sistema sob condições não testadas em laboratórios. Dependendo do material estudado, estes modelos matemáticos aplicados a secagem podem ser classificados em modelos concentrados ou distribuídos. As equações de secagem de modelos concentrados, podem ser classificadas em empíricas, semi-empíricas e teóricas (fenomenológicas).

Os modelos concentrados descrevem as taxas de transferência de calor e massa para o material, ignorando a resistência interna de transporte de calor e massa. Sendo assim, estas equações negligenciam os efeitos de variação (gradientes) de temperatura e umidade no interior do material.

Em contrapartida, os modelos distribuídos descrevem as taxas de transferência de calor e massa como função da posição dentro do material e do tempo de secagem. Eles consideram as resistências externa e interna. Muitas equações concentradas são derivadas das equações distribuídas sob pequenas considerações.

Os modelos empíricos consistem em uma relação direta entre o teor de umidade e o tempo de secagem. Já o modelo semi-empírico, baseia-se na validade da lei de Newton do resfriamento, assumindo uma proporcionalidade entre a diferença do teor de umidade do produto e o seu respectivo teor de umidade de equilíbrio. Estes modelos apresentam grandes limitações, sendo úteis para uma particular condição de secagem.

Atualmente existem diversos problemas que ocorrem durante o processo de secagem a serem resolvidos. Com a secagem feita de forma incorreta a retirada de água do sólido fica sem controle o que pode causar danos estruturais como trincas, deformações, empenamentos e conseqüentemente uma grande perda de material. Controlar o processo de secagem, ou seja, conhecer o mecanismo da transferência de umidade e calor é de fundamental importância.

No que diz respeito aos modelos concentrados (empíricos e semi-empíricos), são escassos os trabalhos que estudam os fenômenos de transferência de calor e massa simultânea incluindo efeitos internos de geração de calor e massa, bem como efeitos externos de evaporação e aquecimento do vapor produzido na superfície do produto, explicitamente, principalmente quando se trata de sólidos vazados e com forma arbitrária. Além disso, prever o comportamento da umidade com o passar do tempo constitui uma ferramenta de grande valia para a indústria desenvolver atividades relacionadas a transferência de calor e massa.

Sendo assim, esta pesquisa propõe um estudo que busca a otimização e controle do processo de retirada de água e aquecimento dos sólidos. Seu objetivo geral é o estudo de secagem de sólidos vazados e com forma complexa usando o método da análise concentrada.

Visando contribuir na predição do fenômeno de transporte de calor e massa durante a secagem e aquecimento do sólido, esta pesquisa tem como objetivos específicos:

- Apresentar um modelo matemático transiente para simular o processo de secagem de materiais porosos vazados e com forma arbitrária usando o método da análise concentrada;
- Apresentar as soluções analíticas das equações governantes;
- Estudar numericamente as cinéticas de aquecimento e secagem, do material ao longo do processo em várias condições operacionais do ar de secagem e com diferentes geométricas do produto;
- Buscar formas de otimização e controle do processo de retirada de água e aquecimento dos materiais em estudo.

CAPÍTULO 2

REVISÃO DA LITERATURA

2.1 A secagem

2.1.1 Fundamentos

A secagem é um complicado processo que envolve fenômenos de transferência simultânea de calor, massa e quantidade de movimento, existência do estado de equilíbrio e variações dimensionais do sólido sendo secado.

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.

O calor pode ser fornecido ao material a ser seco por: radiação térmica, convecção, condução ou utilizando a absorção volumétrica da energia eletromagnética gerada na frequência de rádio ou de micro-ondas. Esta transferência de calor volumétrica pode acelerar o processo de secagem e oferece uma série de benefícios em relação aos métodos

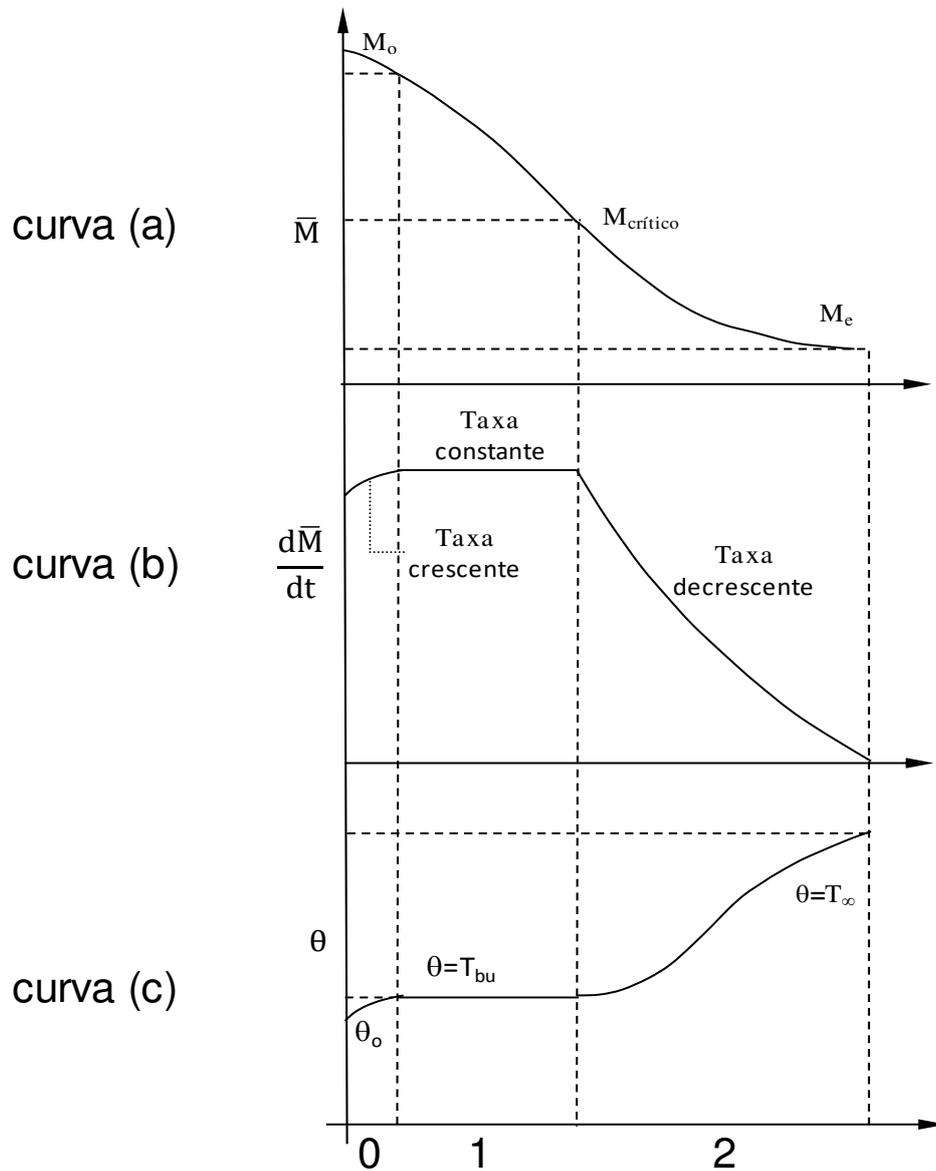
convencionais. Na maioria dos casos, a transferência de calor ocorre através de uma combinação de vários mecanismos.

Os produtos são muito diferentes entre si, devido a sua composição, estrutura, e suas dimensões. As condições de secagem são muito diversas, de acordo com as propriedades do ar de secagem e a forma como se faz o contato ar-produto: por exemplo, secagem com ar quente na superfície de um leito de partículas é um caso (a água estando situada dentro das partículas), ou outro caso é a suspensão de uma partícula em um fluxo de ar. Uma vez que o produto é colocado em contato com ar quente, ocorre uma transferência do calor do ar ao produto sob o efeito da diferença de temperatura existente entre eles. Simultaneamente, a diferença de pressão parcial de vapor d'água existente entre o ar e a superfície do produto determina uma transferência de matéria (massa) para o ar. Esta última se faz na forma de vapor de água. Uma parte do calor que chega ao produto é utilizada para vaporizar a água. A evolução destas transferências simultâneas de calor e de massa no decorrer da operação de secagem faz com que esta seja dividida esquematicamente em três períodos que será descrito a seguir. Na Figura 2.1, estão ilustradas as curvas do teor de água do produto, de sua temperatura e da velocidade de secagem, também chamada de taxa de secagem, ao longo do tempo, ao se usar ar como agente de secagem.

A curva (a) representa a diminuição do teor de umidade do produto durante a secagem. Ela é obtida pesando o produto durante a secagem numa determinada condição de secagem previamente estabelecida. A curva (b) representa a velocidade (taxa) de secagem do produto (variação temporal do teor de umidade do produto em função do tempo, sendo obtida diferenciando a curva (a) com relação ao tempo. A curva (c) representa a variação da temperatura do produto durante a secagem. Ela é obtida medindo a temperatura do produto durante a secagem.

Durante a secagem, o produto passa por diversos estágios, dependendo do seu teor de umidade inicial, natureza e forma. A seguir descreve-se cada um deles:

Figura 2.1 – Comportamento da umidade e temperatura do produto com o tempo de secagem



Período 0: Este período é o de indução ou o período de se entrar em regime operacional (período de acomodação do material). No começo, o produto está geralmente numa temperatura menor que a do ar, e a pressão parcial de vapor da água na superfície do produto é baixa, por consequência, a transferência de massa e a velocidade de secagem também são baixas. O calor chegando ao material em grande quantidade acarreta uma elevação da temperatura do mesmo, provocando um aumento de pressão parcial do vapor d'água no ar e da velocidade de secagem. Este fenômeno continua até que a transferência de calor compense exatamente a transferência de massa. Se a temperatura do ar for inferior àquela do produto

esta última diminuirá até atingir o mesmo estado de equilíbrio. A duração deste período é insignificante em relação ao período total de secagem.

Período 1: Este período corresponde ao de velocidade (taxa) constante de secagem. Durante este período, como no anterior, a quantidade de água disponível dentro do produto é bem grande. A água evapora-se como água livre na superfície do produto. A pressão parcial do vapor de água na superfície é constante e é igual à pressão de vapor de água pura à temperatura do produto. A temperatura do produto, por sua vez, é também constante e é igual à temperatura de bulbo úmido do ar de secagem, característica do fato de que as transferências de calor e de massa se compensam exatamente. A velocidade de secagem é, por conseguinte, constante. Este período continua, enquanto a migração de água do interior até a superfície do produto seja suficiente para acompanhar a perda por evaporação de água na superfície. No caso de materiais biológicos é difícil a existência deste período, pois as condições operacionais de secagem são tais que, a resistência de transferência de massa encontra-se essencialmente no interior do produto, fazendo com que a taxa de evaporação da superfície ao ambiente seja bem superior à taxa de reposição de umidade do interior à superfície do material.

Período 2: Este é o período de velocidade (taxa) decrescente de secagem. Ela inicia assim que a água começa a chegar à superfície em quantidade menor que a evaporação, com isso, a velocidade de secagem diminui. Apesar de alguns autores definirem o valor de teor de umidade do produto no ponto de transição entre os períodos 1 e 2 como sendo o teor de umidade crítico, este não é uma propriedade física do material. Ele depende das condições operacionais de secagem e do tipo e geometria do sólido. Durante este período, a troca de calor não é mais compensada pela perda de massa, conseqüentemente, a temperatura do produto aumenta e tende assintoticamente à temperatura do ar (equilíbrio térmico). Durante todo este período o fator limitante é a migração interna de água. Esta redução da taxa (ou velocidade) de secagem é às vezes interpretada como uma diminuição da superfície molhada no período 2, mas a interpretação mais frequente é pelo abaixamento da pressão parcial de vapor de água na superfície. No final deste período o produto estará em equilíbrio com o ar e a velocidade de secagem é nula (equilíbrio higroscópico).

No processo de secagem existem alguns fatores que podem interferir nos atributos de qualidade, entre os principais podem-se destacar os que estão ligados diretamente ao produto a ser seco como (espessura e características do produto), e ainda também, com os que estão ligados com o ar de secagem (temperatura, velocidade, umidade). O processo de secagem ocorre na forma natural expondo o produto diretamente ao sol, e de forma artificial utilizando equipamentos como estufas e secadores (Park et al., 1997).

Os mecanismos de transferência interna de massa, durante a secagem de materiais biológicos, podem ser influenciados por dois fenômenos colaterais durante a secagem, citados a seguir:

→ Existência da contribuição do soluto durante a secagem. Por exemplo, o soluto como açúcar da ameixa encontra-se depositado na superfície durante a secagem, formando uma crosta que diminui a velocidade de secagem. Outro exemplo é uma experiência com a beterraba açucareira mostrando que a mesma seca mais rapidamente quando seu teor de açúcar é reduzido antes da secagem.

→ Os produtos biológicos são células vivas exibindo, portanto, um comportamento específico onde a célula é distendida pelo líquido contido nele e, em consequência, a parede celular é submetida a tensão e o líquido contido nela é submetido a compressão. Este fenômeno é conhecido como "turgor". Conforme procede a secagem, com a retirada de água, estamos diminuindo a pressão que o líquido exerce contra a parede celular. Os fenômenos associados a esta diminuição de pressão são tratados como consequência do encolhimento do material. O fenômeno de encolhimento do material não causaria muito problema durante a secagem se não fossem os efeitos colaterais que os mesmos causam no material. Conforme o material encolhe durante a secagem, a superfície do material endurece ("case hardening") por sofrer o impacto da secagem primeiramente, sendo assim o material deforma-se e fissa-se. Um exemplo seria a fissura durante a secagem do macarrão. Outro exemplo seria a fissura de arroz durante a secagem.

2.1.2 Teoria do processo de secagem

O fenômeno de migração de umidade no interior dos materiais, ainda não é bem conhecido. Alguns autores afirmam que a migração pode ser uma combinação de movimentos de umidade por difusão de líquido e de vapor, cada um predominando em certas etapas da secagem (Steffe e Singh, 1980). Por isso, várias teorias de secagem foram propostas para descrever o transporte de massa e calor em meios capilares porosos, as quais são listadas a seguir:

- Teoria da difusão líquida;
- Teoria da vaporização-condensação;
- Teoria capilar;
- Teoria de Kricher;
- Teoria de Luikov;
- Teoria de Philip e De Vrie;
- Teoria de Berger e Pei;
- Teoria de Fortes e Okos

Uma detalhada discussão, sobre as teorias de secagem, pode ser encontrada em Fortes e Okos (1980), Alvarenga et al. (1980), Mariz (1986), Keey (1992), Lima (1995), citado por Ibrahim et al. (1997) e Lima (1999). De acordo com as teorias listadas acima, os seguintes mecanismos de transporte de umidade em sólidos têm sido fornecidos pela literatura (Fortes e Okos, 1980; Strumillo e Kudra, 1986; Brooker et al., 1992; Lima, 1995; Lima, 1999):

- transporte por difusão líquida devido a gradientes de concentração de umidade;
- transporte por difusão de vapor devido a gradientes de concentração de umidade e pressão parcial do vapor (causado por gradientes de temperatura);
- transporte por efusão (escoamento Knudsen). Ocorre quando o caminho livre médio das moléculas de vapor for da mesma ordem de grandeza do diâmetro dos poros. É importante para condições de alto vácuo, como por exemplo, liofilização;
- transporte de vapor por termofusão devido a gradientes de temperatura;
- transporte de líquido por forças capilares devido a fenômenos de capilaridade;

- transporte de líquido por pressão osmótica devido a força osmótica;
- transporte de líquido devido a gravidade;
- transporte de líquido e de vapor, devido à diferença de pressão total, causada por pressão externa, contração, alta temperatura e capilaridade;
- transporte por difusão superficial, devido a migração da mistura líquido mais vapor pelos poros da superfície do produto.

Embora, aqui não se tenha detalhado cada um dos mecanismos de transporte de umidade listados acima, informações adicionais podem ser encontradas nos trabalhos citados neste item.

2.1.3 Tipos de secagem

O processo de secagem pode ser realizado de várias formas visando diversas finalidades. Para os produtos alimentícios, por exemplo, é empregada principalmente na conservação, permitindo também o transporte e armazenamento sem refrigeração. Os tipos de secagem mais usuais são:

- **Secagem estacionária**

A designação de secagem estacionária é dada quando não há movimentação do produto durante a secagem. É geralmente utilizada em grãos, os quais são colocados em silos-secadores que sofrem a ação do ar aquecido. Este tipo de secagem apresenta baixo desempenho em função da altura da camada de sementes serem regulada pela distância da entrada da secagem e o fluxo de ar envolvido.

- **Secagem contínua**

Neste sistema de secagem geralmente se utiliza grãos, onde os mesmos entram úmidos e mantêm contato com o ar aquecido. Este processo possibilita a perda de água do produto e seu aquecimento. Portanto, a secagem contínua consiste em passar as sementes uma única vez pela fonte de calor, de tal forma que ingressem úmidas no topo do secador e recebam a ação

do aquecimento, fluindo assim, continuamente, no corpo do mesmo por gravidade, e saindo secas na sua base, o que vem ser o local de resfriamento da massa de sementes dentro da câmara de secagem.

Neste tipo de secagem, classifica-se este sistema de acordo com o sentido de deslocamento das sementes e do ar de secagem, tais como:

- Concorrente – o produto juntamente com o ar de secagem desloca-se paralelamente, em sentidos iguais no interior do equipamento;
- Contracorrente – o produto juntamente com o ar de secagem desloca-se paralelamente em sentidos divergentes no interior do equipamento;
- Corrente cruzada – o ar de secagem deslocar-se perpendicular através da massa do produto.

- **Secagem intermitente**

A secagem intermitente é um tipo de secagem descontínua, com períodos de energia e aplicação de calor. É caracterizada pela passagem descontínua do ar pela massa do produto em movimento, promovido pela recirculação das sementes no secador. A secagem intermitente controla a taxa de entrada de calor para a secagem do material a ser seco, de maneira que evite a degradação térmica dos produtos sensíveis ao calor.

2.1.4 Modelos de secagem

Uma das mais importantes tecnologias de secagem, especialmente para processos industriais, é a modelagem matemática de processos e equipamentos de secagem. A finalidade da modelagem é permitir que o engenheiro escolha o método mais apropriado de secagem de um dado produto, bem como escolher condições de operação adequadas.

O princípio da modelagem é baseado em ter um sistema de equações matemáticas que caracterizam completamente o sistema a ser modelado. Em particular, a solução destas equações torna possível prever os parâmetros do processo em função do tempo de secagem

com base apenas nas condições iniciais, de contorno e simplificações, embora alguns dados de saída sejam necessários para o cálculo do processo de secagem. O ponto de partida na modelagem matemática é a definição do processo a ser modulado, em particular a descrição dos dados de entrada que influenciam o processo, bem como as variáveis que dependem do comportamento do processo.

O processo de secagem envolve fenômenos de transferência de calor, massa, quantidade de movimento e variações dimensionais do produto. O processo de secagem é bastante complexo envolvendo vários fenômenos físicos, existindo a necessidade de se gerar modelos matemáticos que simule a secagem com grande realismo físico. Para que isso ocorra, é importante inserir no modelo de secagem, o máximo de informações, relacionadas com o processo, tornando possível relacionar corretamente o modelo com situação real. Devido a isso, o desenvolvimento de modelos matemáticos para descrever o processo de secagem tem sido objeto de estudo de muitos pesquisadores por várias décadas. Recentemente muitos modelos de secagem sofisticados são apresentados.

Dependendo da espessura da camada do material estudado, estes modelos podem ser classificados em modelos de secagem em camada fina (modelos ao nível de partícula) e em camada espessa (modelos ao 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. Os modelos mais usados pelos pesquisadores levam em consideração propriedades termofísicas, cinéticas de secagem e balanço 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 de produtos agrícolas, podendo ser divididos em dois grandes grupos: modelos concentrados e modelos distribuídos, os quais serão detalhados a seguir:

2.1.4.1 Modelos distribuídos

Os modelos distribuídos descrevem as taxas de transferência de calor e massa como função da posição dentro do sólido poroso úmido e do tempo de secagem. Eles consideram as resistências externa e interna. Assim, este modelo ou sistema baseia-se na interação entre o tempo, e uma ou mais variáveis espaciais para todas as suas variáveis dependentes. Nesta abordagem, os gradientes do teor de umidade, pressão e temperatura no interior do material são considerados (Erbay e Icer, 2010).

a) Modelo de Luikov

Baseia-se na termodinâmica dos processos irreversíveis e propõe que a água move-se em meios capilares porosos, em condições isotérmicas, sob a ação de um gradiente de potencial de transferência de massa. Esse potencial de transferência de massa foi criado por Luikov por analogia com a força motriz de transferência de calor, o gradiente de temperatura (Alvarenga et al., 1980).

Luikov (1966) apresentou um modelo matemático para descrever o processo de secagem de produtos capilares porosos baseado nos mecanismos de difusão, efusão, convecção de vapor e difusão e convecção de água no interior do meio poroso. O processo é descrito por um sistema de equações diferenciais parciais acopladas para a temperatura, umidade e em casos de intensa secagem também a pressão. O conjunto de equações é da forma:

$$\frac{\partial M}{\partial t} = \nabla^2(K_{11}M) + \nabla^2(K_{12}\theta) + \nabla^2(K_{13}P) \quad (2.1)$$

$$\frac{\partial \theta}{\partial t} = \nabla^2(K_{21}M) + \nabla^2(K_{22}\theta) + \nabla^2(K_{23}P) \quad (2.2)$$

$$\frac{\partial P}{\partial t} = \nabla^2(K_{31}M) + \nabla^2(K_{32}\theta) + \nabla^2(K_{33}P) \quad (2.3)$$

onde K_{ij} , $i,j=1,2$ e 3 , são os coeficientes fenomenológicos para $i=j$ e os coeficientes combinados par $i \neq j$.

b) Modelos difusivos

Diversos autores consideram a difusão de água líquida como principal mecanismo de transporte de umidade em produtos biológicos (Brooker et al., 1992; Sarker et al., 1994; Zogzas e Maroulis, 1996; Liu e Simpson, 1997; Park et al., 1997; Freire e Chau, 1997; Baroni e Hubinger, 1997; Sabadini et al., 1997; Park e Brod, 1997; Tolaba et al., 1997; Quintana-Hernandez et al., 1997; Oliveira e Lima, 2001; Carmo e Lima, 2001; Sanga et al., 2001; Nascimento et al., 2001).

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:

$$\frac{\partial M}{\partial t} = \nabla \cdot (D \nabla M) \quad (2.4)$$

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). A Tabela 2.1 fornece um sumário de alguns dos vários modelos paramétricos empíricos expressando a difusividade de umidade como função da temperatura e/ou do teor de umidade, reportados na literatura.

O conceito de difusão líquida como único mecanismo de transporte de umidade tem sido objeto de várias críticas, apresentando constantemente discrepâncias entre os valores experimentais e teóricos (Berger, citado por Alvarenga et al., 1980; Fortes e Okos, 1980; Mariz, 1986; Keey, 1992).

O modelo de Luikov, considerando desprezíveis os efeitos de gradientes de pressão e de temperatura e umidade combinados, assemelha-se ao modelo de difusão.

Tabela 2.1 - Modelos paramétricos empíricos expressando o coeficiente de difusão como função da temperatura e/ou do teor de umidade do meio poroso. Fonte: Zogzas et al. (1996)

Modelo paramétrico	Equação
$D(M, T) = A_0 \exp(A_1 M) \exp\left(-\frac{A_2}{T_{\text{abs}}}\right)$	(2.5)
$D(M, T) = A_0 \exp\left(-\frac{A_1}{M}\right) \exp\left(-\frac{A_2}{T_{\text{abs}}}\right)$	(2.6)
$D(M, T) = A_0 \exp\left(\sum_{i=1}^3 A_i M^i\right) \exp\left(-\frac{A_4}{T_{\text{abs}}}\right)$	(2.7)
$D(M, T) = A_0 [1 - \exp(-A_1 M)] \exp\left(-\frac{A_2}{T_{\text{abs}}}\right)$	(2.8)
$D(M, T) = A_0 [1 + \exp(A_1 - A_2 M)]^{-1} \exp\left(-\frac{A_3}{T_{\text{abs}}}\right)$	(2.9)
$D(M, T) = A_0 \exp(A_1 M) \exp\left(-\frac{A_2 M + A_3}{T_{\text{abs}}}\right)$	(2.10)
$D(M, T) = A_0(M) \exp\left[-\frac{A_1 \exp(-A_2 M) + A_3}{T_{\text{abs}}}\right]$	(2.11)
$D(M) = (A_0 + A_1 M)$	(2.12)
$D(T) = A_0 \exp\left(-\frac{A_1}{R_o T_{\text{abs}}}\right)$	(2.13)

c) Modelo baseado na Termodinâmica do não-equilíbrio

Tendo por base os conceitos termodinâmicos de processos irreversíveis, Fortes e Okos (1981), propuseram um modelo, com as seguintes considerações:

- existência de equilíbrio local;
- da equação de Gibbs para condições de não-equilíbrio;
- fenômeno de encolhimento desprezível;
- efeitos de pressão total negligenciados;

- das leis fenomenológicas lineares;
- das relações fundamentais de Onsager;
- de poder um sistema ser tomado como um contínuo¹ e isotrópico;
- de a água migrar nas fases de líquido e de vapor;
- de ser a razão de transferência de calor e massa mais lenta que a razão de mudança de fase;
- do princípio de Curie.

