



FELIPE LEONARDO BARCELOS MATEUS

**SIMULAÇÃO CFD DA SECAGEM DE CAFÉS ESPECIAIS EM
LEITO FIXO E CAMADA ESPESSA**

**LAVRAS – MG
2021**

FELIPE LEONARDO BARCELOS MATEUS

**SIMULAÇÃO CFD DA SECAGEM DE CAFÉS ESPECIAIS EM LEITO FIXO E
CAMADA ESPESSA**

Monografia apresentada à Universidade Federal de Lavras, como parte das exigências do Curso de Engenharia Química, para a obtenção do título de Bacharel.

Prof. Dr. Irineu Petri Júnior
Orientador

**LAVRAS – MG
2021**

FELIPE LEONARDO BARCELOS MATEUS

**SIMULAÇÃO CFD DA SECAGEM DE CAFÉS ESPECIAIS EM LEITO FIXO E
CAMADA ESPESSA**

Monografia apresentada à Universidade Federal de Lavras, como parte das exigências do Curso de Engenharia Química, para a obtenção do título de Bacharel.

APROVADO em 13 de maio de 2021.

Prof^a. Dr^a. Suellen Mendonça Nascimento
DCA/UFLA

Msc. Paula Giarolla Silveira
DEG/UFLA

Prof. Dr. Irineu Petri Júnior
DEG/UFLA

**LAVRAS – MG
2021**

*Aos meus pais,
por todo seu apoio.
Dedico*

AGRADECIMENTOS

À minha mãe, Katia, e ao meu pai, Marcos Paulo, por me darem todo o apoio, incentivo, amor e cuidado para alcançar meus objetivos e sonhos. A toda minha família, em especial meus avós, por todo o carinho durante minha jornada.

Aos meus amigos de curso – em especial Giovanna, Fernanda e Sylvia - e colegas de classe, com os quais tive ótima convivência e permitiram uma passagem tranquila por todas as disciplinas do curso.

Aos “Barbas”, grupo muito querido de amigos que me acompanharam por quase todos meus anos de curso, e por todo o companheirismo, risadas e lasanhadas. Em especial ao Brenão, pelos anos de ótima convivência no apartamento, e ao Bruno, pelos perrengues passados juntos em todo o ciclo básico do curso.

Ao “Ranglão”, amigos que me acompanham desde o ensino fundamental, nos quais guardo imenso apreço e nunca deixaram de me divertir, mesmo quando distantes.

À minha namorada, por todo seu suporte, carinho e incentivo a continuar dando o melhor de mim.

E ao meu orientador, por ter providenciado imenso suporte durante minha jornada acadêmica, pela paciência, atenção, e por todo o incentivo para a finalização deste trabalho.

RESUMO

A secagem é fundamental para a preservação dos materiais, em especial, os alimentos, que possuem maior sensibilidade a intempéries relacionadas à umidade por sua característica higroscópica. Ela permite o aumento da vida útil do alimento, além de reduzir seu peso facilitando sua logística, agregando valor ao produto. Um dos equipamentos que podem ser utilizados para a secagem de alimentos é o silo-secador, que combina as operações de secagem e armazenamento. O silo-secador possui potencial para reduzir os gastos energéticos na secagem com taxas de secagem satisfatórias. Dito isso, a fluidodinâmica computacional se apresenta como ferramenta facilitadora para a análise dos efeitos de variáveis do sistema, como velocidade e temperatura do ar de secagem, na taxa de secagem do equipamento. Este trabalho objetivou o estudo de diferentes modelagens numéricas de um sistema de secagem em leito fixo e camada espessa, analisando a influência dos parâmetros de razão de equilíbrio e difusividade do sólido nas simulações computacionais. O estudo foi dividido em três capítulos, realizando a avaliação de diferentes modelos para simulação da transferência de massa e calor no primeiro, medição de propriedades e secagem de cafés especiais em camada espessa no segundo, e finalmente no terceiro, simulação numérica da secagem baseada nos resultados experimentais. A modelagem numérica do leito fixo foi feita no *software* FLUENT 19.2, utilizando do Modelo Euleriano Multifásico Granular com submodelo *packed bed* e diferentes modelos de transferência de massa por espécies. Os modelos de transferência de massa de melhor desempenho foram os modelos de razão de equilíbrio fornecidos no transporte de espécies, Ranz-Marshall e Hughmark. Observou-se forte influência da razão de equilíbrio nos resultados, indicando a necessidade de implementar uma *User Defined Function* (UDF) para a definição da variável. As diferentes modelagens de calor não apresentaram diferenças significativas e entraram em equilíbrio rapidamente. Os resultados experimentais foram condizentes com resultados anteriores na literatura, se mostrando com taxa de secagem constante pela maior parte do experimento. A simulação da secagem obteve boa convergência, sendo necessário ajustes nos valores de difusividade para atingir concordância com o experimental. O novo valor de difusividade obtido sugere uma difusividade em camada espessa, o que demonstra uma metodologia bastante útil para determinação desse parâmetro.