Segundo Fortes e Okos (1981), a diferença fundamental entre a teoria desses autores e as teorias citadas, é que a força motriz para o movimento isotérmico, tanto do líquido quanto do vapor, é um gradiente do teor de umidade de equilíbrio² e não do teor de umidade. A força motriz para a transferência de líquido e vapor é o gradiente do potencial químico, que por sua vez é função da temperatura, da umidade relativa e do teor de umidade de equilíbrio. Neste modelo, é postulado que a água em meios capilares porosos, pode mover-se no sentido contrário ao gradiente do teor de umidade, mas sempre na direção do gradiente do teor de umidade de equilíbrio. Assim, o teor de umidade de equilíbrio é apresentado como uma escolha mais natural para o potencial de transporte de massa que o conceito proposto por Luikov.

Admitindo-se ainda as considerações do modelo, considerando-se desprezível os efeitos da gravidade no transporte de vapor e aplicando-se as relações de Onsager, Fortes e Okos (1981) derivaram as seguintes equações, para corpos capilares porosos.

*** Fluxo de calor**

$$\begin{aligned} \vec{J}_q = & -k_t \nabla T - \left[\rho_l k_l R_v \ln(\text{UR}) + k_v \left(\rho_{vo} \frac{\partial \text{UR}}{\partial T} + \text{UR} \frac{d\rho_{vo}}{dT} \right) \right] \frac{R_v T^2}{\text{UR}} \frac{\partial \text{UR}}{\partial T} \nabla M + \\ & + T \left[\rho_l k_l R_v \ln(\text{UR}) + k_v \left(\rho_{vo} \frac{\partial \text{UR}}{\partial T} + \text{UR} \frac{d\rho_{vo}}{dT} \right) \right] \vec{g} \end{aligned} \quad (2.14)$$

¹ Meio material no qual o caminho livre das moléculas, da substância considerada, é muito menor que a ordem de grandeza da menor dimensão relevante característica do problema.

² O teor de umidade de equilíbrio define-se como sendo o teor de umidade que o produto atinge quando é submetido, por um tempo suficientemente longo, a condições controladas de temperatura e umidade do ar.

*** Fluxo de líquido**

$$\vec{J}_l = -\rho_l k_l R_v \ln(\text{UR}) \nabla T - \rho_l k_l \frac{R_v T}{\text{UR}} \left(\frac{\partial \text{UR}}{\partial M} \right) \nabla M + \rho_l k_l \vec{g} \quad (2.15)$$

*** Fluxo de vapor**

$$\vec{J}_v = -k_v \left(\rho_{vo} \frac{\partial \text{UR}}{\partial T} + \text{UR} \frac{d \rho_{vo}}{d T} \right) \nabla T - k_v \rho_{vo} \left(\frac{\partial \text{UR}}{\partial M} \right) \nabla M \quad (2.16)$$

Assumindo-se que nenhum gelo esta presente e que a massa de ar é desprezível, pode-se escrever a equação da conservação da massa como:

$$\frac{\partial (\rho_{ps} M)}{\partial t} = -\nabla \cdot (\vec{J}_l + \vec{J}_v) \quad (2.17)$$

Com a consideração da não existência de fenômenos de encolhimento, P é constante e esta equação se reduz a:

$$\rho_{ps} \frac{\partial M}{\partial t} = -\nabla \cdot (\vec{J}_l + \vec{J}_v) \quad (2.18)$$

A equação da conservação de energia pode ser obtida, partindo do princípio que a taxa de variação da entalpia volumétrica do sistema, menos o calor de adsorção, é igual a divergência do fluxo de entalpia. Assim sendo pode-se escrever:

$$\rho_{ps} c_p \frac{\partial T}{\partial t} - \rho_{ps} h_w \frac{\partial M}{\partial t} = -\nabla \cdot \vec{J}_q - h_{fg} \nabla \cdot \vec{J}_v - \vec{J}_l \cdot c_l \nabla T - \vec{J}_v \cdot c_v \nabla T \quad (2.19)$$

Como pode ser constatado, este modelo descreve mais apuradamente a física do processo de transferência de calor e massa que o modelo de difusão líquida simples, no entanto

a sua aplicabilidade é grandemente limitada, em virtude das equações governantes do fenômeno incluírem muitos coeficientes que são difíceis para determiná-los experimentalmente, dependendo do produto.

2.1.4.2 Modelos concentrados

As equações de secagem em camada fina (modelos concentrados) podem ser classificadas em empíricas e semi-empíricas ou semi-teóricas. Estas equações negligenciam os efeitos de variação de temperatura e umidade no interior do material, durante o processo de secagem, assumindo que o material alcança a temperatura média do ar imediatamente, no início do processo.

As equações empíricas possuem uma relação direta entre o teor de umidade e o tempo de secagem, enquanto que as semi-empíricas são análogas a lei de Newton do resfriamento, assumindo que a taxa de secagem é proporcional a diferença entre o teor de umidade do produto e seu respectivo teor de umidade de equilíbrio para as condições de secagem especificadas. As equações semi-teóricas geralmente são obtidas a partir da equação de difusão de líquido e/ou vapor dentro do produto.

Em resumo, os modelos concentrados descrevem as taxas de transferência de calor e massa para o produto inteiro, ignorando a resistência interna de transferência de calor e massa. Muitas equações concentradas são derivadas das equações distribuídas sob pequenas considerações. Os modelos de parâmetros concentrados são aplicados para número de Biot de transferência de massa menor que 10 e número de Biot de transferência de calor menor que 1,5 (Parti, 1993). Obviamente esta afirmação depende da geometria do corpo em estudo e da forma como estes parâmetros são definidos.

Os modelos de secagem em camada fina são frequentemente empregados para descrever a secagem de frutas e vegetais. Sua classificação se dá com base em suas vantagens e desvantagens comparativas e também a sua derivação. As categorias mais aplicadas de modelos de camada fina são os modelos semi-teóricos e empíricos (Ozdemir e Devres, 2000; Panchariya et al., 2002; Akpınar, 2006a; Doymaz, 2007; Raquel et al., 2011). Essas categorias

de modelos levam em consideração a resistência externa ao processo de transporte de umidade entre o material e o ar atmosférico, proporcionam uma maior extensão de resultados precisos, melhor predizem o comportamento do processo de secagem, e fazem menos suposições devido à sua dependência com dados experimentais. Assim, estes modelos provaram serem os mais úteis para engenheiros e designers de secadores (Brooker et al., 1992). No entanto, só são válidos nas condições de secagem aplicadas. Por outro lado, os modelos teóricos fazem demasiadas suposições levando a um número considerável de erros (Henderson, 1974; Bruce, 1985), limitando assim a sua utilização na concepção de secadores.

Os modelos semi-teóricos são normalmente obtidos a partir de soluções da segunda lei de Fick e variações de suas formas simplificadas. Os modelos semi-teóricos e alguns empíricos fornecem uma compreensão dos processos de transporte e demonstram um melhor ajuste aos dados experimentais (Janjai et al., 2011). Os modelos empíricos e semi-teóricos têm características semelhantes. Os principais desafios enfrentados pelos modelos empíricos são que eles dependem em grande parte de dados experimentais e fornecem informações limitadas sobre a transferência de calor e massa durante o processo de secagem (Erbay e Icier, 2010). Devido às características dos modelos semi-teóricos e empíricos e ao alto teor de umidade de muitas frutas e legumes, estes modelos são amplamente aplicados na estimativa da cinética de secagem.

a) Modelos semi-teóricos

Os modelos semi-teóricos são derivados do modelo teórico (segunda lei de Fick da difusão) ou de sua variação simplificada (lei de resfriamento de Newton). Os modelos semi-teóricos de Lewis, Page e Page Modificado são derivados da lei de resfriamento de Newton. Os seguintes modelos são derivados da segunda lei de difusão de Fick (Erbay e Icier, 2010):

- a) Modelo exponencial e forma simplificada.
- b) Modelo exponencial de 2-termos e forma modificada.
- c) Modelo exponencial de 3- termos e a forma simplificada são todos derivados da segunda lei de difusão de Fick.

Fatores que poderiam determinar a aplicação destes modelos incluem a umidade relativa, temperatura e velocidade do ar de secagem, a espessura e o teor de umidade inicial do material a ser seco. (Panchariya et al., 2002; Erbay e Icer, 2010). Além disso, nestas condições pode notar-se que a complexidade dos modelos pode ser atribuída ao número de constantes. Em relação à literatura científica, o número de constantes varia entre 1 (modelo de Newton), 5 (modelo Hii et al.) e 6 (modelo modificado de Henderson e Pabis). Levando em consideração o número de constantes, tanto o modelo de Hii assim como os outros, e o modelo modificado de Henderson e Pabis podem ser considerados complexos, enquanto que o modelo de Newton é o mais simples. No entanto, a seleção do modelo mais apropriado para descrever o comportamento de secagem de frutas e vegetais não depende do número de constantes. Em vez disso, depende de vários indicadores estatísticos. Os indicadores estatísticos que têm sido frequentemente utilizados para selecionar com êxito os modelos de secagem mais adequados, tal como relatado na literatura (Akpinar, 2006b; Babalis et al., 2006; Menges e Ertekin, 2006; Doymaz, 2007; Vega et al., 2007; Saeed et al., 2008; Erbay e Icer, 2010; Fadhel et al., 2011; Kadam et al., 2011; Rasouli et al., 2011; Akoy, 2014; Gan e Poh, 2014; Tzempelikos et al., 2014; Darici e Sem, 2015; Onwude et al., 2015; Tzempelikos et al., 2015) incluem R , R^2 (r^2), x^2 , SSE, RMSE, RERMS, EF, MPE e MBE. Quanto mais altos forem os valores de R e R^2 de um modelo em particular, melhor será o modelo para prever o comportamento de secagem de frutas e vegetais. Da mesma forma, quanto menor o valor de x^2 , SSE, RMSE, RERMS, EF, MPE e MBE de um determinado modelo, mais adequado é o modelo para prever a cinética de secagem do produto em particular (Kucuk et al., 2014).

a1) Modelos derivados da lei de resfriamento de Newton.

Modelo de Newton. Este modelo é às vezes citado na literatura como o modelo de Lewis, modelo exponencial ou modelo exponencial único. Diz-se que é o modelo mais simples por causa da única constante presente no modelo. No passado, este modelo foi amplamente aplicado na descrição do comportamento de secagem de vários alimentos e produtos agrícolas. Recentemente, tem sido ocasionalmente adequado para descrever o comportamento de secagem de algumas frutas e vegetais:

$$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = \exp(-k_1 t) \quad (2.20)$$

Na equação (2.20), k é a constante de secagem (s^{-1}), MR é a razão de umidade, M é o teor de umidade em base seca a qualquer tempo T . M_0 é o teor de umidade em base seca inicial da amostra e M_e é o teor de umidade de equilíbrio.

Modelo de Page. O modelo de Page ou o modelo de Lewis modificado é uma modificação empírica do modelo de Newton, em que os erros associados ao uso do modelo de Newton são grandemente minimizados pela adição de uma constante empírica adimensional (n):

$$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = \exp(-k_1 t^n) \quad (2.21)$$

onde n é conhecida como a constante do modelo (sem dimensão). Este modelo tem duas constantes e é amplamente utilizado como a base para a maioria dos modelos semi-teóricos de camada fina. Além disso, o modelo de Page (1949) foi adotado como um padrão americano na modelagem em camadas finas de produtos agrícolas e biológicos (ANSI / ASAE 2014).

Modelo de Page modificado. Como o nome sugere, esta é uma modificação do modelo Page. Erbay e Icier (2010), relataram 3 formas do modelo de Page Modificado. Para o propósito desta revisão da literatura, os seguintes modelos modificados de Page foram escolhidos como sendo os mais adequados para descrever o comportamento de secagem de diferentes frutas e vegetais:

$$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = \exp(-(k_1 t)^n) \quad (2.22)$$

$$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = a_1 \exp \left[- \left(\frac{t}{k_1^2} \right)^n \right] \quad (2.23)$$

onde a_1 e n são constantes empíricas (sem dimensão).

a2) Modelos derivados da segunda lei de Fick da difusão.

Henderson e Pabis ou modelo de termo único. Este modelo é o primeiro termo da solução geral da segunda lei de difusão de Fick. Também pode ser considerado como um modelo simples com apenas duas constantes. O modelo de Henderson e Pabis (1961) foi efetivamente aplicado na secagem de culturas como milho e milheto. No entanto, não foi tão bem-sucedido em descrever o comportamento de secagem de frutas e vegetais, uma vez que o modelo foi encontrado aplicável apenas a maçã:

$$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = a_1 \exp(-k_1 t) \quad (2.24)$$

onde a_1 representa a forma dos materiais utilizados (sem dimensão).

Modelo modificado de Henderson e Pabis. O modelo modificado de Henderson e Pabis é uma solução geral com 3 termos da segunda lei de Fick de difusão para a correção das deficiências do modelo de Henderson e Pabis. Foi relatado que o primeiro termo explica a última parte do processo de secagem de alimentos e produtos agrícolas, que ocorre em grande parte e no último período da taxa decrescente, o segundo termo descreve a parte intermediária e o terceiro termo explica a perda de umidade inicial da secagem (Erbay e Icier, 2010). O modelo contém 6 constantes, assim como o modelo Hii e outros (modelo modificado de dois termos), e com base nisso o modelo foi chamado de modelo de camada fina complexa.

No entanto, deve ser enfatizado também que com 6 parâmetros, muitos mais que 6 pontos de dados experimentais são necessários para calcular o modelo. O modelo não é tão complexo com o advento dos computadores, mas, estatisticamente um bom grau de liberdade é necessário para confiabilidade dos resultados, e isso exigirá muitos dados experimentais.

$$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = a_1 \exp(-k_1 t) + a_2 \exp(-k_2 t) + a_3 \exp(-k_3 t) \quad (2.25)$$

onde a_i são constantes modelo adimensionais, e k_i são as constantes de secagem (s^{-1}).

Midilli et al. (2002) propuseram um novo modelo através de uma modificação do modelo de Henderson e Pabis pela adição de um t extra com um coeficiente. O novo modelo, que é uma combinação de um termo exponencial e um termo linear, foi validado testando o modelo em cogumelo, pólen e pistache.

$$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = a_1 \exp(-k_1 t) + a_2 t \quad (2.26)$$

onde a_1 e a_2 são as constantes do modelo e k_1 é a constante de secagem (s^{-1}) a ser estimada a partir dos dados experimentais. Este modelo é chamado às vezes de “O Modelo de Midilli Kucuk ou O Modelo de Midilli”. Ele contém 3 constantes e melhor descreve o comportamento de secagem de diferentes frutas e vegetais. Deste modo, verificou-se ser adequado para descrever a cinética de secagem de frutos e vegetais tais como maçã, pimentão, maçãs douradas, espinho, jaca, kiwi, manga, gengibre, pimenta, caqui, abacaxi, abóbora, açafraão e hortelã.

Modelo logarítmico. Este modelo também é conhecido como um modelo assintótico e é outra forma modificada do modelo de Henderson e Pabis. É na verdade uma forma logarítmica do modelo de Henderson e Pabis com a adição de um termo empírico. O modelo contém 3 constantes e pode ser expresso como

$$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = a_1 \exp(-k_1 t) + a_2 \quad (2.27)$$

onde a_2 é uma constante empírica sem dimensão. O modelo produziu o melhor ajuste na predição da cinética de secagem de maçã, folhas de manjeriço, beterraba, abóbora e maçã.

Modelo de dois termos. Segundo Sacilik (2007) o modelo de 2-termos é a solução geral com 2 termos da segunda lei de Fick de difusão. O modelo contém 2 constantes empíricas adimensionais e 2 constantes de modelo que podem ser derivadas de dados experimentais. O

primeiro termo descreve a última parte do processo de secagem, enquanto o segundo termo descreve o início do processo de secagem. Para a maioria das frutas e vegetais com alto teor de umidade, este modelo pode ser adequado, pois assume, ambas, temperatura e difusividade do processo de secagem, constantes. Este modelo descreve bem a transferência de umidade do processo de secagem, com as constantes que representam as propriedades físicas do processo de secagem:

$$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = a_1 \exp(-k_1 t) + a_2 \exp(-k_2 t) \quad (2.28)$$

onde a_1 e a_2 são constantes empíricas adimensionais, e k_1 e k_2 são as constantes de secagem (s^{-1}). Este modelo é o melhor para descrever o comportamento de secagem de beterraba, cebola, ameixa, abóbora e pimenta recheada.

Modelo exponencial de dois termos. O modelo exponencial de 2-termos é uma modificação do modelo de 2-termos, reduzindo o número de constantes e modificando a indicação da constante de forma (b) do segundo termo exponencial. Erbay e Icier (2010) enfatizaram que a constante " k_2 " do modelo de 2 termos tem que ser $(1 - a_1)$ em $t = 0$ para obter uma razão de umidade $MR = 1$. O modelo tem 3 constantes e pode ser expresso como:

$$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = a_1 \exp(-k_1 t) + (1 - a_1) \exp(-k_2 a_1 t) \quad (2.29)$$

Modelo de Hii e colaboradores (modelo modificado de 2-termos). O modelo de Hii e colaboradores também pode ser referido como um modelo de Page Modificado ou, mais apropriadamente, um modelo modificado de 2- termos. O modelo envolve uma combinação de Page e o modelo de 2-termos. A primeira parte do modelo é exatamente como o modelo Page. No entanto, descreve mais teoricamente o modelo como um modelo modificado de 2 termos com a inclusão de uma constante empírica adimensional " n ". O modelo contém 5 constantes e pode ser referido como um modelo complexo a este respeito. Hii et al. (2009)

propuseram este modelo para a secagem de grãos de cacau. No entanto, verificou-se ser apropriado para descrever a cinética de secagem de alguns frutos.

$$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = a_1 \exp(-k_1 t^n) + a_2 \exp(-k_2 t^n) \quad (2.30)$$

Modelo de Demir e colaboradores. Uma modificação do modelo de Henderson e Pabis e do modelo logarítmico foi proposta por Demir et al. (2007) para a secagem de azeitonas verdes. Este modelo contém 4 constantes com 3 constantes empíricas adimensionais. Este modelo pode ser expresso como

$$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = a_1 \exp[-(k_1 t)^n] + a_2 \quad (2.31)$$

Modelo de Verma e colaboradores. Este modelo é outra modificação do modelo de 2 termos, com 4 constantes do modelo. O modelo de Verma et al. (1985) foi aplicado com sucesso na descrição da cinética de secagem da salsa e da abóbora.

$$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = a_1 \exp(-k_1 t) + (1 - a_1) \exp(-k_2 t) \quad (2.32)$$

onde k_2 é também uma constante de secagem (s).

Modelo de difusão aproximado. Segundo Yaldyz e Ertekým (2007) o modelo de difusão aproximado é outra modificação do modelo exponencial de 2-termos com a separação da constante de secagem " k " e t :

$$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = a_1 \exp(-k_1 t) + (1 - a_1) \exp(-k_2 a_2 t) \quad (2.33)$$

Este modelo foi aplicado com grande sucesso na determinação da cinética de secagem de pimentão, abóbora e tomate.

Modelo modificado de Midilli e colaboradores. Como o nome sugere, este modelo é uma modificação do modelo de Midilli. Segundo Gan e Poh (2014) verificou-se que o modelo previu com sucesso apenas a cinética de secagem da folha de jaca. O modelo é expresso como:

$$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = a_1 \exp(-k_1 t) + a_2 \quad (2.34)$$

b) Modelos empíricos

Modelos empíricos proporcionam uma relação direta entre o teor médio de umidade e o tempo de secagem. A principal limitação à aplicação de modelos empíricos na secagem em camada fina é que eles não seguem os fundamentos teóricos dos processos de secagem na forma de uma relação cinética entre a constante de velocidade e a concentração de umidade, dando assim valores de parâmetro imprecisos. Os seguintes modelos são os mais adequados para descrever adequadamente a cinética de secagem de algumas frutas e vegetais:

Modelo de Aghbashlo e colaboradores. Aghbashlo et al. (2009) propuseram um modelo que descreve efetivamente a cinética de secagem em camada fina de materiais biológicos. O modelo foi testado em cenoura e comparado com outros modelos de secagem em camada fina disponíveis na literatura. Verificou-se que o melhor modelo descreveu o comportamento de secagem da cenoura. No entanto, este modelo não tem sido bem-sucedido na descrição de várias outras frutas e legumes. O modelo contém 2 constantes adimensionais que dependem da temperatura absoluta do sistema de secagem. No entanto, não há base teórica para este modelo:

$$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = \exp\left(\frac{k_1 t}{1 + k_2 t}\right) \quad (2.35)$$

onde K_1 e K_2 são constantes de secagem (min^{-1}).

Modelo de Wang e Singh. Este modelo foi desenvolvido para a secagem intermitente de arroz bruto (Wang e Singh, 1978). O modelo dá um bom ajuste aos dados experimentais. No entanto, este modelo não tem nenhuma interpretação física ou teórica, daí a sua limitação.

$$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = 1 + k_1 t + k_2 t^2 \quad (2.36)$$

onde k_1 (s^{-1}) e k_2 (s^{-1}) são constantes de modelo obtidas a partir dos dados experimentais. Este modelo foi aplicado para explicar com sucesso o comportamento de secagem da banana.

Modelo de Diamante e colaboradores. Diamante et al (2010) propuseram um novo modelo empírico para a secagem de frutas. Os dados experimentais utilizados no desenvolvimento do modelo foram obtidos a partir da secagem ao ar quente do kiwi e do damasco e utilizaram análise de regressão polinomial para determinar os valores das constantes do modelo. Novamente, este modelo carece de base teórica e interpretação física.

$$\ln\left(\frac{M}{M_0} - \ln MR\right) = a_1 + a_2(\ln t) + a_3(\ln t)^2 \quad (2.37)$$

onde a_i são constantes do modelo.

Modelo de Weibull. Segundo Tzempelikos et al. (2015) este modelo foi considerado um dos modelos empíricos mais adequados e amplamente utilizados na literatura. O modelo foi, na verdade, derivado de dados experimentais, sem significados físicos nem teóricos. O modelo de Weibull pode descrever melhor a cinética de secagem de frutas e vegetais, como alho, marmelos e caqui.

$$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = a_1 - a_2 \exp(-k_1 t^n) \quad (2.38)$$

onde a_i são constantes de modelo adimensionais e k_1 é uma constante de secagem.

Modelo Thompson: Segundo Pardeshi (2009) o modelo de Thompson é um modelo empírico obtido a partir de dados experimentais, correlacionando o tempo de secagem em função do logaritmo da razão de umidade. O modelo não consegue descrever com sucesso o comportamento de secagem da maioria das frutas e legumes porque não tem base teórica e não possui interpretação física. Contudo, verificou-se que o modelo é adequado para descrever a cinética de secagem de ervilhas verdes e de mirtilos. O modelo pode ser expresso como:

$$t = a_1 \ln(MR) + a_2 [\ln(MR)]^2 \quad (2.39)$$

onde a_i são constantes empíricas adimensionais.

Modelo de Silva e colaboradores. Da Silva et al. (2013) propuseram um modelo empírico para a modelação cinética do grão-de-bico. Este modelo mostra um bom ajuste para descrever o transporte de água dentro dos grãos de leguminosas do grão-de-bico.

$$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = \exp(-a_1 t - a_2 \sqrt{t}) \quad (2.40)$$

onde a e b são parâmetros de ajuste. Este modelo tem sido utilizado com sucesso na descrição da cinética de secagem da banana.

Modelo de Peleg. Este modelo não tem significado físico ou interpretação teórica. No entanto, foi aplicado com sucesso apenas na descrição do comportamento de secagem da banana.

$$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = 1 - t / (a_1 + a_2 t) \quad (2.41)$$

onde a e b são parâmetros de modelo adimensionais.

Vale ressaltar que a Eq. 2.36, 2.37 e 2.39 são equações quadráticas ou equações polinomiais com $n = 2$. A implicação é que haverá um máximo MR, depois que o MR diminuir

com o tempo, ou haverá um mínimo MR, após o MR aumentar com o tempo. Estes cenários não são práticos na secagem. Na tabela 2.2 mostra um quadro de resumo dos modelos de camada fina para secagem de frutas e vegetais.

Tabela 2.2 - Modelos de camada fina para secagem de frutas e vegetais.

nº	Nome do modelo	Modelo	Referencia
1	Modelo de Newton	$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = \exp(-k_1 t)$	EL-Beltagy et al. (2007)
2	Modelo de Page	$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = \exp(-k_1 t^n)$	Akoy (2014); Tzempelikos et al. (2014)
3	Modelo de Page modificado (II)	$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = \exp[-(k_1 t)^n]$	Vega et al. (2007)
4	Modelo de Page modificado (III)	$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = a_1 \exp(-t/k_1^2)^n$	Kumar et al. (2006)
5	Modelo de Henderson e pabis	$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = a_1 \exp(-k_1 t^n)$	Meisami- asl et al.(2010); Hashim et al. (2014)
6	Modelo modificado de Henderson e Pabis	$MR = a_1 \exp(-k_1 t) + a_2 \exp(-k_2 t) + a_3 \exp(-k_3 t)$	Zenoozian et al. (2008)
7	Modelo de Midilli e colaboradores	$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = a_1 \exp(-k_1 t) + a_2 t$	Darvishi e Hazbavi, (2012); Ayadi et al. (2014)
8	Modelo logatímico	$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = a_1 \exp(-k_1 t) + a_2$	Rayaguru e Routray, (2012); Kaur e Singh (2014)
9	Modelo de dois termos	$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = a_1 \exp(-k_1 t) + a_2 \exp(-k_2 t)$	Sacilik (2007)
10	Modelo exponencial de dois termos	$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = a_1 \exp(-k_1 t) + (1 - a_1) \exp(-k_2 a_1 t)$	Dash et al. (2013)
11	Modelo de Hii e colaboradores	$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = a_1 \exp(-k_1 t^n) + a_2 \exp(-k_2 t^n)$	Kumar et al. (2012b)
12	Modelo de Demir e colaboradores	$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = a_1 \exp(-k_1 t)^n + a_2$	Demir et al. (2007)
13	Modelo de Verma e colaboradores	$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = a_1 \exp(-k_1 t) + (1 - a_1) \exp(-k_2 t)$	Akpinar (2006)

Continuação da Tabela 2.2.

14	Modelo de difusão aproximado	$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = a_1 \exp(-k_1 t) + (1 - a_1) \exp(-k_2 a_2 t)$	Yaldyz e Ertekýn (2007)
15	Modelo modificado de Midilli e colaboradores	$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = a_1 \exp(-k_1 t) + a_2$	Gan e Poh (2014)
16	Modelo de Aghbashlo e colaboradores	$MR = \exp\left(\frac{k_1 t}{1 + k_2 t}\right)$	Aghbashlo et al. (2009)
17	Modelo de Wang e Singh	$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = 1 + k_1 t + k_2 t^2$	Omolola et al. (2014)
18	Modelo de Diamante e colaboradores	$\ln(-\ln MR) = a_1 + a_2(\ln t) + a_3(\ln t)^2$	Diamante et al. (2010)
19	Modelo de Weibull	$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = a_1 - a_2 \exp(-k_1 t^n)$	Tzempelikos et al. (2015)
20	Thompson	$t = a_1 \ln(MR) + a_2 [\ln(MR)]^2$	Pardeshi (2009)
21	Modelo de Silva e colaboradores	$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = \exp(-a_1 t - a_2 \sqrt{t})$	Pereira et al. (2014)
22	Modelo de Peleg	$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = 1 - t/(a_1 + a_2 t)$	Da Silva et al. (2015)

c) Modelos teóricos (fenomenológicos)

A equação de difusão, para diversas geometrias, tem solução analítica para o valor médio da grandeza, cuja forma geral é dada por:

$$MR = \frac{M - M_e}{M_0 - M_e} = \sum_{n=1}^{\infty} A_n \exp(-B_n t) \quad (2.42)$$

onde os valores de A_n e B_n , dependem da geometria do corpo (placa, cilindro, esfera, esferóide, etc.), e das condições de contorno admitidas (de equilíbrio ou convectivas).

Nesta solução, os termos sucessivos em cada uma das séries infinitas convergentes diminuem com o aumento de n e para tempos longos, a convergência pode ser rápida. Para valores suficientemente altos de t e condições de equilíbrio na superfície do sólido, os primeiros 5 termos dominam a série, e conseqüentemente os outros termos da série podem ser desprezados. De qualquer forma, para n inteiro finito tem-se:

$$MR = \frac{M - M_e}{M_o - M_e} = \sum_{r=1}^m A_r \exp(-B_r t) \quad (2.43)$$

O valor de m determina a precisão do valor de MR calculado em cada instante de tempo. Observando-se a Equação 2.43, vê-se por exemplo, que:

- * Se $m=1$, $A_n=1$ e $B_n=K_1$, esta equação reduz-se a Equação 2.20;
- * Se $m=1$, $A_n=A_1$, $B_n=K_1$ e $n=1$, esta equação reduz-se a Equação 2.21;
- * Se $m=1$, $A_n=1$, $B_n = K_1^n$ e $n=1$, esta equação reduz-se a Equação 2.22;
- * Se $m=n$, $A_n=A_i$ e $B_n=K_i$, esta equação reduz-se a Equação 2.25, e assim por diante.

Então, a maioria dos modelos empíricos e semi-empíricos são derivados do modelo de difusão, e portanto, suas equações são aproximações e variações do modelo difusional, dependendo do número de termos usado. Sendo que os coeficientes A_n e B_n dependem da forma do corpo e das condições de contorno. Portanto, quando a Equação 2.43 é utilizada ajustando seus coeficientes a dados de cinética de secagem de um produto particular, estes mesmos coeficientes contêm informações das condições externas (T , UR , v , ...). Portanto, é perfeitamente aceitável e tem significado físico que esses coeficientes sejam considerados constantes ou funções das condições termodinâmicas e velocidade do ar de secagem.

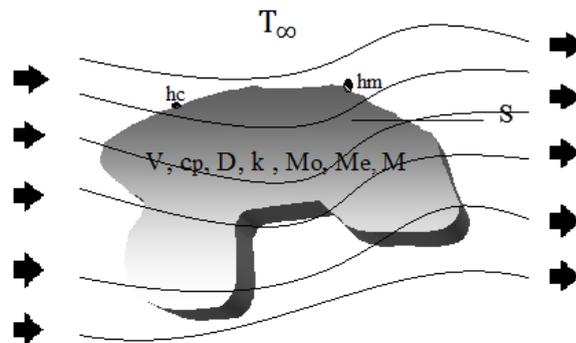
Assim sendo, devido às limitações apresentadas pelos métodos empíricos e semi-teóricos/semi-empíricos, a literatura tem reportado alguns modelos teóricos que consideram a fenomenologia dos processos de perda de massa e aquecimento do material durante o processo de secagem baseando-se num método da capacitância global (análise concentrada).

Para o entendimento do método da capacitância global (análise concentrada) considere um corpo sólido de forma arbitrária como ilustrado na Figura 2.2. O sólido pode receber (ou ceder) um fluxo de calor e/ou umidade por unidade de área em sua superfície e ter geração interna de massa e/ou energia por unidade de volume uniformemente distribuída. Admitindo que a umidade e/ou temperatura do sólido seja espacialmente uniforme em qualquer instante durante o processo transiente, isto é, que os gradientes de umidade e/ou temperatura no interior do sólido sejam desprezíveis, todo o fluxo de massa e/ou calor recebido e massa e/ou calor gerado, difundirá instantaneamente através do mesmo.

Sendo assim, o método da capacitância global (Incropera e de Witt, 2002) admite uma distribuição uniforme de massa e ou temperatura dentro do sólido em qualquer instante, de tal modo que, a temperatura ou teor de umidade do sólido seja dado exclusivamente em função do tempo.

Na Figura 2.2, T_{∞} é a temperatura do meio externo (K) ou ($^{\circ}\text{C}$); h_c é o coeficiente de transferência de calor ($\text{W}/\text{m}^2\text{K}$); h_m é o coeficiente de transferência de massa (m/s); V é o volume do sólido homogêneo (m^3); S é a área superficial do sólido homogêneo (m^2); c_p é o calor específico (J/kgK); M é o teor de umidade do produto em qualquer intervalo de tempo (kg/kg); M_0 é o teor de umidade inicial do produto (kg/kg) e M_e é o teor de umidade de equilíbrio (kg/kg).

Figura 2.2 - Esquema representativo do processo de secagem de um sólido homogêneo não-vazado e com geometria arbitrária.



Aplicando um balanço de massa e energia num elemento infinitesimal na superfície do sólido, em qualquer sistema de coordenadas, assumindo propriedades termo-físicas constantes e variações dimensionais desprezíveis, tem-se as seguintes equações de conservação de massa e energia, respectivamente:

$$V \frac{d\bar{M}}{dt} = -M''S + \dot{M}V \quad (2.44)$$

$$\rho V \frac{d\bar{\theta}}{dt} = -\frac{M''}{c_p} S + \frac{\dot{M}}{c_p} V \quad (2.45)$$

onde ρ é a densidade do sólido homogêneo (kg/m^3); t é o tempo (s); M'' é o fluxo de massa por unidade de área (kg/kg/s/m^2); \dot{M} é a geração de massa por unidade de volume (kg/kg/s/m^3); q'' é o fluxo de calor por unidade de área (W/m^2); \dot{q} é a geração de calor por unidade de volume (W/m^3) e Θ é a temperatura do sólido homogêneo (K) ou ($^{\circ}\text{C}$).

As quantidades q'' , M'' , \dot{q} e \dot{M} podem ser positivas ou negativas, podendo também serem constantes ou dependentes do tempo. Particularmente com respeito à energia, a quantidade q'' pode ser convectiva, radiativa, evaporativa e/ou aquecimento de vapor. A presente formulação pode ser aplicada em regiões de transferência de calor e massa simultânea. O caso particular ocorre quando os dois fenômenos são completamente independentes. Os dois fenômenos são acoplados quando absorção e dessorção na região são acompanhadas de efeitos térmicos.

Diante do exposto, e sabendo que em muitas situações físicas e condições operacionais existe gradiente de umidade e temperatura dentro do sólido, sob que condições pode-se aplicar o método da capacitância global? É neste sentido que entra o número de Biot de transferência. O significado físico do número de Biot de transferência é tido como a relação numérica entre a resistência à condução no interior do corpo e uma resistência a convecção na superfície do mesmo.

$$Bi = \frac{R_{\text{Cond}}}{R_{\text{Conv}}} = \frac{\frac{L_1}{\Gamma^\phi S}}{\frac{1}{hS}} = \frac{hL_1}{\Gamma^\phi} \quad (2.46)$$

onde Γ^ϕ pode ser K ou D, e L_1 é um comprimento característico de corpo, como por exemplo, a relação volume por área superficial do corpo.

O número de Biot tem um papel fundamental nos problemas de difusão que envolve efeitos convectivos nas fronteiras. Para $Bi \ll 1$, os resultados experimentais sugerem supor uma razoável distribuição uniforme de M ao longo do corpo, em qualquer instante t, do processo transiente. Pode-se concluir que para a análise de um problema de difusão de massa e térmica, deve-se calcular o número de Biot e, uma vez sendo este inferior a 0,1, o erro associado ao uso do método da capacitância global é pequeno, entretanto, este valor é dependente da forma como este parâmetro é definido.

Para cálculos transferência de massa e calor convectivos por unidade de área superficial do sólido, usa-se as seguintes equações:

$$q'' = h_c (\theta - \theta_\infty) \quad (2.47)$$

$$M'' = h_m (M - M_e) \quad (2.48)$$

As relações para a determinação dos coeficientes de transferência de calor e massa podem ser obtidas de duas maneiras. O primeiro método baseia-se em encontrar as relações analíticas apropriadas a partir dos dados empíricos ou pela solução aproximada das equações diferenciais que descrevem a transferência de calor e massa. O segundo método é baseado na teoria da similaridade. A descrição desta teoria pode ser encontrada em livros sobre transferência de calor e mecânica dos fluidos.

A transferência de calor e massa entre o material húmido e o agente de secagem depende de muitos parâmetros externos, cuja influência está incluída em números adimensionais apropriados. A forma geral deste tipo de equações para transferência de calor é a seguinte:

a) Convecção forçada

$$Nu = f_1 (Re, Pr, Gu) \quad (2.49)$$

b) Convecção livre

$$Nu = f_2 (Gr, Pr) \quad (2.50)$$

Similarmente para transferência de massa, tem-se:

a) Convecção forçada

$$Sh = f_3 (Re, Sc, Gu) \quad (2.51)$$

b) Convecção livre

$$Sh = f_4 (Gr', Sc) \quad (2.52)$$

onde nestas equações, Nu é o número de Nusselt, Sh é o número de Sherwood, Re representa o número de Reynolds, Sc é o número de Schmidt, Pr é o número de Prandtl, Gr é o número de Grashof para transferência de calor, Gr' é o número de Grashof para transferência de massa e Gu é o número de Gukhman (Strumillo e Kudra, 1986).

c1) Sólidos homogêneos

Para descrever as transferências de calor e massa em sólidos homogêneos não-vazados (Figura 2.3), Silva (2002), Lima, et al. (2003) e Silva et al. (2016) apresentam uma modelagem matemática baseada nas leis de conservação de energia e massa, como segue:

⇒ **Análise da transferência de massa**

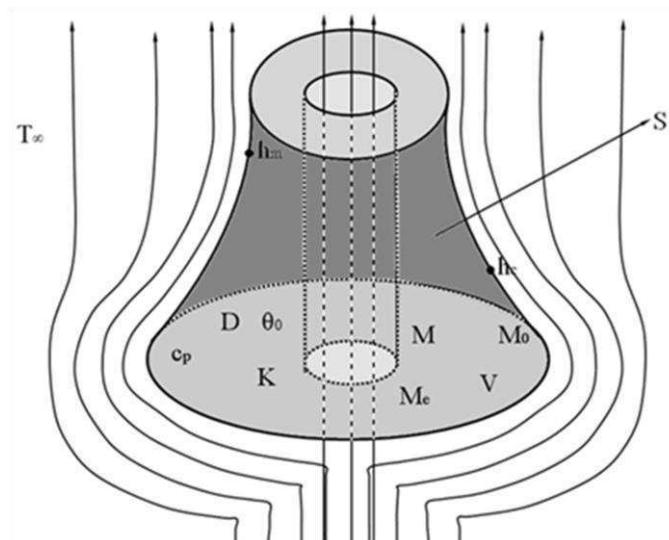
$$V \frac{d\bar{M}}{dt} = -h_m S(\bar{M} - \bar{M}_e) + \dot{M}V \quad (2.53)$$

⇒ **Análise da transferência de calor**

$$\rho V \frac{d\bar{\theta}}{dt} = \frac{h_c(\bar{\theta}_e - \bar{\theta}) + \frac{\rho_s V d\bar{M}}{S dt} (h_{fg} + c_v(\bar{\theta}_e - \bar{\theta}))}{c_p} S + \frac{\dot{q}V}{c_p} \quad (2.54)$$

Posteriormente Lima (2014) e Silva (2016) aplicaram a modelagem proposta por Silva (2002) na secagem de sólidos homogêneos vazados, conforme estabelecido na Figura 2.3. O diferencial do trabalho está por conta dos cálculos do volume e área superficial do sólido vazado, que foi realizado usando o método dos anéis circulares.

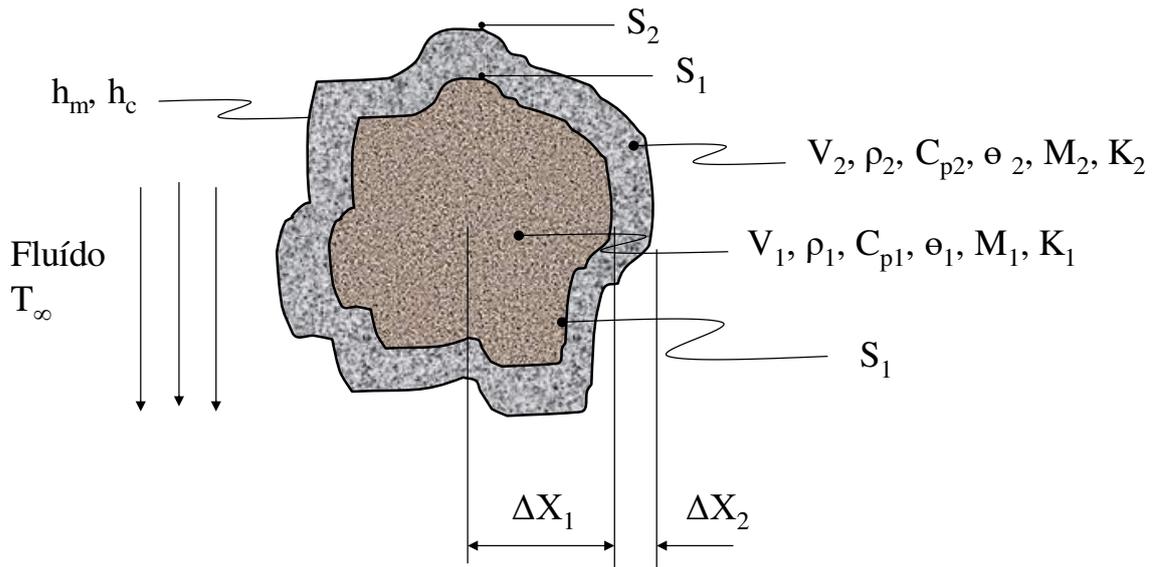
Figura 2.3 - Esquema representativo do processo de secagem de um sólido homogêneo vazado e com geometria arbitrária.



c2) Sólidos heterogêneos

Para descrever as transferências de calor e massa em sólidos heterogêneos não-vazado e de forma arbitrária, Almeida (2003) apresentam uma modelagem matemática baseada nas leis de conservação de energia e massa, como segue (Figura 2.4).

Figura 2.4 – Esquema representativo do sólido composto por dois materiais diferentes (heterogêneo não-vazado).



⇒ **Análise da transferência de massa**

□ Sólido 1:

$$\frac{D_1 S_1}{\Delta X_1} (M_2 - M_1) = V_1 \frac{dM_1}{dt} \quad (2.55)$$

□ Sólido 2:

$$h_m S_2 (M_e - M_2) + \frac{\rho_1 D_1 S_1}{\rho_2 \Delta X_1} (M_1 - M_2) = V_2 \frac{dM_2}{dt} \quad (2.56)$$

⇒ **Análise da transferência de calor**

□ Sólido 1:

$$\frac{K_1 S_1}{\Delta X_1} (\theta_2 - \theta_1) = \rho_1 V_1 C_{P1} \frac{d\theta_1}{dt} \quad (2.57)$$

□ Sólido 2:

$$h_c S_2 (T_\infty - \theta_2) + \frac{K_1 S_1}{\Delta X_1} (\theta_1 - \theta_2) = \rho_2 V_2 C_{P2} \frac{d\theta_2}{dt} \quad (2.58)$$

onde, nestas equações, V é o volume, S é a área superficial, C_p é o calor específico, K é a condutividade térmica, M é o teor de umidade, θ é a temperatura, e h_m e h_c são, respectivamente, os coeficientes de transferência de massa e calor, D é o coeficiente de difusão de massa e ρ é a densidade do material.

CAPÍTULO 3

METODOLOGIA

3.1 Fundamentos

Para o entendimento do método da capacitância global (análise concentrada) considere um corpo sólido de forma arbitrária e vazado como ilustrado na Figura 3.1. O sólido pode receber (ou ceder) um fluxo de calor e/ou umidade por unidade de área em sua superfície e ter geração interna de massa e/ou energia por unidade de volume uniformemente distribuída. Admitindo que a umidade e/ou temperatura do sólido seja espacialmente uniforme em qualquer instante durante o processo transiente, isto é, que os gradientes de umidade e/ou temperatura no interior do sólido sejam desprezíveis, todo o fluxo de massa e/ou calor recebido e massa e/ou calor gerado, difundirá instantaneamente através do mesmo.

Sendo assim, o método da capacitância global (Incropera e de Witt, 2002) admite uma distribuição uniforme de massa e ou temperatura dentro do sólido em qualquer instante, de tal modo que, a temperatura ou teor de umidade do sólido seja dado exclusivamente em função do tempo.

Na Figura 3.1, ρ é a densidade do sólido homogêneo (kg/m^3); T_∞ é a temperatura do meio externo (K) ou ($^\circ\text{C}$); h_{c1} e h_{c2} são os coeficientes de transferência de calor convectivo interno e externo ($\text{W/m}^2\text{K}$), respectivamente; h_{m1} e h_{m2} são os coeficientes de transferência

de massa convectivo interno e externo (m/s), respectivamente; V é o volume do sólido homogêneo (m^3); S_1 e S_2 são as áreas superficiais do sólido homogêneo (m^2) interna e externa, respectivamente; c_p é o calor específico (J/kgK), e M é o teor de umidade em base seca ($kg_{\text{água}}/kg_{\text{sólido seco}}$), e Θ é a temperatura do produto em qualquer intervalo de tempo (K ou $^{\circ}C$).

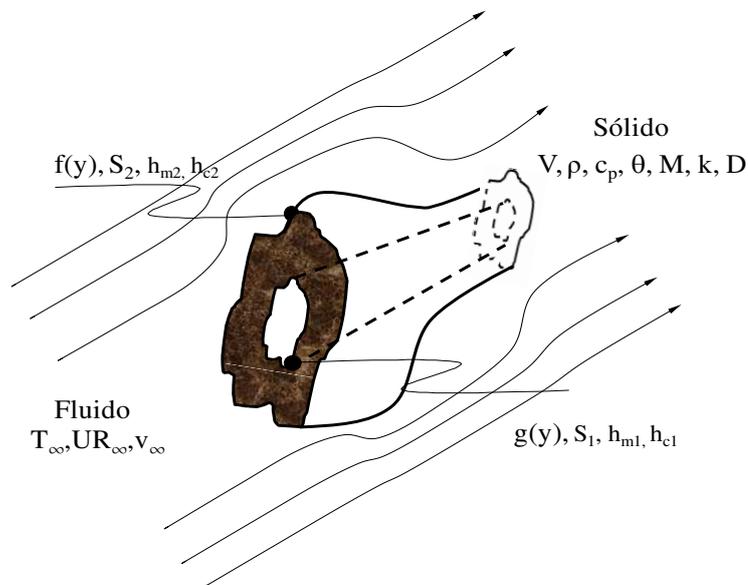
Aplicando um balanço de massa e energia num elemento infinitesimal na superfície do sólido, em qualquer sistema de coordenadas, assumindo propriedades termo-físicas constantes e variações dimensionais desprezíveis, tem-se as seguintes equações de conservação de massa e energia, respectivamente (Silva, 2002):

$$\rho_s V \frac{d\bar{M}}{dt} = -M'S + \dot{M}\rho_s V \quad (3.1)$$

$$\rho_u V c_p \frac{d\bar{\theta}}{dt} = -q''S + \dot{q}V \quad (3.2)$$

onde os índices \underline{s} e \underline{u} representam sólido seco e sólido úmido, respectivamente, t é o tempo (s); M'' é o fluxo de massa de água por unidade de área ($kg/s/m^2$); \dot{M} é a geração de umidade ($kg/kg/s$); q'' é o fluxo de calor por unidade de área (W/m^2), e \dot{q} é a geração de calor por unidade de volume (W/m^3).

Figura 3.1 - Esquema representativo do processo de secagem de um sólido com geometria arbitrária.



3.2 Modelagem Matemática

Para modelar o processo de secagem de sólidos cerâmicos e argilosos com forma arbitrária (Figura 3.1), as seguintes considerações foram adotadas:

- (a) O sólido cerâmico é homogêneo e isotrópico;
- (b) A distribuição de umidade e temperatura no interior do sólido são uniformes;
- (c) As propriedades termo-físicas são constantes durante todo o processo;
- (d) O fenômeno de secagem ocorre por condução de calor e massa no interior do sólido e por convecção de calor e massa e evaporação, na superfície do mesmo.
- (e) O sólido tem suas dimensões constantes ao longo do processo.

3.2.1 Análise da transferência de massa

No caso de transferência de massa, M'' pode ser tratado na forma de convecção de massa enquanto que, \dot{M} pode ser dado, por exemplo, por geração devido reações químicas. Assumindo a troca de massa por convecção para M'' , \dot{M} constante e \bar{M} sendo igual ao teor de umidade do material em base seca, tem-se, por substituição direta na Equação (3.1):

$$V \frac{d\bar{M}}{dt} = -h_{m1}S_1(\bar{M} - \bar{M}_e) - h_{m2}S_2(\bar{M} - \bar{M}_e) + \dot{M}V \quad (3.3)$$

onde M_e é o teor de umidade de equilíbrio em base seca (kg/kg).

Usando a condição inicial $M(t=0)=M_0$, separando-se as variáveis da Equação (3.3) e integrando-a desde a condição inicial, tem-se como resultado:

$$\frac{(\bar{M} - \bar{M}_e) - \frac{\dot{M}V}{h_{m1}S_1 + h_{m2}S_2}}{(\bar{M}_0 - \bar{M}_e) - \frac{\dot{M}V}{h_{m1}S_1 + h_{m2}S_2}} = \text{Exp} \left[\left(\frac{-h_{m1}S_1 - h_{m2}S_2}{V} \right) t \right] \quad (3.4)$$

3.2.2 Análise da transferência de calor e massa simultânea

Para a análise da transferência de calor, pode-se fazer analogia a transferência de massa e assumir que na superfície do sólido ocorre simultaneamente convecção térmica, evaporação

e aquecimento do vapor produzido. Sendo assim, a Equação (3.2), pode ser escrita da seguinte maneira:

$$\rho_u V c_p \frac{d\bar{\theta}}{dt} = h_{c1} S_1 (\bar{\theta}_\infty - \bar{\theta}) + h_{c2} S_2 (\bar{\theta}_\infty - \bar{\theta}) + \rho_s V \frac{d\bar{M}}{dt} [h_{fg} + c_v (\bar{\theta}_\infty - \bar{\theta})] + \dot{q}V \quad (3.5)$$

onde, c_v é o calor específico do vapor (J/kgK); h_{fg} é o calor latente de vaporização da água (J/kg); $\bar{\theta}_\infty$ é a temperatura do meio externo (K); $\bar{\theta}_0$ é a temperatura inicial do sólido (K); $\bar{\theta}$ é a temperatura instantânea do sólido (K); ρ_s é a massa específica do sólido seco (kg/m³); h_c é o coeficiente de transferência de calor convectivo (W/m²K).

A Equação (3.5), é uma equação diferencial ordinária de primeira ordem, não-linear e não-homogênea, portanto não pode ser resolvida de forma analítica. Assim, para simplificação da Equação (3.5), desconsidera-se a energia necessária para aquecer o vapor d'água desde a temperatura na superfície do sólido até a temperatura do fluido.