Palavras-chave: Fluidodinâmica Computacional, Euleriano, Difusividade, Café especial, Transferência de massa.

ABSTRACT

Solid drying is fundamental in order to preserve materials, specially food, which is more sensible to weathering related to humidity for its hygroscopic characteristics. It allows for a longer lifespan of the product, and also reduces the overall product weight, adding value to the product. One of the many equipment that can be used for drying is the silo-dryer, which combines both drying and storage operations. The silo-dryer has the potential to lower power costs in drying with good drying rates. That being said, computational fluid dynamics can be used as a tool to facilitate the analysis of the effects of operational variables, like temperature and velocity of drying air, in the drying rate. The purpose of this work was to study different numerical models of a fixed bed drying system in thick layer, analyzing the influence of the equilibrium rate and diffusivity parameters in the computational simulations. The study was divided in three chapters, exploring different models to the heat and mass transfer in the first, measuring physical properties of special coffees in thick layer in the second, and numerical simulation of its drying based on the experimental results in the third. The numerical modeling of the fixed bed was made in the software FLUENT 19.2, using Eulerian Multiphase Model for Granular flow with the packed bed configuration and different mass transfer models through the species model. The mass transfer models with best performance were the equilibrium ratio models offered by the species transfer model, Ranz-Marshall and Hughmark. Strong influence of the equilibrium ratio value on the results was observed, indicating the necessity of an UDF to define the variable. Different heat transfer models did not show significative results for temperature, and a fast heating was observed for the particles. The experimental results were compatible with other works in literature, and the drying rate for the drying was mostly constant throughout the experiment. The numeric simulation for the drying converged with the experimental results after adjustments to the diffusivity. The new diffusivity value obtained suggests a specific diffusivity for thick layer, which indicates the methodology as a useful mean of determining this parameter.

Keywords: Computational Fluid Dynamics; Eulerian; Diffusivity; Specialty coffees, Mass transfer.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 – Malha computacional	16
Figura 1.2 - Diagrama dos modelos utilizados.....	18
Figura 1.3 - Variação de umidade com o tempo para o teste de independência de malha.	20
Figura 1.4 – Cinética de aquecimento das partículas para diferentes modelos.	21
Figura 1.5 - Variação de umidade com o tempo para os modelos de comportamento constante.	23
Figura 1.6 – Variação de umidade com o tempo para o modelo <i>Species</i> - Sherwood em diferentes razões de equilíbrio.....	23
Figura 1.7 – Variação da umidade com o tempo para os modelos Ranz-Marshall e Hughmark.	25
Figura 1.8 – Variação da umidade com o tempo para diferentes difusividades do sólido para o modelo Ranz-Marshall.	26
Figura 2.1 - Diagrama da umidade de equilíbrio de diferentes materiais.....	33
Figura 2.2 – Diagramas de cinética de secagem.....	Erro! Indicador não definido.
Figura 2.3 - Dimensões características de uma partícula.	38
Figura 2.4 - Unidade experimental de secagem.	43
Figura 2.5 - Perfil de velocidade em função das frequências da unidade experimental.....	44
Figura 2.6 - Pontos de medida de temperatura no equipamento.	45
Figura 2.7 - Temperaturas do café no centro do leito.....	49
Figura 2.8 - Temperaturas do café nas laterais do leito.....	49
Figura 2.9 - Temperaturas do café no fundo.	50
Figura 2.10 - Temperaturas do café no centro.....	50
Figura 2.11 - Temperaturas do café no topo.....	50
Figura 2.12 - Umidade total dos grãos de café em base úmida ao longo da secagem.....	51
Figura 2.13 - Taxa de secagem ao longo da secagem.	52
Figura 2.14 - Regressão linear dos resultados de razão de umidade.	53
Figura 3.1 - Malha computacional.....	61
Figura 3.2 - Temperatura do sólido para diferentes números de células.	64
Figura 3.3 - Perfis de Temperatura para diferentes coeficientes de transferência de calor em (a) 0 s, (b) 10 s, (c) 30 s, (d) 0 s, (e) 2 s, (f) 6 s de simulação.	66
Figura 3.4 - Cinética de aquecimento à diferentes coeficientes de transferência de calor.	67
Figura 3.5 - Cinética de secagem para razões de equilíbrio direta e inversa.....	68
Figura 3.6 - Cinética de secagem para as difusividades corrigidas para camada espessa.	69
Figura 3.7 - Cinética de secagem com difusividade corrigida.	70
Figura 3.8 - Taxa de secagem para a difusividade corrigida.	71
Figura 3.9 - Contornos de (a) fração volumétrica do café, (b) velocidade do ar de secagem, (c) umidade absoluta do ar de secagem, e (d) umidade do café.....	72