Assim, após a simplificação e realizando a substituição das Equações (3.3) e (3.4) na Equação (3.5), tem-se como resultado:

$$\rho V c_p \frac{d\bar{\theta}}{dt} = (h_{c1} S_1 + h_{c2} S_2) (\bar{\theta}_\infty - \bar{\theta}) + \rho_s h_{fg} \left\{ (-h_{m1} S_1 - h_{m2} S_2) \left[[(\bar{M}_0 - \bar{M}_e) - \frac{\dot{M}V}{h_{m1} S_1 + h_{m2} S_2}] \text{Exp} \left[\left(\frac{-h_{m1} S_1 - h_{m2} S_2}{V} \right) t \right] + \frac{\dot{M}V}{h_{m1} S_1 + h_{m2} S_2} \right] + \dot{M}V \right\} + \dot{q}V \quad (3.6)$$

ou ainda

$$\frac{d\bar{\theta}}{dt} = \left(\frac{h_{c1} S_1 + h_{c2} S_2}{\rho V c_p} \right) (\bar{\theta}_\infty - \bar{\theta}) + \frac{\rho_s h_{fg}}{\rho V c_p} \left\{ [(-h_{m1} S_1 - h_{m2} S_2) (\bar{M}_0 - \bar{M}_e) + \dot{M}V] \text{Exp} \left[\left(\frac{-h_{m1} S_1 - h_{m2} S_2}{V} \right) t \right] \right\} + \frac{\dot{q}}{\rho c_p} \quad (3.7)$$

Admitindo $y = \bar{\theta}_\infty - \bar{\theta}$ então $\frac{dy}{dt} = -\frac{d\bar{\theta}}{dt}$. Assim, a Equação (3.7) pode ser escrita da seguinte forma:

$$y' + a = -be^{-ct} - d \quad (3.8)$$

onde:

$$a = \frac{(h_{c1}S_1 + h_{c2}S_2)}{\rho V c_p} \quad (3.9)$$

$$b = \frac{\rho_s h_{fg}}{\rho c_p} [(-h_{m1}S_1 - h_{m2}S_2)(\bar{M}_0 - \bar{M}_e) + \dot{M}V] \quad (3.10)$$

$$c = \frac{-h_{m1}S_1 - h_{m2}S_2}{V} \quad (3.11)$$

$$d = \frac{\dot{q}}{\rho c_p} \quad (3.12)$$

Usando a condição inicial $\bar{\theta}(t = 0) = \bar{\theta}_0$, e resolvendo a equação (3.8) obtém-se:

$$\bar{\theta} = \bar{\theta}_\infty - \left[(\bar{\theta}_\infty - \bar{\theta}_0) + \left(\frac{b}{a-c} + \frac{d}{a} \right) \right] e^{-at} + \left(\frac{b}{a-c} e^{-ct} + \frac{d}{a} \right) \quad (3.13)$$

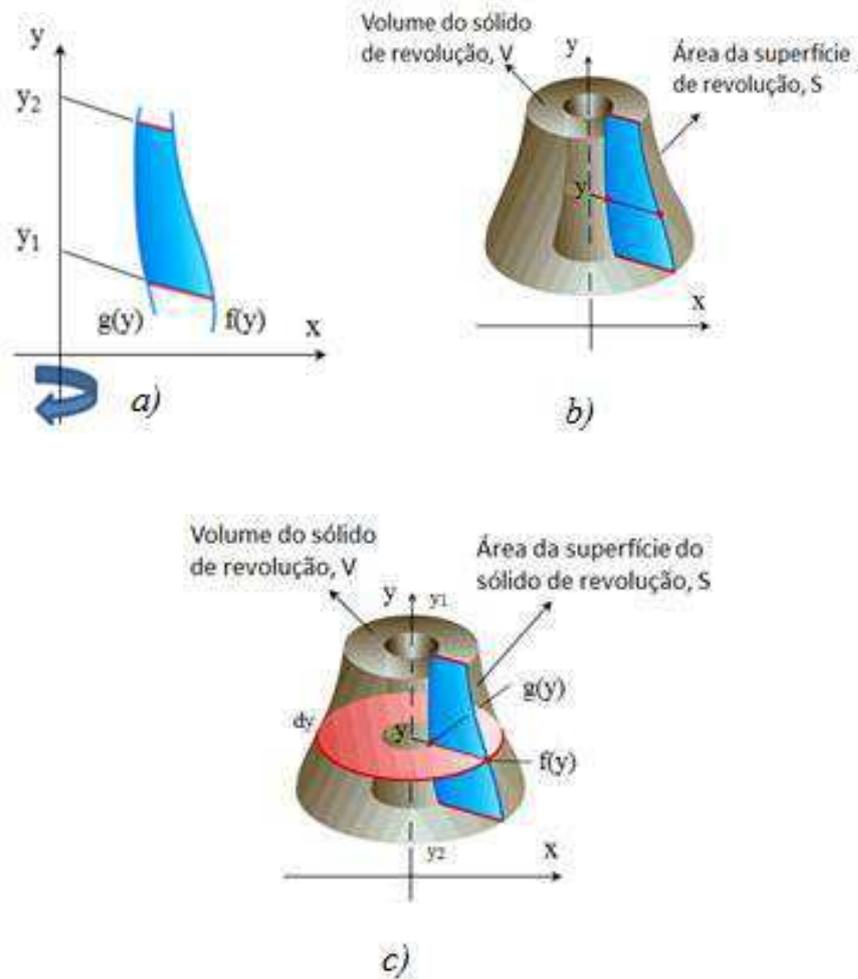
3.2.3 Volume e Área Superficial dos corpos cerâmicos

Para encontrar o volume dos corpos cerâmicos estudados nessa pesquisa utilizou-se o método dos anéis circulares em sólidos de revolução (Munem e Foulis, 1978). Este método consiste em supor que f e g (Figuras 3.1 e 3.2) são funções contínuas não-negativas no intervalo $[y_1, y_2]$ tais que $f(y) \geq g(y)$ para todos os valores de y em $[y_1, y_2]$, e seja R a região planar limitada pelos gráficos de f e g entre $y=y_1$ e $y=y_2$ (Figura 3.2a). Seja S o sólido gerado pela revolução de R em torno do eixo x (Figura 3.2b e 3.2c).

Considere uma porção infinitesimal dV do volume V de área hachurada constituída de um anel circular de espessura infinitesimal dy (Figura 3.2c), perpendicular ao eixo de revolução e centrado no ponto de coordenada y . A base desse anel circular é a região entre os dois círculos concêntricos de raio $f(y)$ e $g(y)$, logo a área desta base é $\pi f(y)^2 - \pi g(y)^2$ unidades quadrada. De modo que:

$$V = \int_{y_1}^{y_2} \pi [f(y)^2 - g(y)^2] dy \quad (3.14)$$

Figura 3.2- a) Região plana, b) Revolução da região plana, e c) sólido de revolução.



A área de superfície do sólido de revolução estudados nessa pesquisa foi obtido pela revolução gerada pela rotação da porção do gráfico das funções $f(y)$ e $g(y)$ contínuas e não-negativas entre as retas $y=y_1$ e $y=y_2$ em torno do eixo y (Munem e Foulis,1978), de modo que:

$$S_1 = \int_{y_1}^{y_2} 2\pi g(y) \sqrt{1 + [g'(y)]^2} dy \quad (3.15)$$

$$S_2 = \int_{y_1}^{y_2} 2\pi f(y) \sqrt{1 + [f'(y)]^2} dy + \pi \left\{ \left[a^m \left(1 - \frac{b'}{b} \right)^{1/m} \right]^2 - (a')^2 \right\} + \pi [a^2 - (a')^2] \quad (3.16)$$

Então, a área da superficial total será dada por:

$$S = S_1 + S_2 \quad (3.17)$$

Nesta pesquisa adotou-se:

$$f(y) = \{a^m [1 - (\frac{y}{b})^2]\}^{\frac{1}{m}} \quad (3.18)$$

que corresponde ao contorno de uma elipse, sendo a e b os semieixos menor e maior, respectivamente, e

$$g(y) = a' = \text{constante} \quad (3.19)$$

onde $y_1=0$, $y_2=b'$ e m são constantes que definem a forma do corpo.

3.3 Casos simulados e parâmetros de processo

Para uma melhor análise dos parâmetros que compõem as Equações (3.4) e (3.13), as mesmas, assim como as Equações (3.14) a (3.17), foram resolvidas com o auxílio do software Mathematica®. Os resultados foram expostos na forma gráfica utilizando o software Grapher®. A metodologia empregada para a geração dos resultados, foi a da variação dos parâmetros m , b' e a' , um a um, mantendo-se constantes os demais parâmetros. A Tabela 3.1 a seguir, contém todos os casos estudados nesta pesquisa, e a Tabela 3.2 resume as propriedades do material cerâmico argiloso e do ar de secagem.

3.4 Estudo de Caso – Validação

Lima (1999) desenvolveu vários modelos matemáticos bidimensionais analíticos e numéricos para simular o fenômeno de difusão em sólidos esferoidais prolato (elipsoidais axisimétricos). Na formulação numérica, o método de volumes finitos, usando uma malha regular, é explorado para discretizar a equação de difusão, considerando diversos fatores, dentre eles, com transporte simultâneo de umidade e calor, fator de estudo deste trabalho. Os modelos trabalhados por Lima (1999) predizem a transferência interna de umidade e/ou calor

no sólido, bem como o seu teor de umidade médio e/ou temperatura média ao longo do processo. Lima (1999) estudou vários casos variando o número de Fourier e Biot para transferência de calor ou de massa e a razão de aspecto do corpo.

A partir disto, estabeleceu valores comparativos dos parâmetros para realizar um comparativo e provar a validação do trabalho em questão.

Para o cálculo do volume de um elipsoide utilizou a equação 3.20 a seguir:

$$(V)_t = \frac{4}{3} \pi (L_2)_t (L_1)_t^2 \quad (3.20)$$

Tabela 3.1 – Valores dos parâmetros geométricos do sólido de revolução.

Caso	a (m)	b (m)	M	b' (m)	a' (m)
0	0,01	0,05	2,00	0,050	0,000
1	0,05	0,20	0,50	0,025	0,005
2	0,05	0,20	0,50	0,050	0,005
3	0,05	0,20	0,50	0,075	0,005
4	0,05	0,20	0,50	0,100	0,005
5	0,05	0,20	0,50	0,025	0,010
6	0,05	0,20	0,50	0,025	0,015
7	0,05	0,20	0,50	0,025	0,020
8	0,05	0,20	0,50	0,100	0,020
9	0,05	0,20	1,00	0,025	0,005
10	0,05	0,20	1,00	0,100	0,020
11	0,05	0,20	2,00	0,025	0,005
12	0,05	0,20	2,00	0,100	0,020
13	0,05	0,20	4,00	0,025	0,005
14	0,05	0,20	4,00	0,050	0,005
15	0,05	0,20	4,00	0,075	0,005
16	0,05	0,20	4,00	0,100	0,005
17	0,05	0,20	4,00	0,100	0,010
18	0,05	0,20	4,00	0,100	0,015
19	0,05	0,20	4,00	0,100	0,020

Tabela 3.2- Parâmetro dos materiais usados nas simulações

Parâmetros	Material	
	Sólido cerâmico	Ar
Densidade do sólido úmido (kg/m ³)	640	-
Densidade do sólido seco (kg/m ³)	550	-
Calor específico do sólido úmido (J/kgK)	1600	-
Calor latente de vaporização da água no sólido (J/kg)	2.333x10 ³	-
Coefficiente de difusão de massa (m ² /s)	1x10 ⁻⁹	-
Condutividade térmica (W/m ² K)	0,833	-
Temperatura inicial (°C)	25	70
Temperatura final (°C)		70
Umidade inicial (kg _{água} /kg _{produto seco})	0,20	-
Umidade final (kg _{água} /kg _{produto seco})	0,01	-
Coefficiente de transferência de massa convectivo interno (m/s)	-	1x10 ⁻⁹
Coefficiente de transferência de massa convectivo externo (m/s)	-	5x10 ⁻⁹
Coefficiente de transferência de calor convectivo interno (W/m ² K)	-	4
Coefficiente de transferência de calor convectivo externo (W/m ² K)	-	8

A área de superfície do esferoide prolato ($L_2 > L_1$) foi obtido pela equação 3.21 a seguir:

$$(S)_t = 2\pi(L_1)_t(L_2)_t \left\{ \frac{(L_1)_t}{(L_2)_t} + \frac{\text{Arcseno} \left[\sqrt{1 - \frac{(L_1)_t^2}{(L_2)_t^2}} \right]}{\sqrt{1 - \frac{(L_1)_t^2}{(L_2)_t^2}}} \right\} \quad (3.21)$$

Com o auxílio do software Mathematica[®] os resultados foram expostos na forma gráfica utilizando o software Grapher[®]. A metodologia empregada para a geração dos resultados foram igualando os parâmetros m , b' e a' , em estudo aos encontrados no trabalho de Lima (1999), mantendo-se constantes os demais parâmetros.

Os desvios entre os valores experimentais e calculados e a variância foram calculados como segue:

$$ERMQ = \sum_{i=1}^n (\phi_{i,Num}^* - \phi_{i,Exp}^*)^2 \quad (3.22)$$

$$\overline{S^2} = \frac{ERMQ}{(n-\hat{n})} \quad (3.23)$$

onde n é o número de pontos experimentais e \hat{n} é o número de parâmetros ajustados (número de graus de liberdade). (Figliola e Beasley, 1995)

CAPÍTULO 4

RESULTADOS E DISCUSSÕES

4.1 Validação

Para a validação do método utilizado e da modelagem matemática proposta, foi realizado um comparativo entre os resultados do teor de umidade médio do sólido esferoidal prolato ($b= 2$ cm e $a= 1$ cm) em função do tempo de secagem reportado por Lima (1999) ao utilizar o método dos volumes finitos para resolver a equação de difusão em coordenadas esferoidais prolatas, e o presente trabalho (Figura 4.1).

A partir dessa comparação pode-se perceber que apesar das metodologias utilizadas (Numérica ou Analítica) para a solução da equação da conservação da massa serem diferentes, as diferenças entre os resultados encontrados foram mínimas e independente do material estudado. Desta comparação o erro médio quadrático obtido foi de $4,85 \times 10^{-4}$ ($\text{kg}_{\text{água}}/\text{kg}_{\text{sólido seco}}$)

4.2 Análise da transferência de calor e massa

4.2.1. As geometrias estudadas

As Figuras 4.2 a 4.20 ilustram as geometrias consideradas neste estudo. As diferentes formas foram obtidas variando-se os parâmetros a e b e m , conforme descrito na metodologia.

Figura 4.1 – Teor de umidade médio de um esferoidal prolato com razão de aspecto $b/a=2,0$ em função do tempo de secagem ($Bim = 0,00425$).

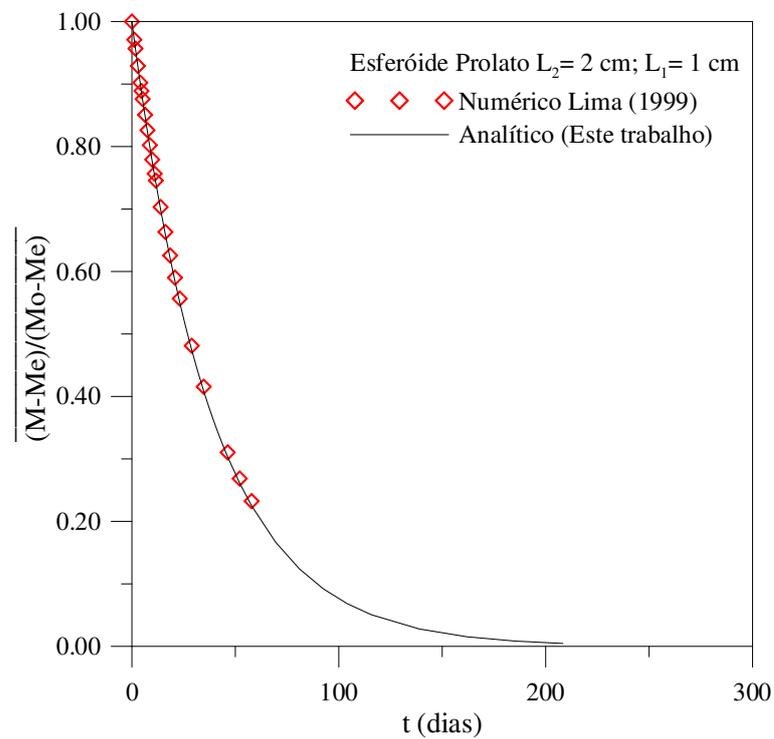


Figura 4.2- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=0,5$; $b'=0,025$; $a'=0,005$ -
Caso 1)

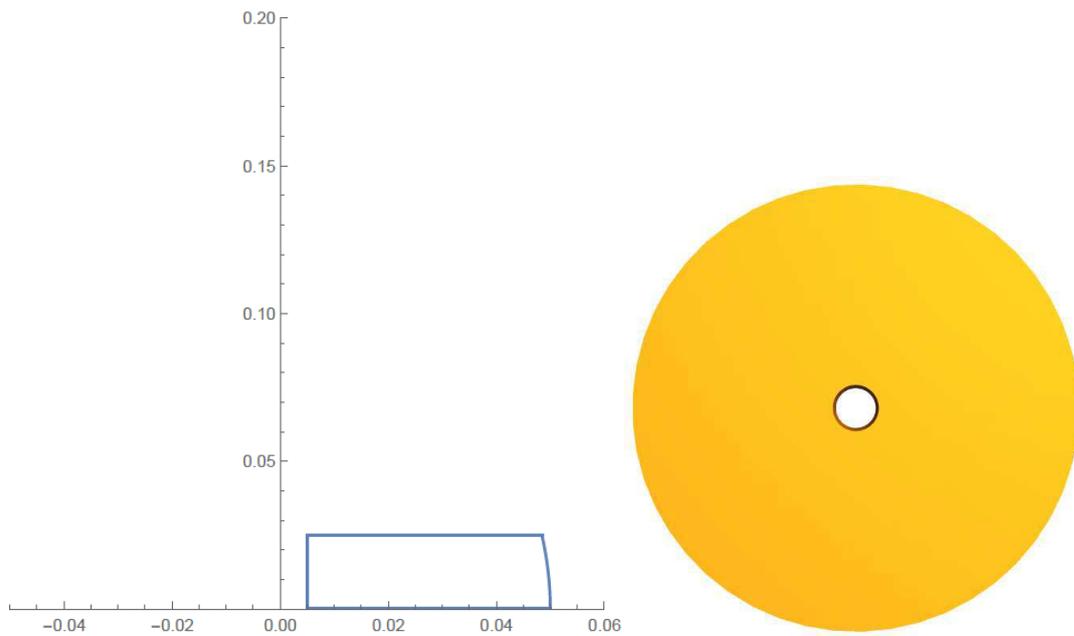


Figura 4.3- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=0,5$; $b'=0,050$; $a'=0,005$ -
Caso 2)

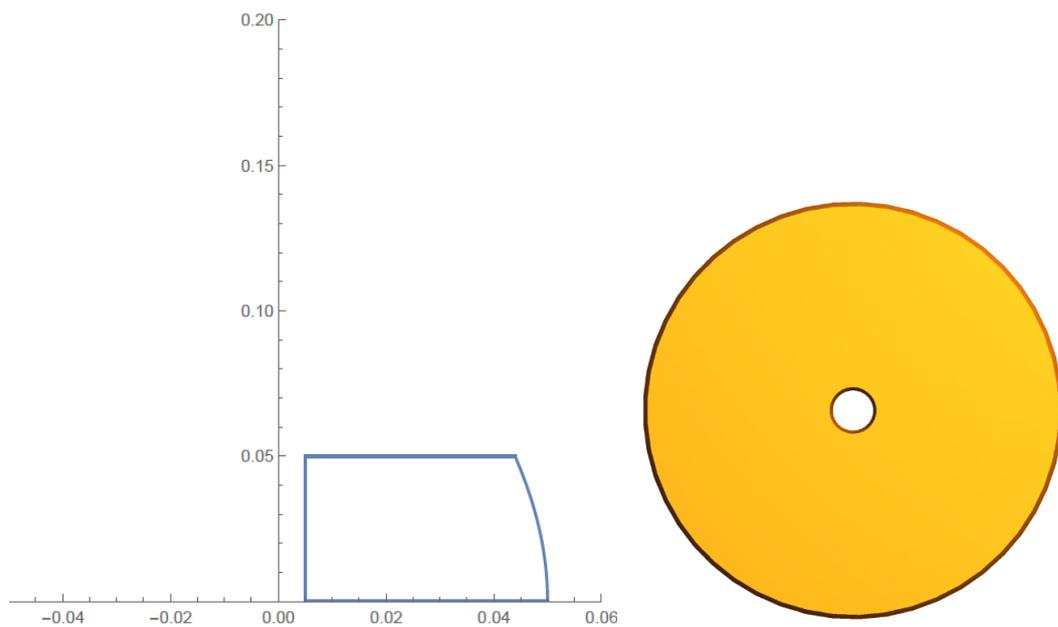


Figura 4.4- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=0,5$; $b'=0,075$; $a'=0,005$ -
Caso 3)

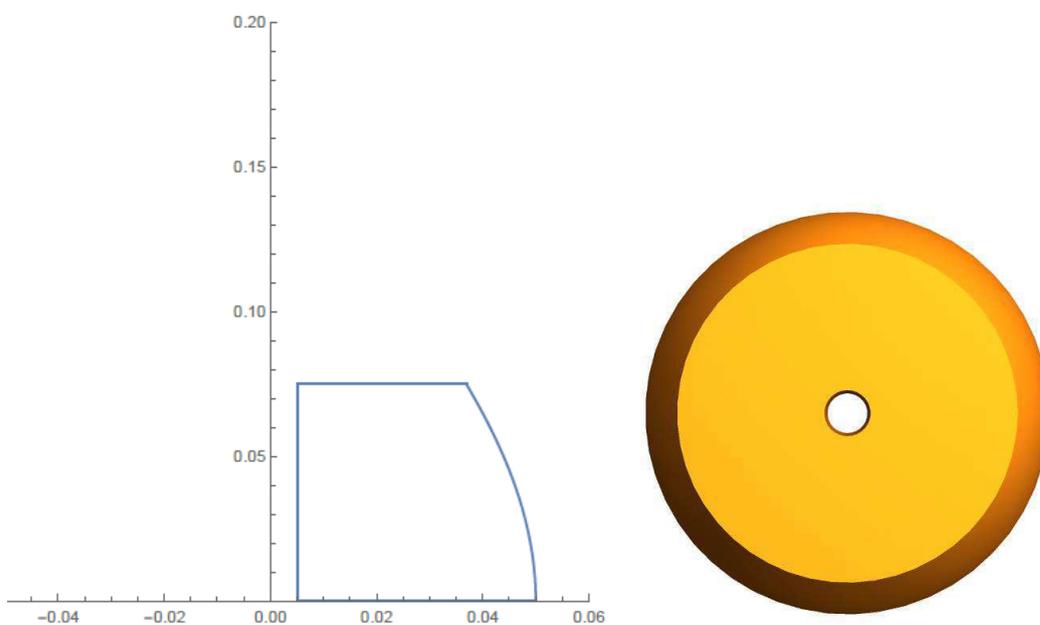


Figura 4.5- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=0,5$; $b'=0,100$; $a'=0,005$ -
Caso 4)

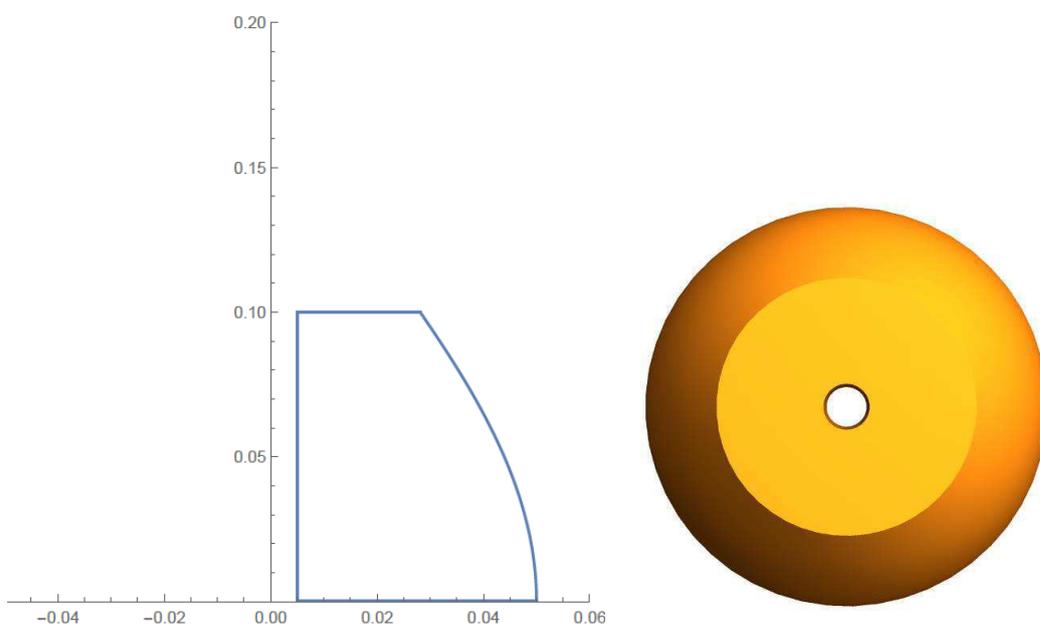


Figura 4.6- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=0,5$; $b'=0,025$; $a'=0,010$ -
Caso 5)

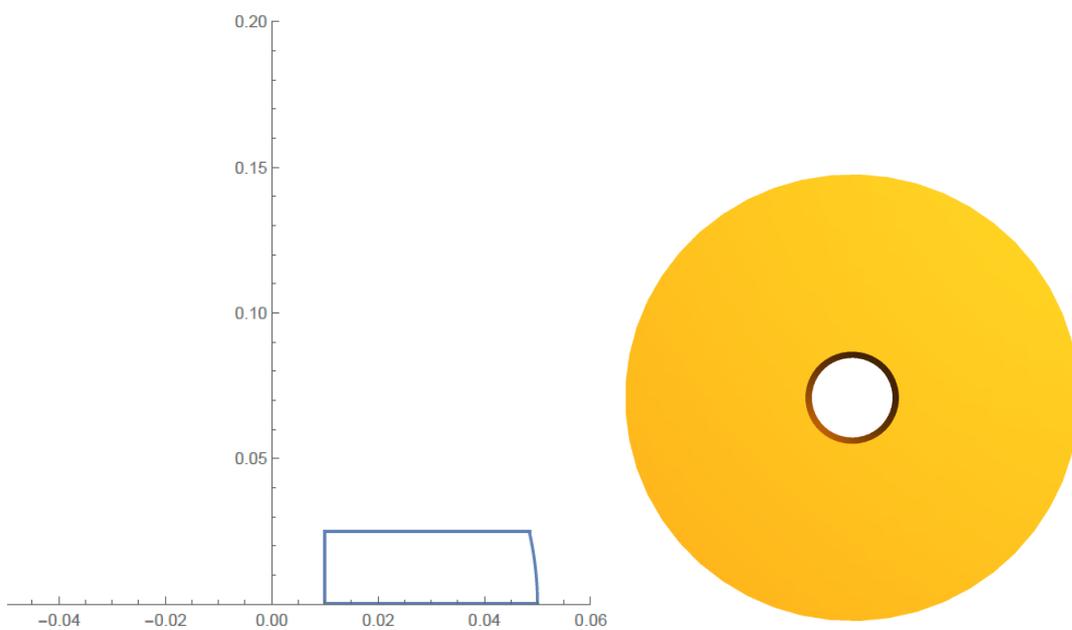


Figura 4.7- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=0,5$; $b'=0,025$; $a'=0,015$ -
Caso 6)

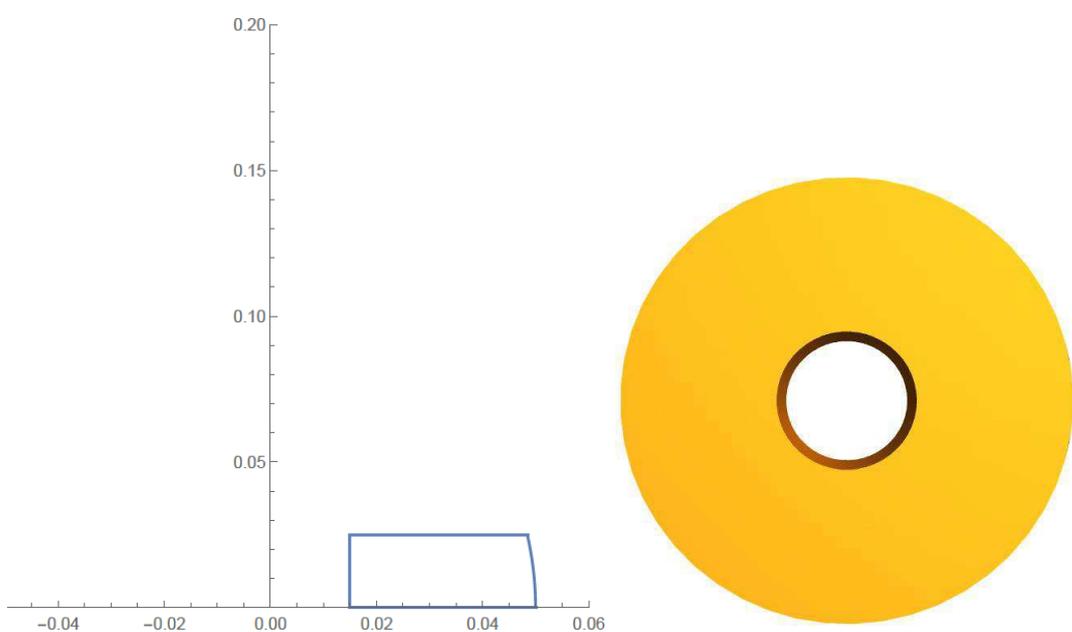


Figura 4.8- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=0,5$; $b^*=0,025$; $a^*=0,020$ -
Caso 7)

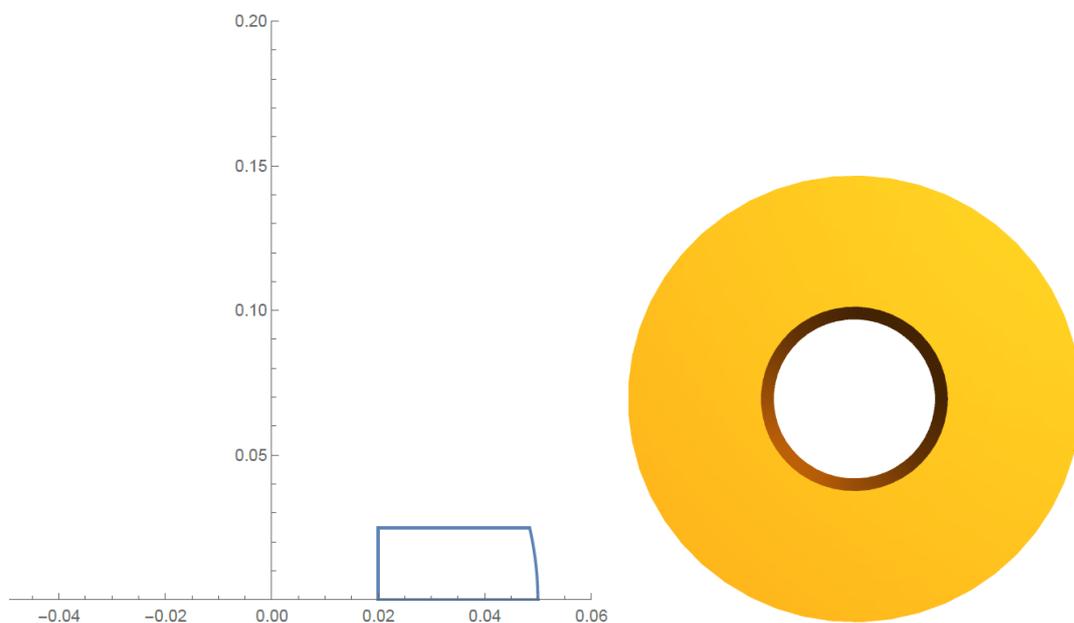


Figura 4.9- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=0,5$; $b^*=0,100$; $a^*=0,020$ -
Caso 8)

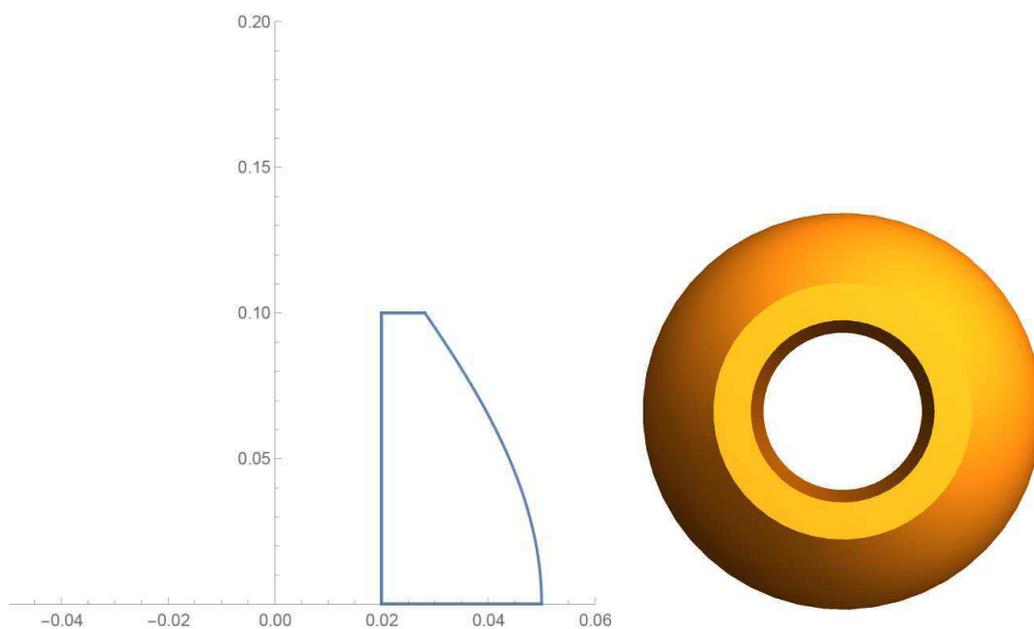


Figura 4.10- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=1,0$; $b'=0,025$; $a'=0,005$ -
Caso 9)

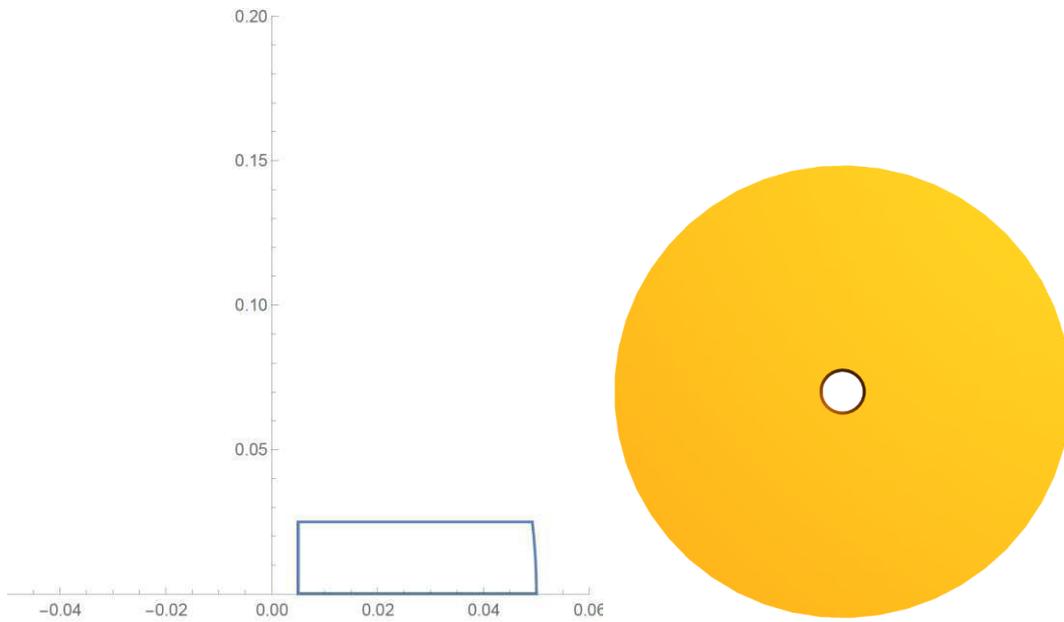


Figura 4.11- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=1,0$; $b'=0,100$; $a'=0,020$ -
Caso 10)

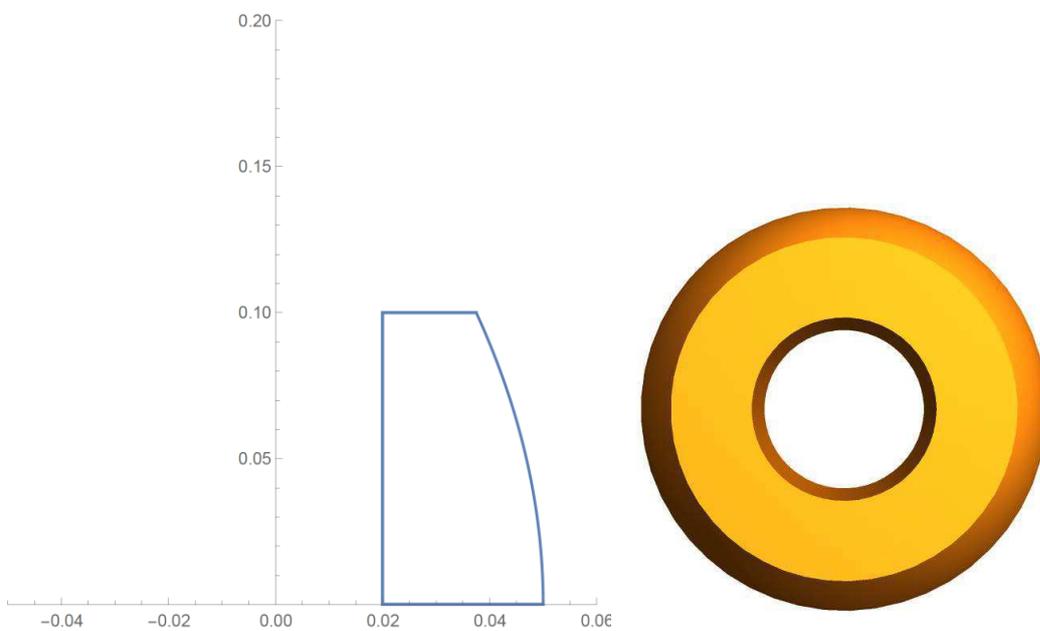


Figura 4.12- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=2,0$; $b'=0,025$; $a'=0,005$ -
Caso 11)

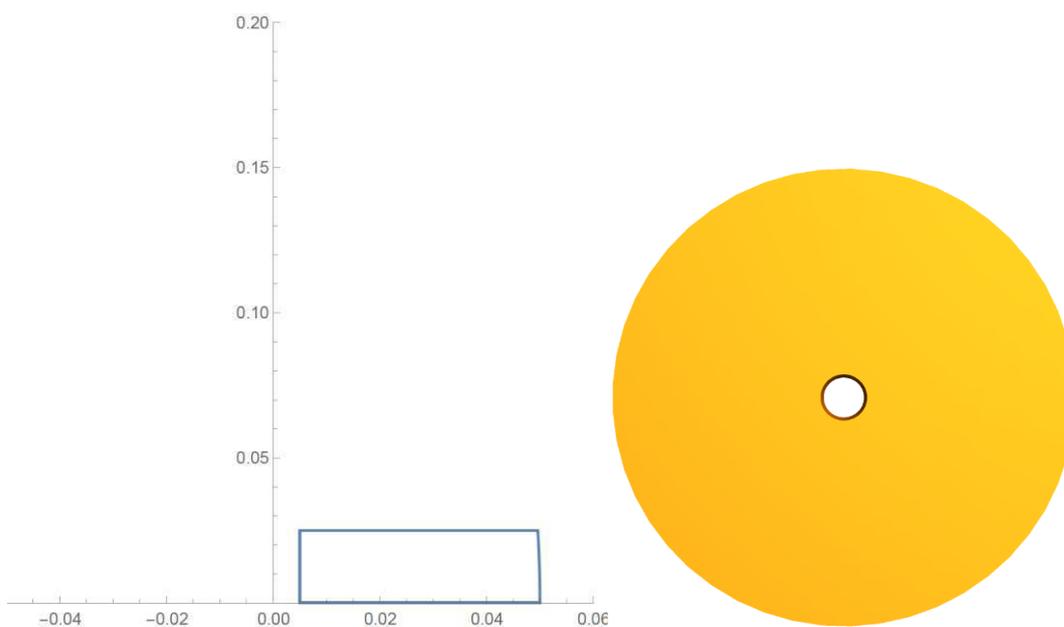


Figura 4.13- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=2,0$; $b'=0,100$; $a'=0,020$ -
Caso 12)

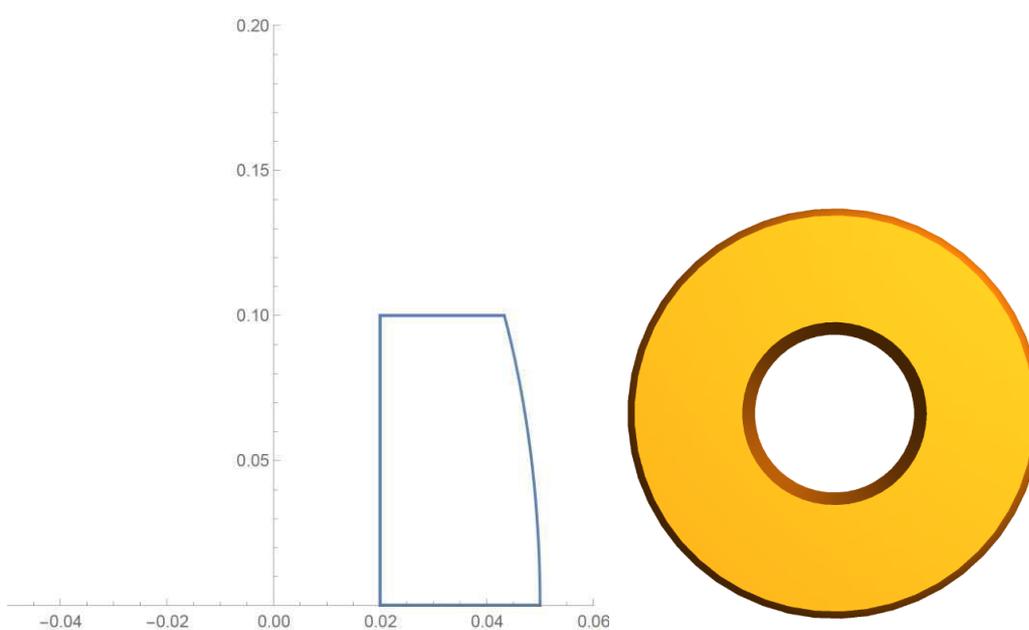


Figura 4.14- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=4,0$; $b'=0,025$; $a'=0,005$ -
Caso 13)

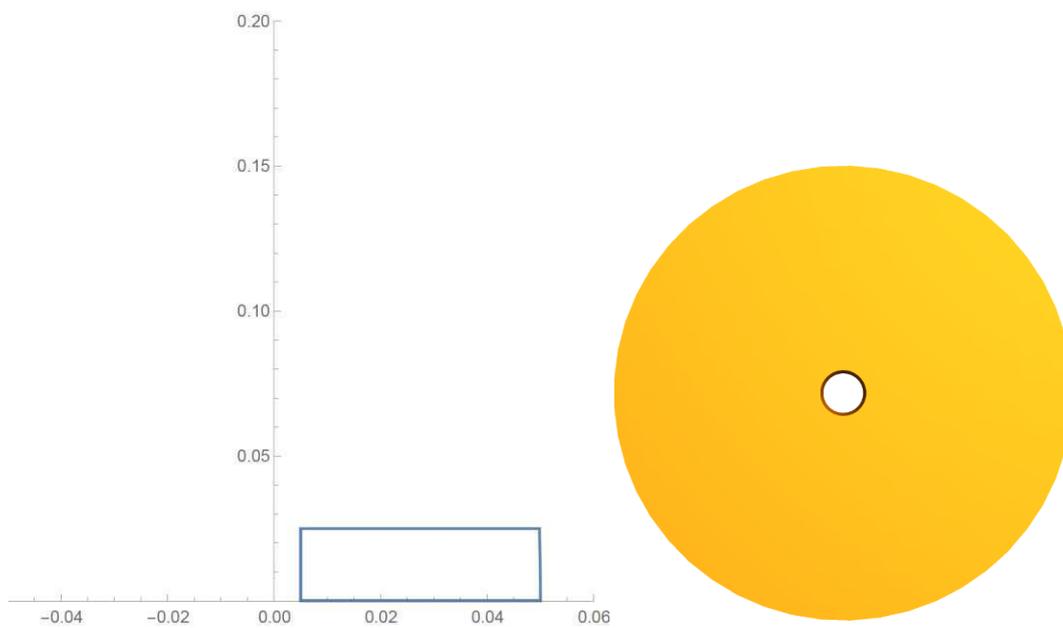


Figura 4.15- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=4,0$; $b'=0,050$; $a'=0,005$ -
Caso 14)

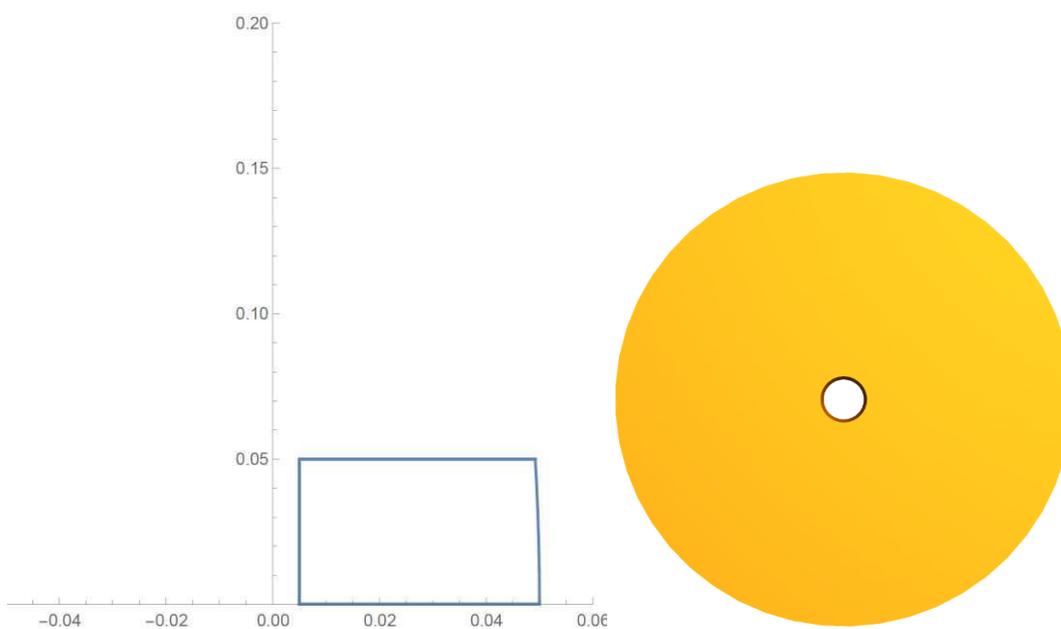


Figura 4.16- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=4,0$; $b'=0,075$; $a'=0,005$ -
Caso 15)

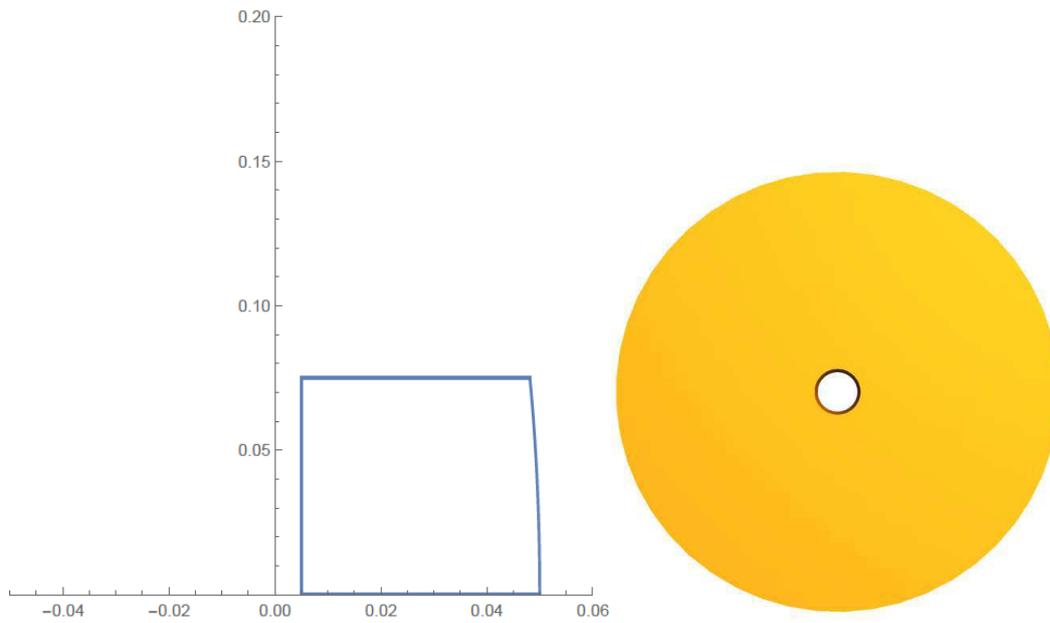


Figura 4.17- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=4,0$; $b'=0,100$; $a'=0,005$ -
Caso 16)

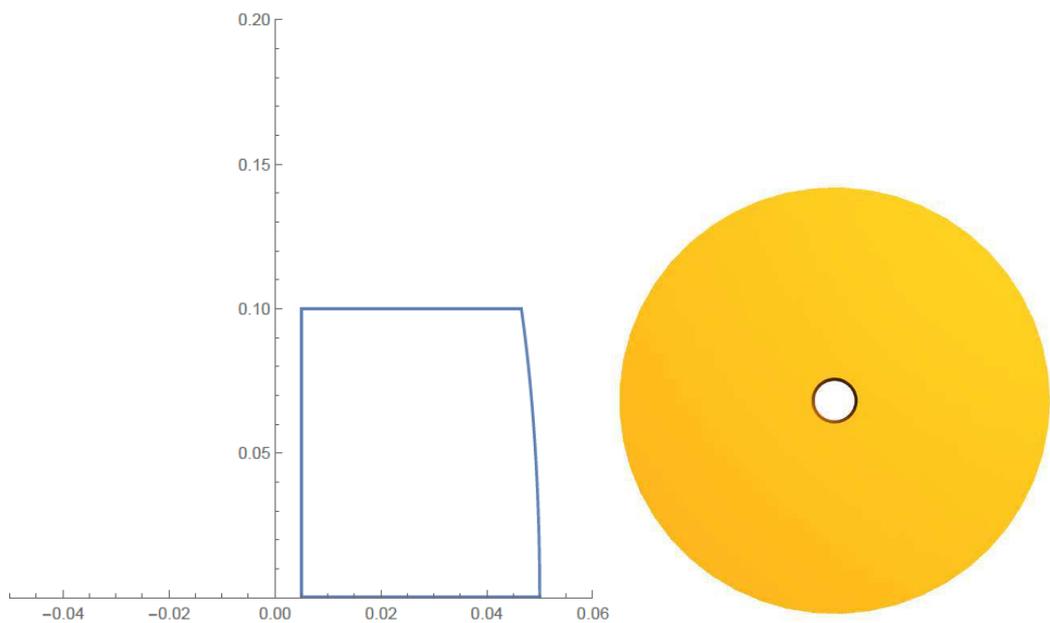


Figura 4.18- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=4,0$; $b'=0,100$; $a'=0,010$ -
Caso 17)