LISTA DE TABELAS

Tabela 1.1 – Propriedades físicas do sólido e condições de contorno utilizadas.	17
Tabela 1.2 - Condições de contorno da simulação.	17
Tabela 2.1 - Medições de densidade bulk e densidade real dos grãos de café.	46
Tabela 2.2 – Dimensões características e diâmetros de 30 grãos de café.	46
Tabela 2.3 - Medições do calor específico dos grãos de café.....	47
Tabela 2.4 - Umidade inicial dos grãos em base seca e úmida.	48
Tabela 3.1 - Propriedades físicas do café e condições de contorno utilizadas.	61
Tabela 3.2 - Propriedades da simulação.	62

LISTA DE SÍMBOLOS

\vec{F}_q	Somatório de forças atuantes na fase q	[N]
\vec{V}	Vetor velocidade	[m/s]
\vec{v}_{pq}	Velocidade interfacial	[m/s]
\vec{g}	Força gravitacional	[N]
\vec{q}	Fluxo de calor	[W/m ²]
\dot{r}	Taxa de encolhimento	[1/s]
A	Área	[m ²]
a	Dimensão maior da partícula	[m]
A _i	Área interfacial	[m ²]
b	Dimensão menor da partícula	[m]
c	Dimensão intermediária da partícula	[m]
c _p	Calor específico	[J/kg·K]
D _q	Difusividade da fase q	[m ² /s]
D _{ef}	Difusividade efetiva	[m ² /s]
d _p	Diâmetro característico da fase p	[m]
d _s	Diâmetro da partícula	[m]
d _{ss}	Diâmetro da partícula calculado pela área superficial	[m]
e	Energia por unidade de massa	[J/kg]
F	Força	[N]
G	Fluxo mássico	[kg/m ² ·s]
h	Entalpia específica	[J/kg]
H	Coefficiente de transferência de calor	[W/m ² ·K]
J _{q,i}	Vetor de fluxo mássico difusivo da espécie i na fase q	[kg/m ² ·s]
k	Condutividade térmica	[W/m·K]
k _{pq}	Coefficiente de transferência de massa volumétrico	[m/s]
k _q	Coefficiente de transferência de massa da fase q	[m/s]
K ^y _{qipi}	Razão de equilíbrio em função das frações mássicas	[-]
K ^p _{qipi}	Razão de equilíbrio em função das concentrações mássicas	[-]
L _q	Comprimento característico da fase q	[m]
m	Massa	[kg]
m _{pq}	Taxa de transferência de massa entre as fases p e q	[kg/m ³ ·s]

n	Vetor normal da superfície	[-]
P	Pressão	[Pa]
Pr	Adimensional de Prandtl	[-]
Q	Calor transferido	[J]
R	Taxa de secagem	[kg/m ³ s]
\vec{R}_{pq}	Força de interação entre as fases	[N]
Re	Número de Reynolds	[-]
RU	Razão de Umidade	[-]
Sc	Número de Schmidt	[-]
S_q	Taxa de geração/consumo	[-]
Sh	Número de Sherwood	[-]
t	Tempo	[s]
T	Temperatura	[K]
u	Umidade	[kg/kg]
u^*	Umidade de equilíbrio	[kg/kg]
u_{bs}	Umidade em base seca	[kg/kg]
u_{bu}	Umidade em base úmida	[kg/kg]
V	Volume	[m ³]
W	Trabalho	[W]
W_s	Trabalho de eixo	[W]
W_μ	Trabalho de cisalhamento	[W]
x	Posição no eixo x	[m]
z	Posição no eixo z	[m]
α	Fração volumétrica	[m ³ /m ³]
ε	Límite de empacotamento	[-]
κ_q	Condutividade térmica da fase q	[W/m K]
μ	Viscosidade	[m ² /s]
ρ	Densidade	[kg/m ³]
$\rho_{p,i}$	Concentração mássica da espécie i na fase p	[kg/m ³]
$\bar{\bar{\tau}}$	Tensor tensão-deformação	[N]
τ_g	Forças viscosas	[Pa·s]
ϕ	Esfericidade	[-]

SUBÍNDICES

a	Ar de secagem
f	Referente ao equilíbrio térmico
h	Água
i	Espécie
o	Valor inicial
q, p	Fase (sólida ou fluida)
s	Sólido

SUMÁRIO

INTRODUÇÃO GERAL	1
Objetivos	2
Capítulo 1	4
1.1 Introdução	4
1.1.1 Equações de Conservação	5
1.1.1.1 Equação da continuidade	5
1.1.1.2 Teorema do momento	5
1.1.1.3 Equação da energia	6
1.1.2 Modelos Multifásicos	7
1.1.3 Transporte de Espécies	10
1.1.3.1 Taxa de transferência unidirecional constante	11
1.1.3.2 Taxa de transferência de massa pelo modelo de espécies	11
1.1.3.3 Configurações do modelo de transporte de espécies	13
1.1.4 Objetivos	14
1.2 Metodologia Numérica	15
1.3 Resultados e Discussões	19
1.3.1 Teste de Independência de Malha	20
1.3.2 Modelos de Transferência de Calor	20
1.3.3 Modelos de Transferência de Massa à Taxa Constante	22
1.3.4 Modelos Hughmark e Ranz-Marshall	24
1.4 Conclusões	27
1.5 Referências Bibliográficas	28
Capítulo 2	31
2.1 Introdução	31
2.1.1 Aspectos teóricos	32
2.1.2 Seleção do secador	35
2.1.3 Propriedades físicas	37
2.1.4 Objetivos	40
2.2 Materiais e Métodos	40
2.2.1 Caracterização do café	41
2.2.2 Unidade Experimental	42
2.2.3 Secagem	44
2.3 Resultados e Discussões	45
2.3.1 Propriedades Físicas	46

2.3.2 Resultados de Secagem	48
2.4 Conclusões	54
2.5 Referências Bibliográficas	54
Capítulo 3	59
3.1 Introdução	59
3.1.1 Objetivos	60
3.2 Metodologia numérica	60
3.3 Resultados e Discussões	64
3.4 Conclusões	73
3.5 Referências Bibliográficas	74
CONCLUSÕES GERAIS	76
Sugestões para trabalhos futuros.....	77
REFERÊNCIAS	79
APÊNDICE	81

INTRODUÇÃO GERAL

O processo de secagem é uma operação muito antiga no meio industrial, e é responsável pela manutenção da perecibilidade e do equilíbrio de umidade dos materiais, além de melhorar a conservação de determinados alimentos a partir da evaporação induzida da água no material. A secagem é especialmente atuante na área agrícola, onde os produtos em questão (sementes, cereais, grãos) costumam ser altamente higroscópicos, isto é, apresentam alta capacidade de captação de umidade. Desta forma, o processo é imprescindível para o tratamento destes produtos a partir da redução de umidade. A utilização da secagem também é benéfica por diminuir consideravelmente o peso de transporte do produto, facilitando sua logística. Entretanto, o gasto com o processo de secagem é relativamente alto (GARCIA et al., 2004).