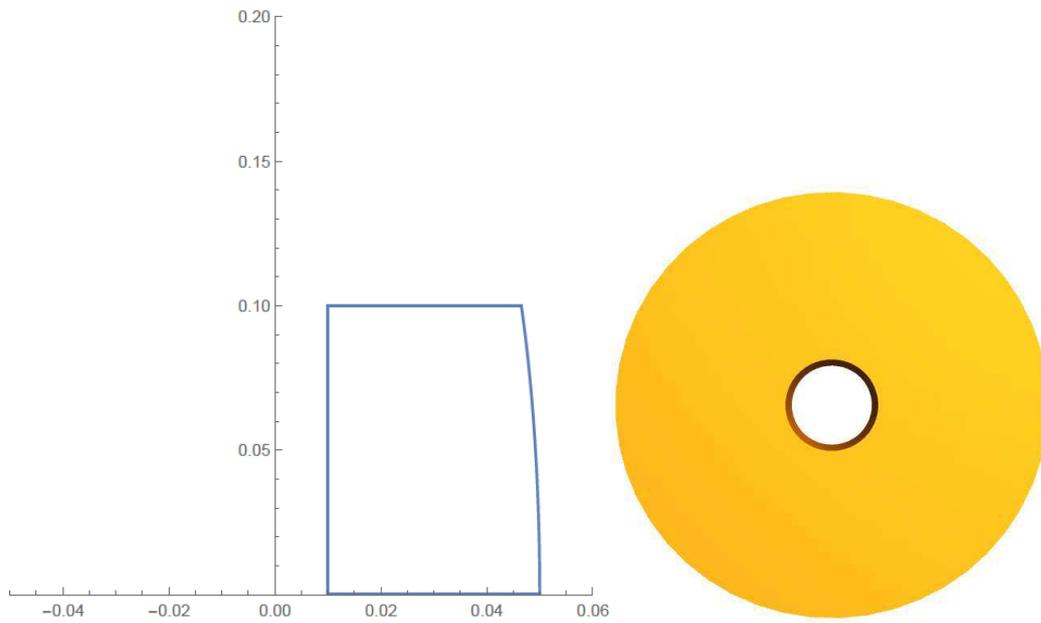


Figura 4.19- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=4,0$; $b'=0,100$; $a'=0,015$ -
Caso 18)

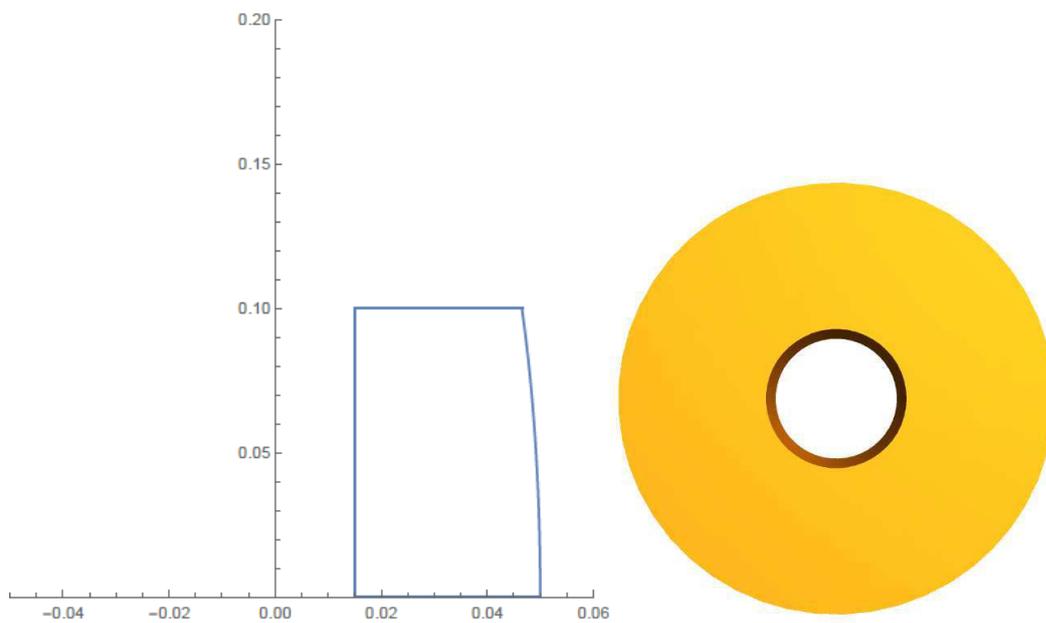
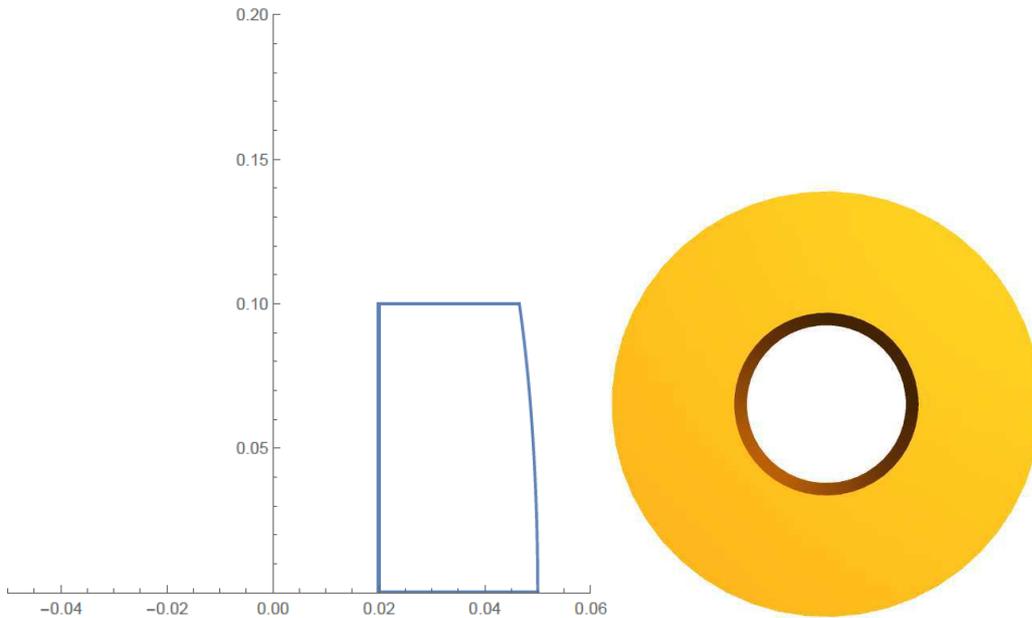


Figura 4.20- Geometria do domínio em estudo ($a=0,05$; $b=0,2$; $m=4,0$; $b'=0,100$; $a'=0,020$ - Caso 19)



Na tabela 4.1 pode-se observar os valores de área, volume e relação área/volume para os casos estudados.

4.2.2 Transferência de Massa

Neste trabalho foi realizado um comparativo entre a cinética de secagem de dezenove sólidos com diferentes tipos de geometrias, de maneira que foi possível compreender melhor o processo de transferência de massa e calor durante o processo de secagem de peças cerâmicas.

As Figuras 4.21 à 4.26 evidenciam as cinéticas de secagem para os casos descritos, considerando condição de contorno de terceira espécie (convectiva) na superfície do sólido. Após a análise destas figuras verifica-se, para todos os casos, que o teor de umidade existente no início do processo de secagem é exponencialmente reduzido até alcançar o teor de umidade de equilíbrio (equilíbrio higroscópico) no final do processo. Este comportamento demonstra a inexistência do período de taxa de secagem constante, assim o processo de secagem dos materiais acontece apenas no período de taxa decrescente de secagem. A fase de umidade decrescente é governada pela migração interna de umidade; essa fase se caracteriza pelo

declínio da taxa de secagem. Uma vez que a umidade do produto diminui durante a secagem, a taxa do movimento interno de umidade também diminui e, assim, a taxa de secagem cai rapidamente.

Tabela 4.1 – Valores de área, volume e relação área/volume para os casos estudados.

Caso	S ₁ (área) m ²	S ₂ (área) m ²	S (área) m ²	V (volume) m ³	S/V m ⁻¹
0	0	0,00282378	0,00282378	0,000010472	269,652
1	0,00078540	0,0228636	0,0236490	0,000190353	124,238
2	0,00157080	0,0289692	0,0305400	0,000357834	85,3468
3	0,00235619	0,0338127	0,0361689	0,000485779	74,4554
4	0,00314159	0,0374474	0,0405890	0,000567978	71,4622
5	0,00157080	0,0223924	0,0239632	0,000184462	129,908
6	0,00235619	0,0216070	0,0239632	0,000174645	137,211
7	0,00314159	0,0205074	0,0236490	0,000160900	146,979
8	0,01256640	0,0350912	0,0476576	0,000450168	105,866
9	0,00078540	0,0231255	0,0239109	0,000192350	124,309
10	0,01256640	0,0388322	0,0513986	0,000538652	95,4207
11	0,00078540	0,0232629	0,0240483	0,000193363	124,369
12	0,01256640	0,0413727	0,0539391	0,000594285	90,7630
13	0,00078540	0,0233333	0,0241187	0,000193874	124,404
14	0,00157080	0,0309291	0,0324999	0,000384642	84,4939
15	0,00235619	0,0382639	0,0406201	0,000569045	71,3829
16	0,00314159	0,0452441	0,0483857	0,000743467	65,0811
17	0,00628319	0,0447728	0,0510560	0,000719905	70,9205
18	0,00942478	0,0439874	0,0534122	0,000680635	78,4741
19	0,01256640	0,0428879	0,0554542	0,000625657	88,6336

De forma mais especificadas as Figuras 4.21 e 4.22 ilustram a influência do parâmetro b' que representa a variação da altura do sólido de estudo, enquanto que as Figuras 4.23 e 4.24 ilustram a influência do parâmetro a' (que representa a variação do diâmetro do furo central). Já as Figura 4.25 e 4.26 ilustram a influência do parâmetro m , que representa a variação da curva gerada pela equação (3.19).

Após análise das Figuras 4.21 e 4.22 verifica-se que aumentando o valor do parâmetro b' (altura do sólido de revolução), o sólido seca mais lentamente. Isto ocorre independente da curvatura do sólido (parâmetro m).

Figura 4.21 – Teor de umidade em função do tempo para diferentes sólidos de revolução com $m=0,5$ (Casos 1, 2, 3 e 4)

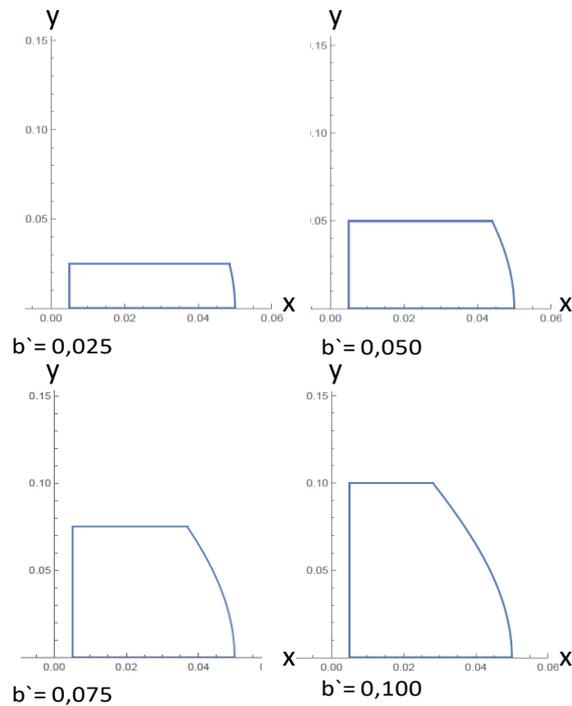
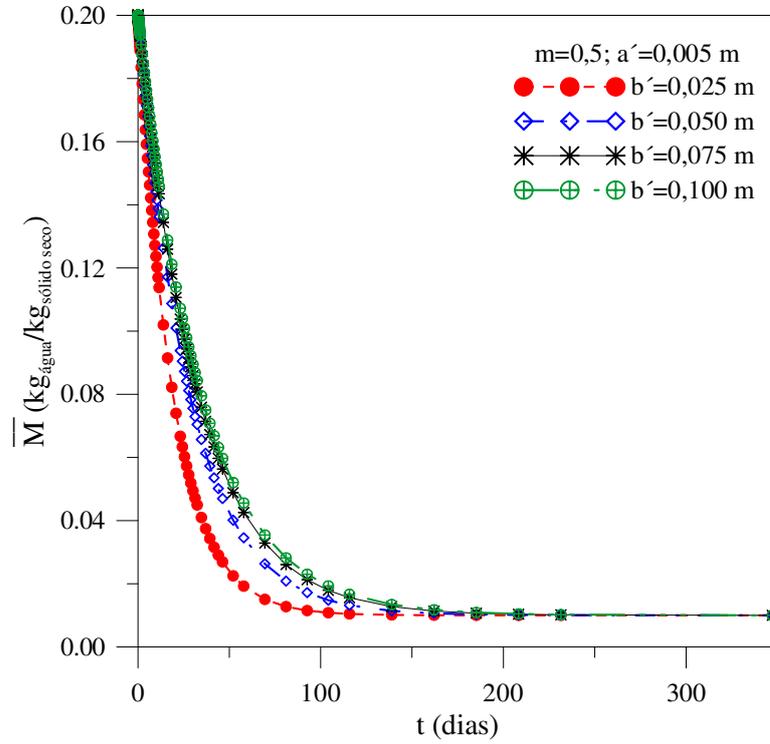


Figura 4.22 – Teor de umidade em função do tempo para diferentes sólidos de revolução com $m=4,0$ (Casos 13, 14, 15 e 16).

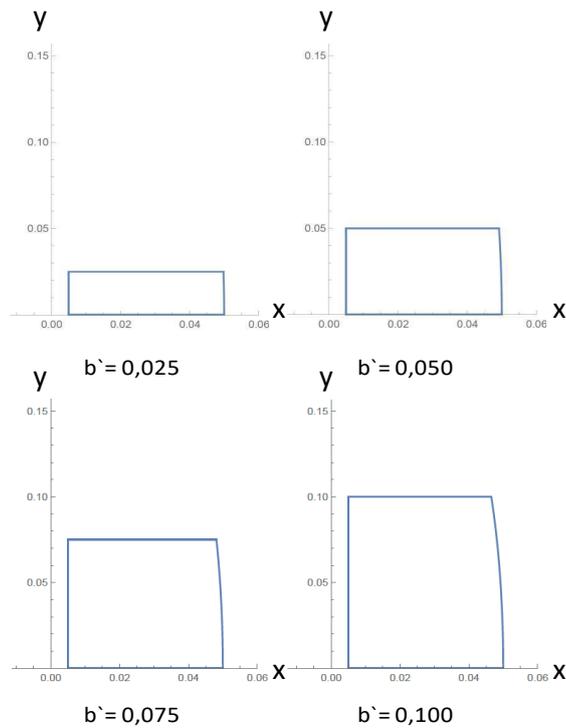
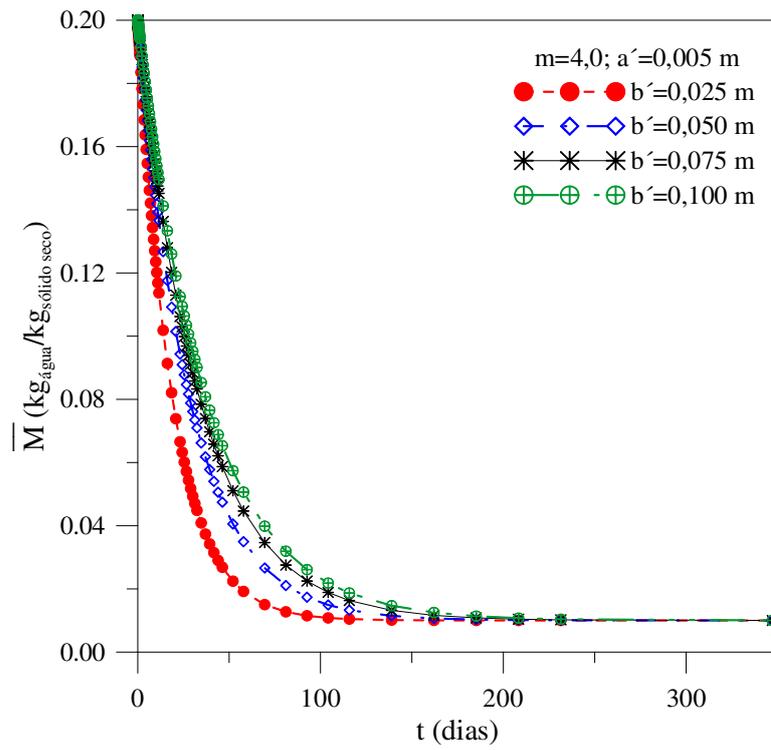


Figura 4.23 – Teor de umidade em função do tempo para diferentes sólidos de revolução com $m = 0,5$. (Casos 1, 5, 6 e 7)

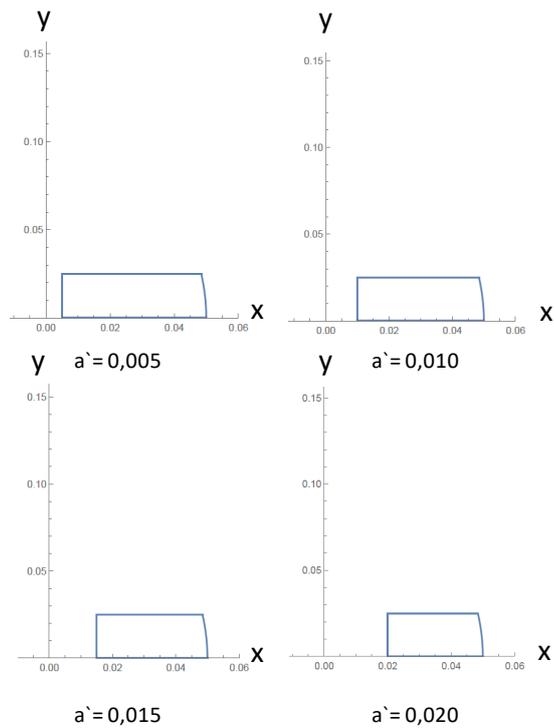
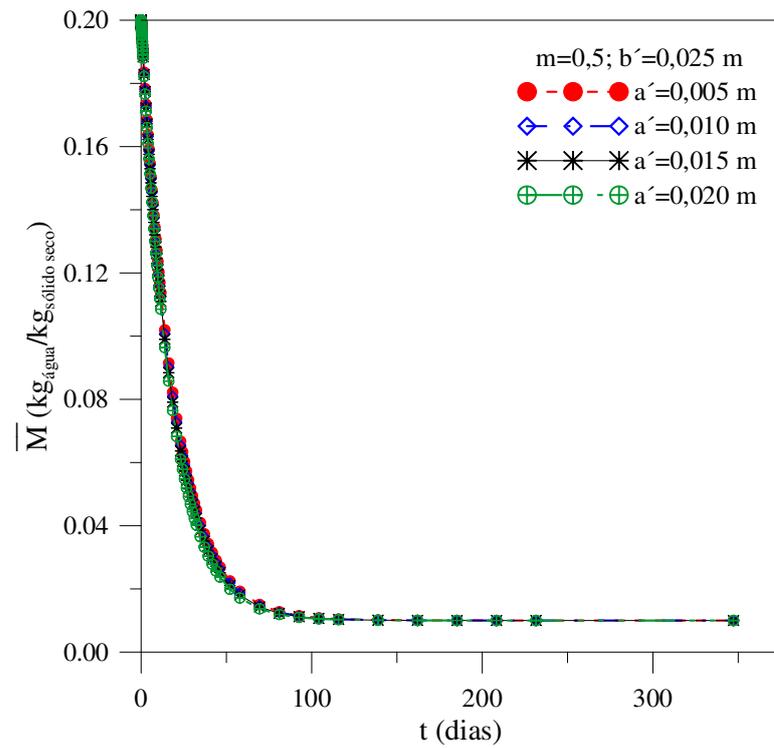


Figura 4.24 – Teor de umidade em função do tempo para diferentes sólidos de revolução com $m = 4,0$. (Casos 16, 17, 18 e 19)

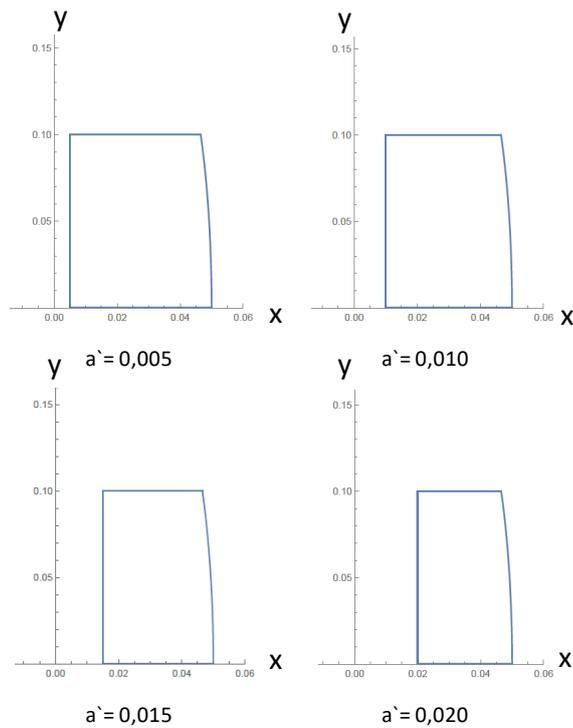
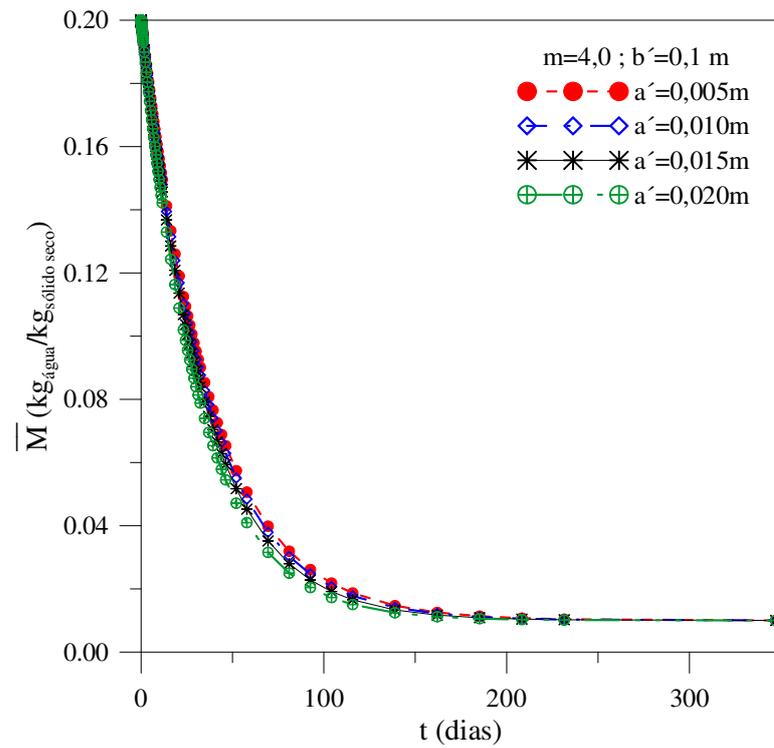


Figura 4.25 – Teor de umidade em função do tempo para diferentes sólidos de revolução com m variando (Casos 1, 9, 11 e 13)