Os produtos agrícolas requerem um tempo prolongado de secagem, em consequência do elevado teor de umidade de colheita, e por isso verifica-se um consumo de energia por unidade de produto seco bastante elevado (CASTRO, 1991). Deste modo, de forma a aumentar a produtividade do processo se faz necessário prever o comportamento de variáveis, sendo estas imprescindíveis para a manutenção da qualidade das sementes, junto da mudança em parâmetros de operação, e desta forma analisar possíveis otimizações no equipamento e seus efeitos.

Entretanto, a maioria das ferramentas e dispositivos de monitoramento nos equipamentos de secagem possuem limitações. Além de imprecisões inerentes aos instrumentos, as medições realizadas no equipamento não se dão de forma integral, com as variáveis sendo medidas de maneira pontual. Desta forma, o controle das variáveis não abrange todo o sistema, limitando as análises, e, conseqüentemente, comprometendo o processo de otimização.

Concomitante às limitações instrumentais, na maioria dos projetos de secadores, as previsões para a eficiência e funcionamento do sistema, como a obtenção do comportamento da taxa e tempo de secagem, são realizadas a partir de dados experimentais que por si podem possuir erros acumulados. Sem desvalorizar o método em questão, que é válido para os cálculos das variáveis de projeto do sistema e essencial para a validação de métodos computacionais, as limitações instrumentais que são perpetuadas na utilização de suas medições para cálculos numéricos, também não completamente precisos, resultam em previsões restritas a uma imprecisão inerente ao método utilizado.

Diante disso, uma alternativa para complementar o estudo experimental da secagem, e para o monitoramento integral das variáveis do sistema de maneira precisa é a utilização da Fluidodinâmica Computacional (CFD). Este método exige apenas dados de entrada referentes às condições iniciais e de contorno do sistema, e as variáveis ao longo do tempo são calculadas a partir das equações fundamentais de conservação de massa, energia e momento. Apesar do cálculo ainda ser numérico, sua precisão pode ser útil por envolver uma formulação diferencial do sistema, solucionando as equações de conservação, a partir dos dados iniciais e de contorno, quase pontualmente por todo o sistema, além de abranger os diferentes mecanismos do sistema como troca térmica, escoamento, entre outros (XIA e SUN, 2002).

É importante salientar que as vantagens da utilização da CFD só são de fato asseguradas com uma modelagem precisa e representativa do sistema real ao integrar as equações e correlações adequadas referentes aos fenômenos do sistema. Desta forma, se faz necessário uma revisão profunda sobre o funcionamento do sistema, estudando as propriedades do material e suas interações com o ar de secagem, bem como também, um conhecimento sobre as ferramentas e modelos do *software* a ser utilizado para os cálculos numéricos. Além disso, para garantir a representatividade das simulações computacionais, o modelo numérico deve ser validado a partir da comparação de seus resultados com resultados experimentais, e analisar sua convergência (KLOSS et al., 2012).

Considerada a pertinência do assunto, outros pesquisadores também procuraram alternativas computacionais para a representação do processo de secagem em leitos. Szafran e Kmiec (2004) realizaram simulações em leito de jorro, utilizando UDFs (*User Defined Functions*) para representar a transferência de massa e calor, e UDSs (*user defined scalar*) para representar a umidade como propriedade do sistema. Encontraram bons resultados, mas os modelos utilizados não são necessariamente aplicáveis à leitos fixos, por utilizarem de variáveis como o Reynolds da partícula, que seriam sempre nulas em regime de leito fixo.

Percebe-se uma escassez de trabalhos tratando da simulação de secagem em leito fixo, apesar do assunto possuir potencial em elaborar otimizações significativas da operação em questão. Este trabalho procura desenvolver o tema, utilizando metodologias numéricas ainda pouco estudadas na literatura.

Objetivos

O objetivo deste trabalho foi o desenvolvimento de uma metodologia para a simulação computacional (CFD) da transferência de calor e massa (umidade) durante a secagem em leito fixo de grãos de cafés especiais.

O estudo foi dividido em três capítulos, cada um representando uma etapa importante para atingir o objetivo do trabalho. No primeiro capítulo foi realizada uma investigação geral sobre o comportamento do sistema na utilização de diferentes modelos numéricos disponíveis no *software* FLUEN fazendo comparações com valores experimentais da literatura. No capítulo dois, realizou-se um experimento empírico com um secador de leito fixo para a obtenção de dados experimentais de forma a posteriormente serem usados para a validação do método numérico. No terceiro capítulo, é realizada a validação da metodologia numérica a partir dos dados obtidos no segundo capítulo. Este trabalho procurou compilar os três estudos, integrando-os e formulando conclusões acerca seu propósito e perspectiva.

Capítulo 1

Neste capítulo foram estudados diferentes modelos numéricos de transferência de massa para a simulação do silo-secador de leito fixo. Os resultados de umidade foram monitorados ao longo de simulações e seus resultados foram comparados com o trabalho de Coradi et al. (2016).

1.1 Introdução

A fluidodinâmica computacional é uma ferramenta de análise de sistemas envolvendo escoamentos, transferência de calor e massa, e reações químicas, utilizando simulações computacionais. É uma ferramenta de grande alcance prático, sendo aplicável em variadas áreas da indústria e também em áreas não-industriais (VERSTEEG e MALALASEKERA, 2007).

A metodologia geral da fluidodinâmica computacional pode ser fragmentada em três etapas: pré-processamento, processamento e pós-processamento. Na etapa de pré-processamento é formulado o domínio da simulação a partir da construção da geometria junto da aplicação da malha computacional à geometria. Esta etapa é de suma importância para garantir a convergência do problema, dado que o número de células e seu formato tem influência significativa na confiabilidade e estabilidade dos resultados das simulações.

O número de células impacta diretamente na precisão dos resultados por definir o nível de refinamento da discretização do problema. Isto é, quanto mais densos os números de células numa malha, mais aproximados a resultados reais serão os resultados dos cálculos numéricos. O formato das células também é importante, onde formatos aproximados a hexaedros regulares geram uma quantidade reduzida de resíduos durante os cálculos numéricos.

Na etapa de processamento são selecionados os modelos mais adequados para representar o sistema, e são definidas as condições iniciais e de contorno do problema. A escolha dos modelos é essencial, sendo necessário uma investigação minuciosa dos fenômenos envolvidos no processo em questão. Em seguida, se dá a realização dos cálculos numéricos em um *solver*, que utiliza do método dos volumes finitos para simular os sistemas.

Por fim, no pós-processamento os resultados são tratados a partir de gráficos, dados obtidos ao longo da simulação e contornos. Estes permitem a análise integral das variáveis ao longo de todo o equipamento e são fundamentais para analisar os efeitos e comportamentos da simulação.

Desta forma, devem ser elucidadas as equações e modelos utilizados por este trabalho para a realização das simulações do silo-secador. Foram utilizadas as equações de conservação para a massa, momento e energia, o Modelo Euleriano Granular Multifásico para a representação do sistema ar-partícula e diversos modelos de transporte de espécies para a simulação da transferência de umidade entre as fases. Estas, bem como outras equações utilizadas na modelagem numérica, estão apresentadas a seguir.

1.1.1 Equações de Conservação

Fluidos são definidos como substâncias que ao sofrerem ação de uma força, ou mais especificamente, de uma tensão, reagem com uma deformação contínua, sem reações internas suficientes para sustentar e manter o equilíbrio de sua forma. O escoamento, por sua vez, se diz respeito à contínua deformação do fluido a partir das tensões aplicadas. Independentemente da natureza do escoamento, três equações são utilizadas para descrever seu comportamento. São elas a equação da continuidade, o teorema do momento, e a equação da energia (BISTAFA, 2018).

1.1.1.1 Equação da continuidade

A equação da continuidade deriva da lei de conservação de massa, que determina que, dado um volume de controle, a massa nele contida pode ser descrita pela entrada, saída, geração ou consumo desta. Desta forma, dado um volume de controle contendo um fluido que sofre uma tensão em uma superfície de controle, a conservação de massa em sua forma geral pode ser descrita pela Equação 1.

$$\int \int_{s.c.} \rho(\mathbf{v} \cdot \mathbf{n})dA + \frac{\partial}{\partial t} \int \int \int_{v.c.} \rho dV = 0 \quad (1)$$

Sendo: ρ é a densidade do fluido; \mathbf{v} é o vetor velocidade; \mathbf{n} é o vetor normal da superfície; dA é o elemento infinitesimal de área sobre a superfície de controle; V é o volume e t é o tempo. A integral de superfície representa a entrada ou saída de massa do sistema, e a integral volumétrica representa a taxa de acúmulo de massa, isto é, a geração ou consumo de massa no sistema.