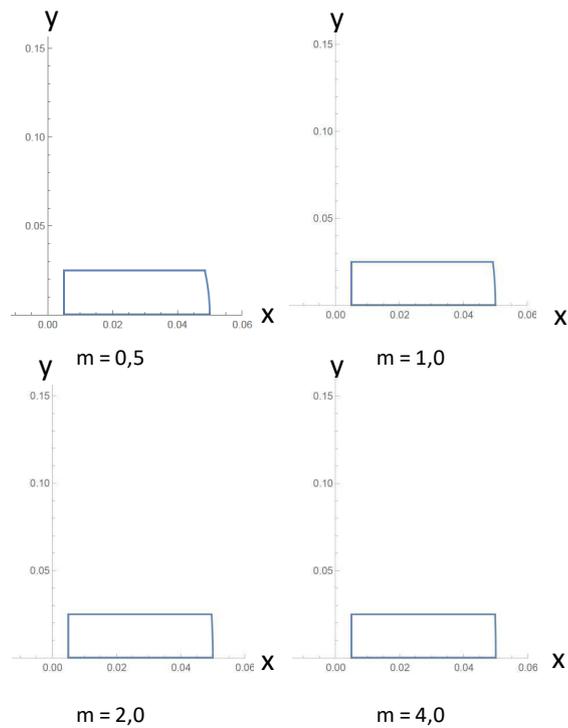
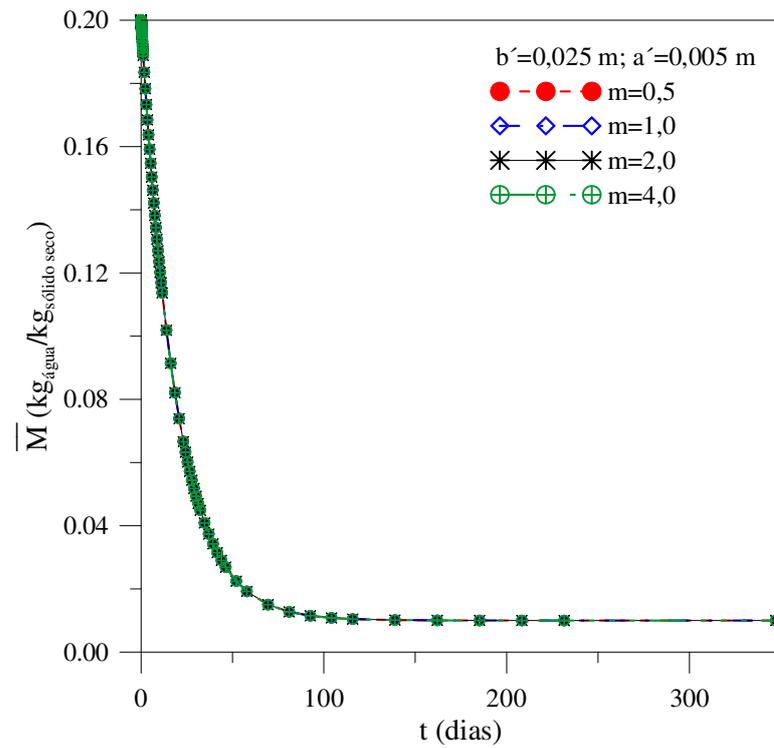
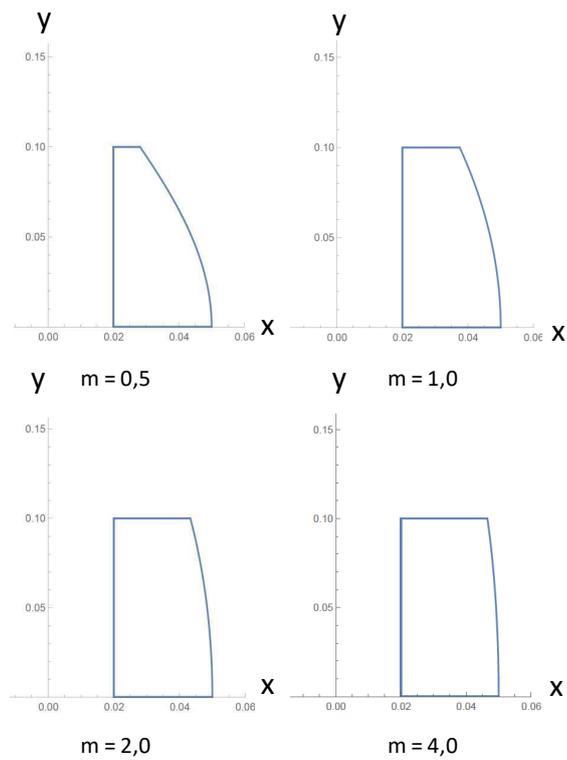
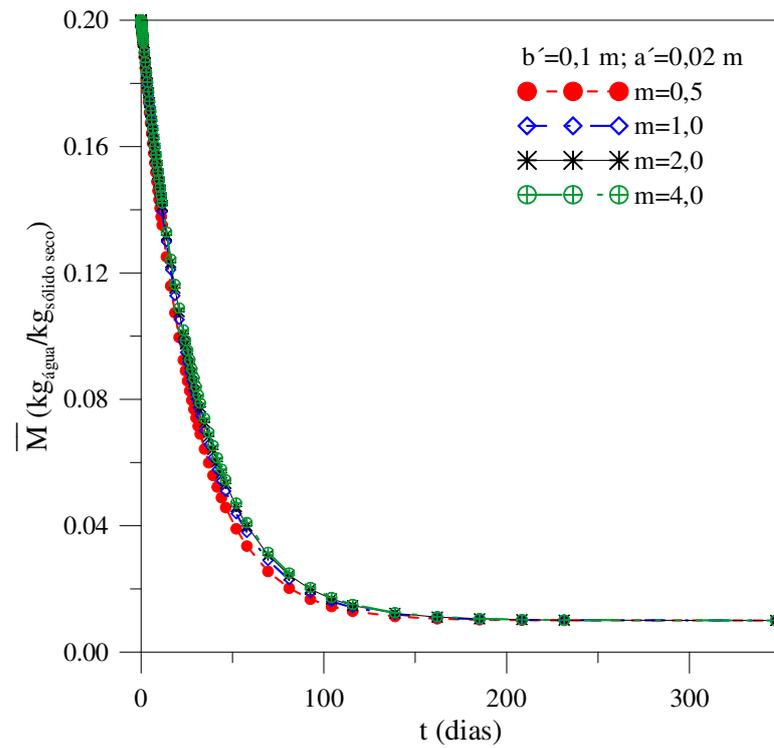


Figura 4.26 – Teor de umidade em função do tempo para diferentes sólidos de revolução com m variando (Casos 8, 10, 12 e 19).



Comparando-se as Figuras 4.23 e 4.24, verifica-se que a influência do parâmetro b' na cinética de secagem dos sólidos cerâmicos, é mais significativa do que a do parâmetro a' (diâmetro do furo), fixado a forma do corpo. O efeito do parâmetro a' é menos influente quando os parâmetros m e b' assumem os menores valores.

Isso pode ser explicado a partir do fato de que a forma do sólido influencia diretamente na taxa de secagem, ou seja, a relação área/volume é uma variável predominante no processo de avaliação. Quanto maior a relação área/volume mais rápido o sólido perde umidade.

Já no caso da Figuras 4.25 e 4.26 pode-se perceber que a influência do parâmetro m , no processo de secagem é pequena quando comparada com os demais parâmetros. Isto é, as curvas apresentam o mesmo comportamento, com os valores do teor de umidade médio muito próximos.

Quando se aumenta o parâmetro m ao máximo com valores de b' e a' (Figura 4.26) tem-se uma leve diferença do teor de umidade médio comparado com o parâmetro m assumindo um valor mínimo, isto é, os comportamentos das curvas de secagem possuem uma diferença relativamente baixa entre os valores do teor de umidade média ao longo do processo.

A Tabela 4.2 sumariza o teor da umidade médio para cada caso estudado no tempo $t=5$ dias e em $t=30$ dias.

Tabela 4.2 – Valores da Umidade para $t=5$ dias e $t=30$ dias para os casos estudados nesta pesquisa

Caso	Teor de umidade em base seca (kg/kg)	
	$t= 5$ dias	$t= 30$ dias
0	0,8743	0,4603
1	0,1547	0,0494
2	0,1680	0,0756
3	0,1721	0,0859
4	0,1734	0,0895
5	0,1540	0,0483
6	0,1530	0,0467
7	0,1514	0,0444
8	0,1674	0,0741
9	0,1547	0,0494

Continuação da Tabela 4.2:

10	0,1699	0,0800
11	0,1547	0,0004
12	0,1709	0,0828
13	0,1546	0,0493
14	0,1682	0,0761
15	0,1730	0,0884
16	0,1754	0,0952
17	0,1745	0,0927
18	0,1732	0,0891
19	0,1713	0,0840

4.2.3 Transferência de Calor

As Figuras 4.27 a 4.32 mostram a cinética de aquecimento, que corresponde a resultados do comportamento de temperatura em função do tempo, para os dezenove tipos de geometrias estudadas (casos de 1 a 19).

Analisando estas figuras, percebe-se que os sólidos atingem a temperatura do ar de secagem (equilíbrio térmico) mais rapidamente se comparada a transferência de massa. Tal comportamento se deve ao fato de que o coeficiente de difusão de massa no sólido é muito menor que a difusividade térmica. Quando o sólido entra em equilíbrio térmico com o ar de secagem, o processo de transferência de massa no interior do sólido ocorre de forma isotérmica. Isto ocorre a partir da primeira hora do processo.

A relação área/volume do material é um fator de grande influencia no processo de aquecimento, visto que quanto maior essa relação mais rápido o processo irá acontecer.

Quando a área superficial for grande comparada com o volume, a área de transferência de calor e massa será aumentada, ao passo que a distância percorrida pelos fluxos de calor e massa no interior do material será diminuída, o que pode ser explicado pelos valores de relação área/volume.

A Tabela 4.3 resume alguns valores da temperatura dos sólidos estudados, nos instantes de tempo $t = 0,06$ h e $t = 0,81$ h.

Figura 4.27 – Temperatura em função do tempo para diferentes sólidos de revolução com $m=0,5$ (Casos 1, 2, 3 e 4).

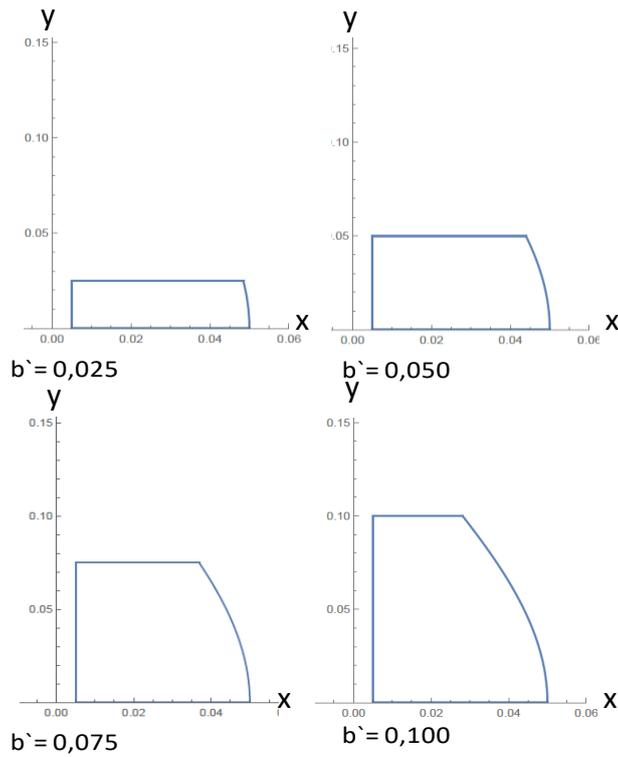
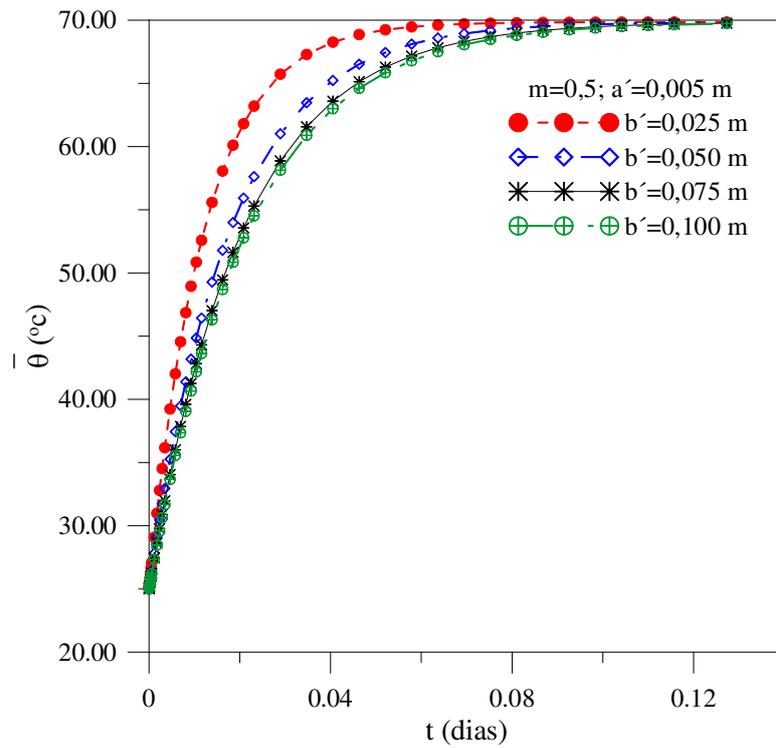


Figura 4.28 – Temperatura em função do tempo para diferentes sólidos de revolução com $m = 0.5$ (Casos 1, 5, 6 e 7).

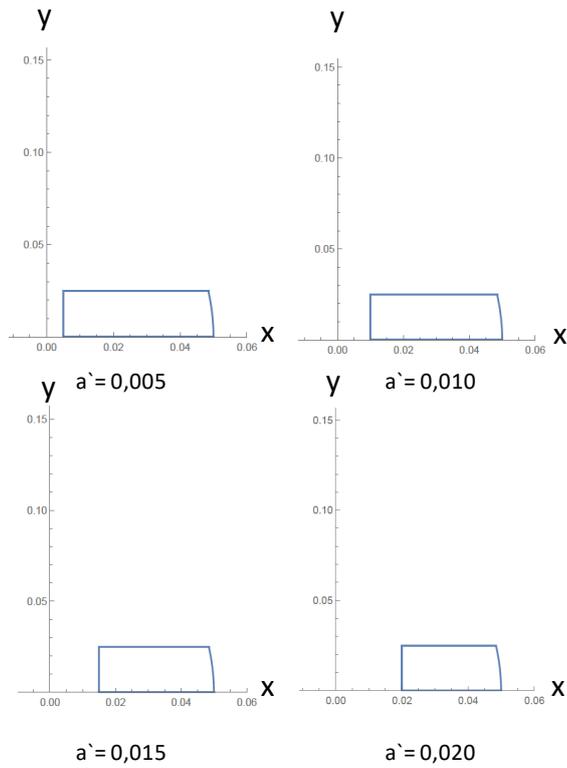
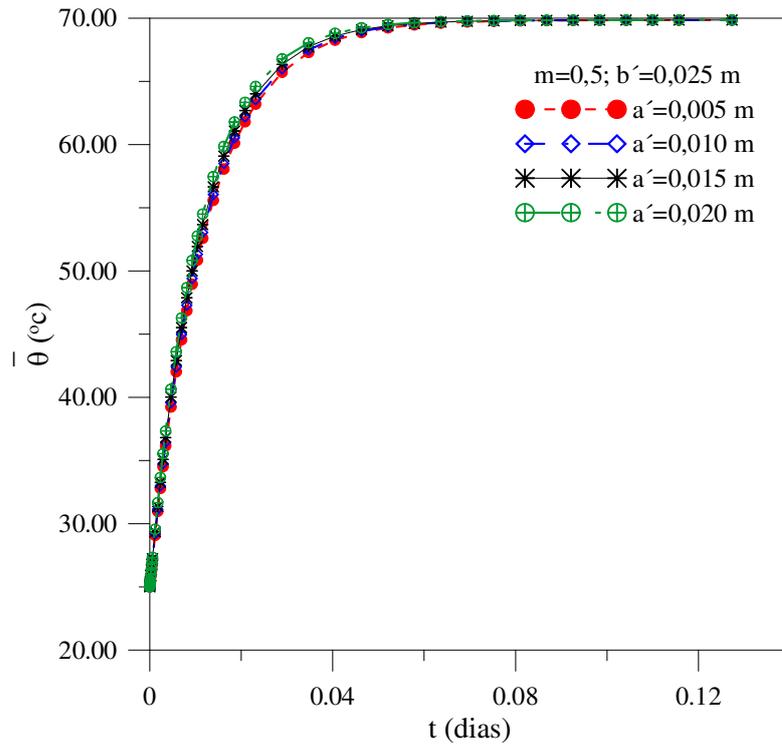


Figura 4.29 – Temperatura em função do tempo para diferentes sólidos de revolução com m variável (Casos 1, 9, 11 e 13)

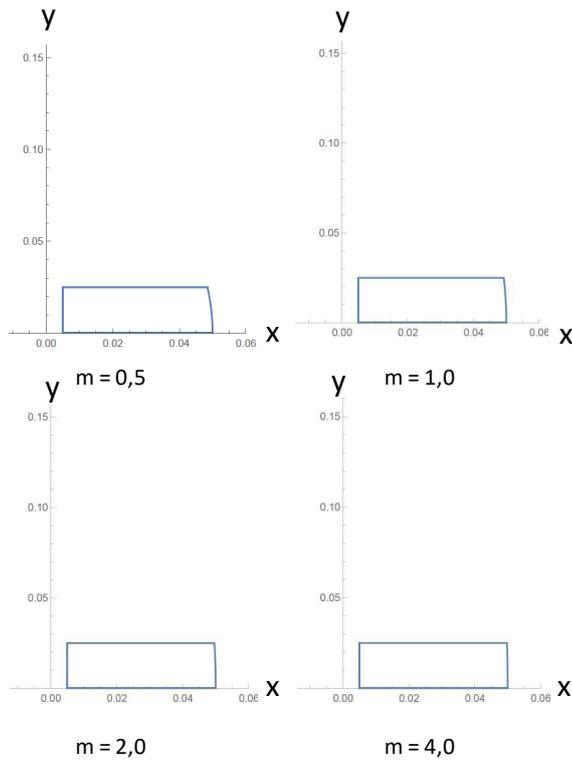
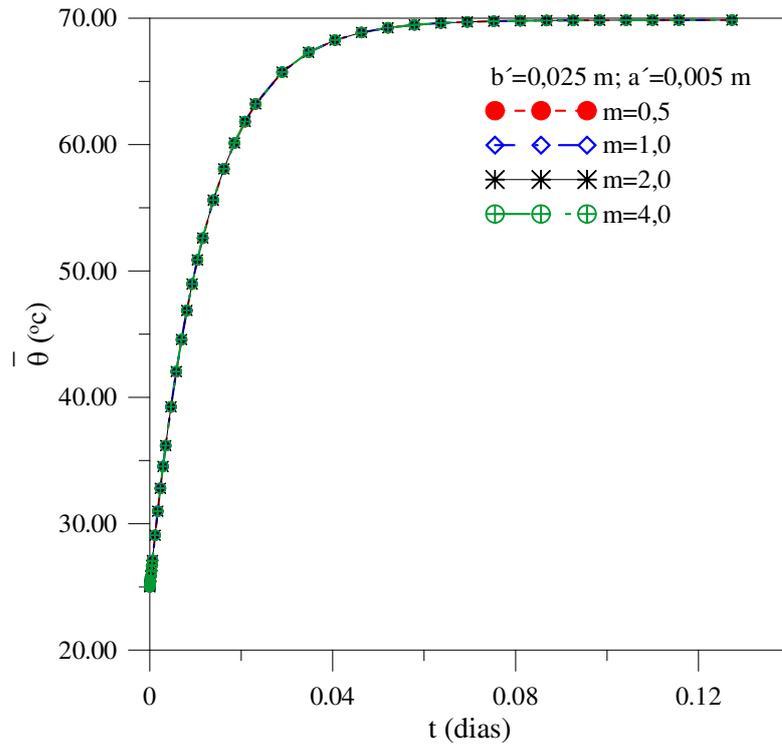
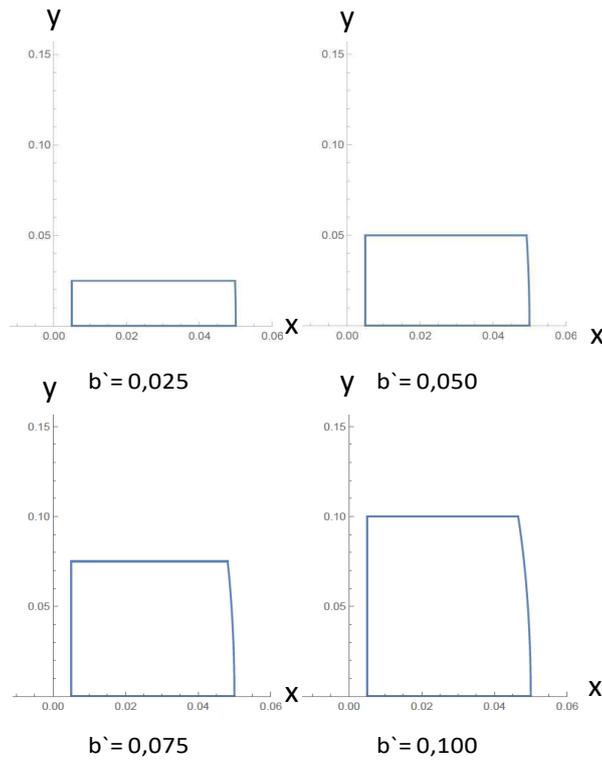
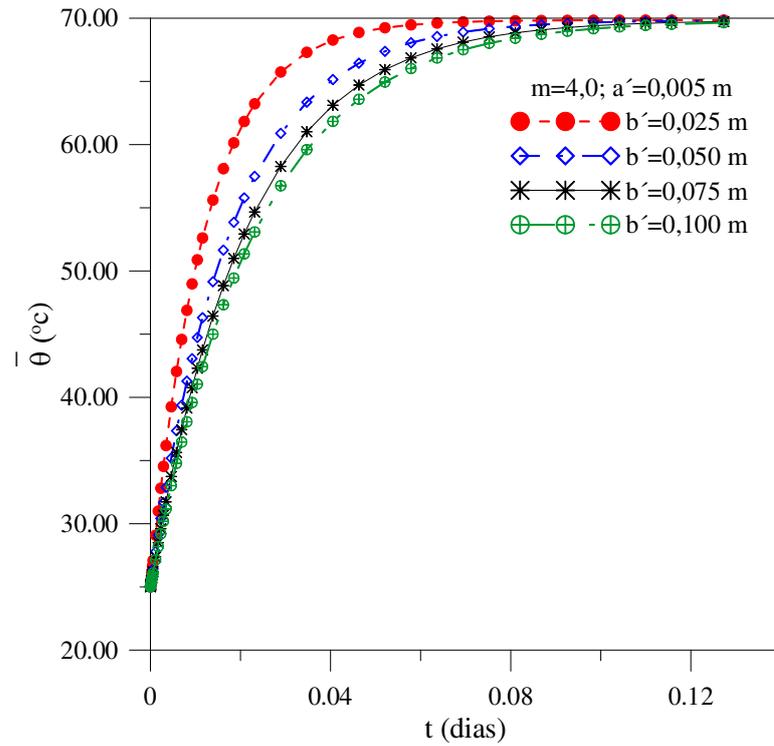


Figura 4.30 – Temperatura em função do tempo para diferentes sólidos de revolução com $m = 4,0$ (Casos 13, 14, 15 e 16).



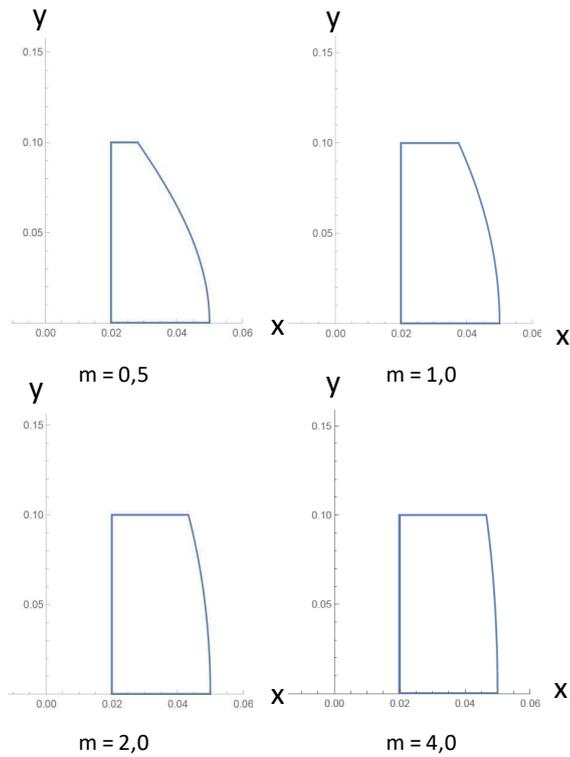
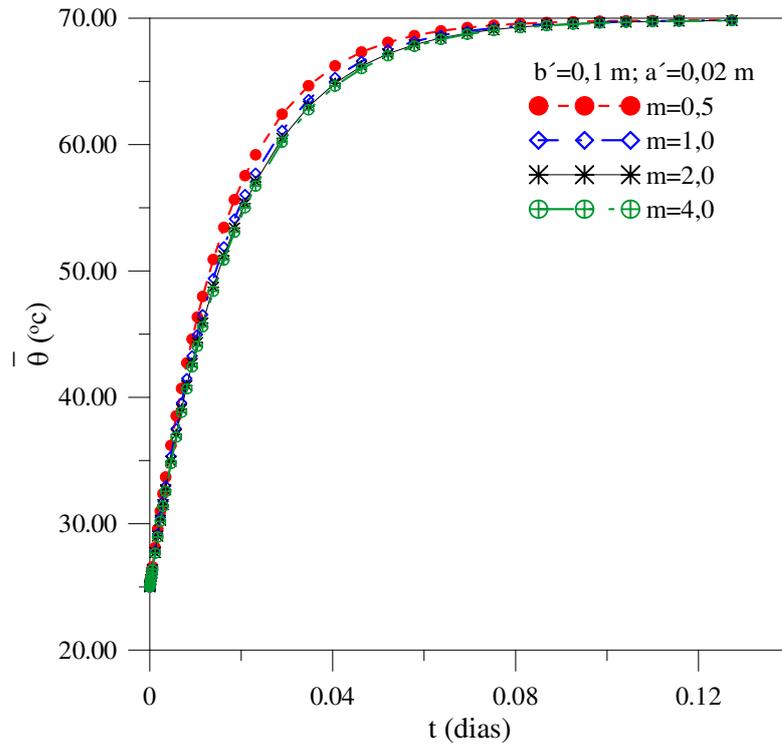
4.2.4 Comentários gerais sobre a secagem de materiais cerâmicos.

A secagem é uma etapa delicada e complexa no processo de fabricação de materiais cerâmicos. Durante o processo de secagem, elevados gradientes de umidade e temperatura no interior do sólido podem causar defeitos irreversíveis no mesmo, com a perda parcial ou total da qualidade do produto final reduzindo a produtividade e aumentando os custos do processo.

Tabela 4.3 – Valores da temperatura para $t=0,06$ horas e $t=0,81$ horas para os casos estudados nesta pesquisa

Caso	Teor de temperatura (°c)	
	$t=0,06h$	$t= 0,81 h$
0	-	-
1	34,52093	67,28979
2	31,72321	63,46196
3	30,88604	61,56012
4	30,63159	60,88686
5	34,76031	67,49153
6	35,08909	67,74484
7	35,54492	68,05504
8	32,37164	64,6574
9	34,52735	67,29535
10	31,76973	63,56063
11	34,53218	67,29953
12	31,50342	63,01093
13	34,53498	67,30196
14	31,67103	63,35616
15	30,67863	61,01458
16	30,19026	59,59829
17	30,4676	60,42756
18	30,85027	61,47106
19	31,38338	62,74904

Figura 4.31 – Temperatura em função do tempo para diferentes sólidos de revolução com m variável (Casos 8, 10, 12 e 19).



Para os casos em que a secagem for mais rápida, uma série de problemas inerentes ao processo podem ocorrer, como:

- Trincas

As trincas de secagem são pequenas fissuras causadas por secagem rápida. Geralmente inicia-se nas bordas e propagam-se até o centro da peça, sendo mais aberta na borda.

Vale a pena fazer uma referência ao problema da reabsorção de umidade. Dependendo do tipo de argila, se o tempo transcorrido desde que a argila deixa o secador até quando ela é introduzida no forno, é grande, e a umidade ambiente é muito alta, inicia-se um processo de reidratação (reabsorção) que pode provocar rupturas e/ou explosões, quando o material entra no forno.

- Coração negro

São manchas negras e cinzas que permanecem (pode-se ver ao longo da secção transversal das peças no interior dos produtos) após processo de queima.

- Empenamentos

São provocados por:

a) Secagem diferencial: se uma face da peça seca mais rapidamente que a outra se formam gradientes de tensões residuais de contração, que podem deformar o produto.

b) Mau posicionamento no suporte de secagem: a colocação de peças verdes sobre suportes planos, para secagem, pode provocar empenamentos no material.

c) Boquilhas de fieira: este tipo de empenamentos já se nota após a secagem.

Apesar dos problemas apresentados devido à rápida secagem, e necessidade de um controle rigoroso do processo observou-se que o tempo de secagem nesta pesquisa foi muito longo. O método da capacitância global envolve um controle rigoroso no que diz respeito aos problemas relacionados com a secagem de materiais cerâmicos, mas possui uma grande desvantagem, o custo do processo seria elevado quando comparada aos métodos de secagens utilizadas atualmente. Tendo em vista esse obstáculo, observa-se que haverá um enorme gasto de energia, ou seja, um custo de produção elevado, e diminuição da produtividade.

4.2.5 Comentários gerais sobre o modelo proposto.

O modelo matemático proposto é versátil, podendo ser usada em diferentes por condições operacionais, com condução de contorno constante ou do tipo convectivo, e também com outras condições de contorno, sob pequenas modificações. As principais vantagens do modelo e do método matemático utilizado são:

- Razoável grau de aproximação, permitindo obter bons ajustes;
- Uso em diferentes geometrias e tipos de materiais sem restrições a natureza (frutas, vegetais, grãos, e etc.)
- Simplicidade e eficácia computacional;
- Facilidade de extensão para outras situações físicas que envolvam transporte de calor e massa, como por exemplo, no uso de infravermelho ou micro-ondas na secagem;
- Alta estabilidade numérica e baixo tempo computacional quando comparada com outros métodos de solução das equações governantes.

CAPÍTULO 5

CONCLUSÕES E SUGESTÕES

5.1 Conclusões

A partir das simulações e resultados apresentados, é possível concluir que:

- A modelagem matemática utilizada mostrou-se adequada e generalizada, podendo ser utilizada para a obtenção de soluções em casos de secagem, resfriamento, aquecimento e umidificação.
- A partir das soluções das equações da transferência de calor e massa via análise concentrada utilizando o método da capacitância global, é possível obter as cinéticas de secagem e aquecimento no material, como também fazer uma análise dessas cinéticas por meio das simulações e resultados obtidos.
- A transferência de calor ocorre de maneira mais rápida em relação a transferência de massa, de tal forma que contribui para que o mesmo consiga atingir a temperatura de equilíbrio em um menor tempo, (rápido aquecimento do produto).
- As difusividades de massa e térmica que afetam, respectivamente, à transferência de massa e de calor, são responsáveis por exercer uma grande influência no processo de secagem, informando a velocidade em que ocorre cada processo.

- Aumentando a altura do sólido de revolução (parâmetro b''), o mesmo seca mais lentamente, independentemente de sua curvatura (parâmetro m), isto ocorre devido ao aumento do volume reduzindo a relação área/volume. O parâmetro b' na cinética de secagem dos sólidos cerâmicos, é mais significativa que o parâmetro a' (diâmetro do furo) e o parâmetro m (curvatura do sólido).
- A área superficial do produto que é exposta a secagem e o seu volume são fatores importantes na secagem. Quanto maior a relação área/volume mais rápido é a secagem.
- O processo de secagem com velocidades mais elevadas pode interferir na qualidade do material cerâmico no que diz respeito à defeitos tais como trincas, coração negro, empenamento e etc, contudo, se a velocidade de secagem é muito lenta, o processo torna-se inviável, pelo excessivo gasto de energia e diminuição da produtividade, apesar de minimizar consideravelmente os problemas técnicos de secagem. É necessário encontrar um meio termo que proporcione o melhor custo-benefício.

5.2 Sugestões para futuros trabalhos

Como sugestões podem ser citados os seguintes trabalhos:

- Modelar matematicamente a secagem de sólidos com qualquer geometria via método da análise concentrada para corpos heterogêneos;
- Aplicar os modelos apresentados neste trabalho à secagem de frutas e grãos;
- Usar os modelos desenvolvidos nesta pesquisa para auxiliar na modelagem e otimização de secadores.
- Estudar a transferência de calor e massa durante o processo de secagem de corpos cerâmicos vazados, considerando condições com defeitos e propriedades variáveis.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Aghbashlo M, Kianmehr MH, Khani S, Ghasemi M. Mathematical modeling of thin-layer drying of carrot. **International Agrophysics**, v. 23, n. 4, p.313–317 (2009).

Akoy, E. O. Experimental characterization and modeling of thin-layer drying of mango slices. **International Food Research Journal**, v.21, n. 5, p. 1911-1917 (2014).

Akpinar, E. K. Determination of suitable thin-layer drying curve model for some vegetables and fruits. **Journal of Food Engineering**, v. 73, n. 1, p. 75–84 (2006a).

Akpinar EK. Mathematical modeling of thin-layer drying process under open sun of some aromatic plants. **Journal of Food Engineering**, v. 77, n. 4, p. 864–870 (2006b).

Alvarenga, L. C.; Fortes, M.; Pinheiro Filho, J. B.; Hara, T. Transporte de umidade no interior de grãos de feijão preto sob condições de secagem. **Revista Brasileira de Armazenamento**, v.5, n.1, p. 5-18 (1980).

ANSI/ASAE. 2014. Thin-layer drying of agricultural crops. In: revised approved ASABE standards. American Society of Agricultural and Biological Engineers (S448.2). Disponível em: <https://elibrary.asabe.org/azdez.asp?JID=2&AID=45096&CID=s2000&T=2&redir=none&redirType=standards.asp>. Acessado em 13 de Julho de 2017.

Ayadi, M.; Ben Mabrouk, S.; Zouari, I.; Bellagi, A.. Kinetic study of the convective drying of spearmint. **Journal of the Saudi Society of Agricultural Sciences**, v. 13, n. 1, p. 1–7 (2014)

Babalis SJ, Papanicolaou E, Kyriakis N, Belessiotis VG. Evaluation of thin-layer drying models for describing drying kinetics of figs (*Ficus carica*). **Journal of Food Engineering**, v. 75, n. 2, p. 205–214 (2006).

Baroni, A. F.; Hubinger, M. D. Drying of onion: effects of pre-treatment on moisture transport. In: Inter-American Drying Conference (IADC), Itu: **Proceedings...** v. B, p.419-426 (1997).

Brooker, D. B.; Bakker-Arkema, F. W.; Hall, C. W. **Drying and storage of grains and oilseeds**. New York: AVI Book, 450 p (1992).

Bruce, D. M. Exposed layer barley drying, three models fitted to new data up to 150°C. **Journal of Agricultural Engineering Research**, v. 32, n. 4, p. 337–348 (1985).

Carmo, J. E. F.; Lima, A. G. B. Modelling and simulation of mass transfer inside the oblate spheroidal solids. In: Inter-American Drying Conference (IADC, Boca del Rio: **Proceedings** p. 173-183 (2001).

Da Silva, W. P.; Rodrigues, A. F.; Silva, C. M. D. P. S.; De Castro, D. S.; Gomes, J. P. Comparison between continuous and intermittent drying of whole bananas using empirical and diffusion models to describe the processes. **Journal of Food Engineering**, v. 166, p. 230–236 (2015).

Da Silva, W. P.; Silva, C. M. D. P. S.; De Sousa, J. A. R.; Farias, V. S. O. Empirical and diffusion models to describe water transport into chickpea (*Cicer arietinum* L.). **International Journal of Food Science & Technology**, v. 48, n. 2, p. 267–273 (2013).

Darıcı, S.; Sen, S. Experimental investigation of convective drying kinetics of kiwi under different conditions. **Heat and Mass Transfer**, v. 51, n. 8, p. 1167–1176 (2015).

Darvishi, H.; Hazbavi, E. Mathematical modeling of thin-layer drying behavior of date palm. **Global Journal of Science Frontier Research Mathematics and Decision Sciences**, v. 12, n. 10, p. 8-17 (2012).

Dash, K. K.; Gope, S.; Sethi, A.; Doloi, M. Study on thin layer drying characteristics star fruit slices. **International Journal of Agriculture and Food Science Technology**, v. 4, n. 7, p. 679-686 (2013).

Demir, V.; Gunhan, T.; Yagcioglu, A. K. Mathematical modeling of convection drying of green table olives. **Biosystems Engineering**, v. 98, n. 1, p. 47–53 (2007).

Diamante, L.; Durand, M.; Savage, G.; Vanhanen, L. Effect of temperature on the drying characteristics, colour and ascorbic acid content of green and gold kiwifruits. **International Food Research Journal**, v. 17, n. 2, p. 441–451. (2010a).

Diamante, L. M.; Ihns, R.; Savage, G. P.; Vanhanen, L. Short communication: a new mathematical model for thin-layer drying of fruits. **International Journal of Food Science & Technology**, v. 45, n. 9, p. 1956–1962 (2010b.).

Doymaz, I. The kinetics of forced convective air-drying of pumpkin slices. **Journal of Food Engineering**, v. 79, n. 1, p. 243–248 (2007).

El-Beltagy, A.; Gamea, G. R.; Essa, A. H. A. Solar drying characteristics of strawberry. **Journal of Food Engineering**, v. 78, n. 2, p. 456–464 (2007).

Erbay, Z.; Icier, F. A review of thin-layer drying of foods: theory, modeling, and experimental results. **Critical Reviews in Food Science and Nutrition**, v. 50, n. 5, p. 441–464 (2010).

Fadhel, M. I.; Abdo, R. A.; Yousif, B. F.; Zaharim, A.; Sopian, K.. Thin-layer drying characteristics of banana slices in a force convection indirect solar drying. In: 6th IASME/WSEAS International Conference on Energy and Environment: Recent Researches in Energy and Environment, Cambridge: **Proceedings...** p 310–15 (2011).

Fortes, M.; Okos, M. R. A non-equilibrium thermodynamics approach to transport phenomena in capillary porous media. **Transactions of the ASAE**, v. 24, p. 756-760 (1981).

Fortes, M; Okos, M. R. **Advances in Drying**, Hemisphere Publishing Corporation, Washington, USA, v. 1 , p. 119-154 (1980).

Freire, E. S.; Chau, K. V. Simulation of the drying process of fermented cacao beans. In: Inter-American Drying Conference (IADC), Itu. **Proceedings...** v. B, p. 356-363 (1997).

Gan, P. L.; Poh, P. E. Investigation on the effect of shapes on the drying kinetics and sensory evaluation study of dried jackfruit. **International Journal of Science and Engineering**, v. 7, n. 2, p. 193–198. (2014).

Hashim, N.; Onwude, D.; Rahaman, E. A preliminary study: kinetic model of drying process of pumpkins (*Cucurbita moschata*) in a convective hot air dryer. **Agriculture and Agricultural Science Procedia**, v. 2, p. 345–352 (2014).

Henderson, S. M.; Pabis, S. Grain drying theory I: temperature effect on drying coefficient. **Journal of Agricultural Engineering Research**, v. 6, n. 3, p. 169-174 (1961).

Henderson, S. M. Progress in developing the thin-layer drying equation. **Transaction of the ASAE**, v. 17, n. 6, p. 1167–1172 (1974).

Hii, C. L.; Law, C. L.; Cloke, M. Modeling using a new thin-layer drying model and product quality of cocoa. **Journal of Food Engineering**, v. 90, n. 2, p. 191–198 (2009).

Hii, C. L.; Ogugo, J. F. 2014. Effect of pre-treatment on the drying kinetics and product quality of star fruit slices. **Journal of Engineering Science and Technology**, v. 9, n. 1, p. 123-135 (2014).

Ibrahim, M. H.; Daud, W. R. W.; Talib, M. Z. M. Drying characteristics of oil palm kernels. **Drying Technology**, v. 15, n. 3-4, p. 1103-1117 (1997).

Incropera, F. P.; De Witt, D. P. **Fundamentals of heat and mass transfer**. New York: John Wiley & Sons, (2002).

Janjai, S.; Lamlert, N.; Mahayothee, B.; Bala, B. K.; Precoppe, M.; Muller, J. Thin-layer drying of peeled longan (*Dimocarpus longan* Lour.). **Food Science and Technology Research**, v. 17, n. 4, p. 279–288 (2011).

Kadam, D. M.; Goyal, R. K.; Gupta, M. K. Mathematical modeling of convective thin-layer drying of basil leaves. **Journal of Medicinal Plants Research**, v. 5, n. 19, p. 4721–4730 (2011).

Kaur, K.; Singh, A. K. Drying kinetics and quality characteristics of beetroot slices under hot air followed by microwave finish drying. **African Journal of Agricultural Research**, v. 9, n. 12, p. 1036–1044 (2014).

Keey, R. B. **Drying of loose and particulate materials**. New York: Hemisphere Publishing Corporation, (1992). 502 p.

Kucuk, H.; Midilli, A.; Kilic, A.; Dincer, I. A review on thin-layer drying-curve equations. **Drying Technology**, v. 32, n. 7, p. 757–73 (2014).

Kumar, N.; Sarkar, B. C.; Sharma, H. K. Mathematical modeling of thin-layer hot air drying of carrot pomace. **Journal of Food Science and Technology**, v. 49, n. 1, p. 33–41 (2012b).

Kumar, P. D. G.; Hebber, U. H.; Ramesh, M. N. Suitability of thin layer models for infrared-hot-air drying of onion slices. **LWT-Food Science and Technology**, v. 39, n. 6, p. 700–705 (2006).

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

LIMA, A. G. B. **Fenômeno de difusão em sólidos esferoidais prolatos. Estudo de caso: secagem de bananas.** Tese de Doutorado (Engenharia Mecânica), UNICAMP, Campinas, SP, Brasil (1999) 256 p

Liu, J. Y.; Simpson, W. T. Solutions of diffusion equation with constant diffusion and surface emission coefficients. In: Inter-American Drying Conference (IADC), Itu. **Proceedings**. v. A, p. 73-80 (1997).

LUIKOV, A. V. **Heat and mass transfer in capillary porous bodies**. New York: Pergamon Press (1966), 523p.

MARIZ, T. F. **Secagem da casca de caroço de algodão em leito fixo**. Campina Grande: Dissertação de Mestrado (Engenharia Química), Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande, PB, Brasil (1986) 139p.

Meisami-asl, E.; Rafiee, S.; Keyhani, A.; Tabatabaeefar, A. Determination of suitable thin-layer drying curve model for apple slices (Golab). **Plant Omics Journal**, v. 3, n. 3, p. 103–108 (2010).

Menges, H. O.; Ertekin, C. Mathematical modeling of thin-layer drying of golden apples. **Journal of Food Engineering**, v. 77, n. 1, p. 119–125 (2006).

Midilli, A.; Kucuk, H.; Yapar, Z. A new model for single-layer drying. **Drying Technology**, v. 20, n. 7, p. 1503–1513 (2002).

Munem, M. A., Foulis, D. J. **Cálculo**, Rio de Janeiro: Guanabara Dois S.A., Vol. 1 p. 353 e 369-376 (1978)

Nascimento, J. J. S.; Belo, F. A.; Lima, A. G. B. Simultaneous moisture transport e shrinkage during drying of parallelepiped solids. In: Inter-American Drying Conference (IADC), Boca del Rio: **Proceedings...** p. 535-544 (2001).

Nascimento, J. J. S.; Belo, F. A.; Lima, A. G. B. Simultaneous mass transport and shrinkage during drying of solid parallelepiped: a numerical study. In: 22nd Iberian Latin-American Congress on Computational Methods in Engineering, (XXII CILAMCE). Campinas: **Proceedings...** CD-ROM (2001).

Oliveira, V. A. B.; Lima, A. G. B. Unsteady state mass diffusion prolate spheroidal solids: na analytical solution. In: Inter-American Drying Conference (IADC), Boca del Rio: **Proceedings ...** p. 163-172 (2001).

Omolola, A. O.; Jideani, A. I. O.; Kapila, P. F. Modeling microwave-drying kinetics and moisture diffusivity of Mabonde banana variety. **International Journal of Agricultural and Biological Engineering**, v. 7, n. 6, p.107–113 (2014).

Onwude, D. I.; Hashim, N.; Janius, R.; Nawi, N.; Abdan, K. Computer simulation of convective hot air drying kinetics of pumpkin (*Cucurbita moschata*). In: 8th Asia-Pacific Drying Conference (ADC 2015) Kuala Lumpur: **Proceedings...**, p 122–9 (2015).

Ozdemir, M.; Devres, Y. O. The thin-layer drying characteristics of hazelnuts during roasting. **Journal of Food Engineering**, v. 42, n. 4. p. 225–233 (2000).

Page, G. E. **Factors influencing the maximum rate of air drying shelled corn in thin-layers** Master thesis. Purdue University, West Lafayette, Indiana (1949).

- Panchariya, P. C.; Popovic, D.; Sharma, A. L. Thin-layer modeling of black tea drying process. **Journal of Food Engineering**, v. 52, n. 4, p. 349–357 (2002).
- Pardeshi, I. L.; Arora, S.; Borker, P. A. Thin-layer drying of green peas and selection of a suitable thin-layer drying model. **Drying Technology**, v. 27, n. 2, p. 288–295 (2009).
- Park, K. J.; Brod, F. P. R. Comparative study of grated coconut (*cocos nucifera*) drying using vertical and horizontal dryers. In: Inter-American Drying Conference (IADC), Itu: **Proceedings...** v. B, p. 469-475 (1997).
- Parti, M. Selection of mathematical models for drying grain in thin-layers. **Journal of Agricultural Engineering Research**, v. 54, n. 4, p. 339-352, (1993).
- Quintana-Hernandez, P.; Rodrigues-Ramirez, J.; Mendes-Lagunas, L.; Cornejo-Serrano, L. Humidity diffusion within sugarcane fibers. In: Inter-American Drying Conference (IADC), Itu: **Proceedings...**, v. B, p. 538-542 (1997).
- Raquel, P. F.; Susana, P.; Maria, J. B. Study of the convective drying of pumpkin (*Cucurbita maxima*). **Food and Bioproducts Processing**, v. 89, n. 4, p. 422–428 (2011).
- Rasouli, M.; Seiedlou, S.; Ghasemzadeh, H. R.; Nalbandi, H. Convective drying of garlic (*Allium sativum* L.): part I: drying kinetics, mathematical modeling and change in color. **Australian Journal of Crop Science**, v. 5, n. 13, p. 1707–1714 (2011).
- Rayaguru, K.; Routray, W. Mathematical modeling of thin-layer drying kinetics of stone apple slices. **International Food Research Journal**, v. 19, n. 4, p. 1503–10 (2012).
- Sabadini, E.; Carvalho, B. C. JR.; Sobral, P. J. A.; Hubinger, M. D. Mass transfer and diffusion coefficient determination in salted and dried meat pieces. In: InterAmerican Drying Conference (IADC), Itu: **Proceedings...**, v. B, p. 441-447 (1997).

Sacilik, K. Effect of drying methods on thin-layer drying characteristics of hull-less seed pumpkin (*Cucurbita pepo* L.). **Journal of Food Engineering**, v. 79, n. 1, p. 23–30 (2007).

Saeed, I. E.; Sopian, K.; Abidin, Z. Z. Drying characteristics of roselle (1): mathematical modeling and drying experiments. **Agricultural Engineering International: The CIGR Ejournal**. Manuscript FP 08 015. Vol. X, p. 1–25 (2008).

Sanga, E.; Raghavan, G. S. V.; Mujundar, A. S. Heat and mass transfer during microwave – convection drying of composite materials: simulation with incorporation, In: Inter-American Drying Conference (IADC), Boca del Rio: **Proceedings**, p. 185-205 (2001).

Sarker, N. N.; Kunze, O. R.; Stroubolis, T. Finite element simulation of rough rice drying. **Drying Technology**, v. 12, n. 4, p. 761-775 (1994).

Silva, J. B. **Secagem de Sólidos em Camada Fina Via Análise Concentrada: Modelagem e Simulação**, Dissertação de Mestrado (Engenharia Mecânica) – Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Ciências e Tecnologia. Campina Grande, PB, Brasil (2002).

Silva, W. P.; Silva, C. M. D. P. S.; Gama, F. J. A. Mathematical models to describe thin-layer drying and to determine drying rate of whole bananas, **Journal of the Saudi Society of Agricultural Sciences**, v. 13, n. 1, p. 67–74 (2014)

Steffe, J. F.; Singh, R. P. Liquid diffusivity of rough rice components. **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), 448 p.

Tolaba, M. P.; Aguerre, R. J.; Suarez, C. Drying of corn with tempering: simulation and experimental verification. In: Inter-American Drying Conference (IADC), Itu: **Proceedings...**, v. B, p. 516-523 (1997).

Tzempelikos, D. A.; Vouros, A. P.; Bardakas, A. V.; Filios, A. E.; Margaris, D. P. Case studies on the effect of the air drying conditions on the convective drying of quinces. **Case Studies in Thermal Engineering**, v. 3, p. 79–85 (2014).

Tzempelikos, D. A.; Vouros, A. P.; Bardakas, A. V.; Filios, A. E.; Margaris, D. P. Experimental study on convective drying of quince slices and evaluation of thin-layer drying models. **Engineering in Agriculture, Environment and Food**, v. 8, n. 3, p. 169–77 (2015).

Veja, A.; Fito, P.; Andres, A.; Lemus, R. Mathematical modeling of hot-air drying kinetics of red bell pepper (var. Lamuyo). **Journal of Food Engineering**, v. 79, n. 4, p. 1460–1466. (2007).

Vega, A.; Uribe, E.; Lemus, R.; Miranda, M. Hot-air drying characteristics of aloe vera (*Aloe barbadensis*) and influence of temperature on kinetic parameters. **LWT—Food Science and Technology**, v. 40, n. 10, p. 1698–1707 (2007).

Verma, L. R.; Bucklin, R. A.; Ednan, J. B.; Wratten, F. T. Effects of drying air parameters on rice drying models. **Transaction of the ASAE**, v. 28, n. 1, p. 296–301 (1985).

Wang, C. Y.; Singh, R. P. A single layer drying equation for rough rice. **ASAE American Society of Agricultural and Biological Engineers**, St. Joseph, MI, Paper No 78-3001 (1978).

Yaldyz, O.; Ertekyn, C. Thin-layer solar drying of some vegetables. **Drying Technology**, v. 19, n. 3–4, p. 583–97 (2007).

Zenoozian, M. S.; Feng, H.; Shahidi, F.; Pourreza, H. R. Image analysis and dynamic modeling of thin-layer drying of osmotically dehydrated pumpkin. **Journal of Food Processing and Preservation**, v. 32, n. 1, p. 88–102 (2008).

Zogzas, N. P.; Maroulis, Z. B. Effective moisture diffusivity estimation from drying data: a comparison between various methods of analysis. **Drying Technology**, v. 14, n. 7 e 8, p. 1543-1573 (1996).