1.1.1.2 Teorema do momento

O teorema do momento advém da segunda lei de Newton. A segunda lei de Newton estabelece que a força líquida aplicada a um sistema define a direção e a intensidade da taxa temporal de momento desse sistema. A taxa líquida de momento do sistema pode ser obtida entre o produto da taxa líquida de massa e do vetor velocidade v . Desta forma, obtêm-se o balanço global de momento linear do sistema, chamado também de teorema do momento, representado pela Equação 2.

$$\sum F = \iint_{s.c.} v\rho(v \cdot n)dA + \frac{\partial}{\partial t} \iiint_{v.c.} \rho v dV \quad (2)$$

As forças resultantes ($\sum F$) que atuam sob o sistema são as forças de campo e de superfície (pressão e tensões viscosas). Aplicando esta definição, bem como a diferenciação à Equação 2, é possível obter uma forma compacta geral do teorema do momento em seus termos diferenciais, representado pela Equação 3,

$$\rho \frac{\partial \vec{V}}{\partial t} + \rho \vec{V} \cdot \nabla \vec{V} = \rho \vec{g} - \nabla P + \nabla \cdot \tau_{ij} + \vec{F} \quad (3)$$

Sendo: g a força gravitacional; P a força de pressão; τ_{ij} as forças viscosas; F as forças de interação multifásica. As tensões viscosas atuantes sob o fluido devem ser modeladas para a sua utilização no teorema do momento. Uma alternativa é a utilização da definição de tensão viscosa para fluidos newtonianos e incompressíveis adotada por Navier-Stokes, relacionando-a diretamente com a viscosidade (μ), constante de proporcionalidade que mensura a taxa de deformação do fluido.

1.1.1.3 Equação da energia

A equação da energia provém da primeira lei da termodinâmica, que enuncia a lei de conservação da energia, e elucida a proporcionalidade entre o calor adicionado a um sistema e o trabalho realizado pelo sistema à sua vizinhança. Semelhantemente aos equacionamentos anteriores, o balanço da energia também pode ser tratado por meio de uma taxa de entrada e saída de energia, somada à um acúmulo de energia no volume de controle. Desta forma, a primeira lei também pode ser descrita como disposto na Equação 4 (WELTY, 2009):

$$\frac{\delta Q}{\delta t} - \frac{\delta W}{dt} = \iint_{s.c.} e\rho(v \cdot n)dA + \frac{\partial}{\partial t} \iiint_{v.c.} e\rho dV \quad (4)$$

Sendo: Q o calor transferido; W o trabalho; e a energia por unidade de massa. Considerando que os efeitos da tensão normal são proporcionais à soma de efeitos da pressão e de efeitos viscosos e substituindo o trabalho de eixo (W_s), escoamento e cisalhamento (W_μ) na equação, a equação da energia é obtida assim como descrito pela Equação 5 (WELTY, 2009).

$$\frac{\delta Q}{\delta t} - \frac{\delta W_s}{dt} = \iint_{s.c.} \left(e + \frac{P}{\rho} \right) \rho (v \cdot n) dA + \frac{\partial}{\partial t} \iiint_{v.c.} e \rho dV + \frac{\partial W_\mu}{\partial t} \quad (5)$$

O termo de energia ‘ e ’ engloba a energia interna, energia cinética e a energia potencial do sistema. De forma a simplificar o equacionamento é possível adotar as hipóteses de trabalho de eixo nulo, movimentação macroscópica nula, meio homogêneo e propriedades físicas constantes (incompressível). Com isso, a energia total pode ser definida em função da entalpia, pressão e volume do sistema.

1.1.2 Modelos Multifásicos

Um escoamento é dado como multifásico quando o movimento médio de um determinado material é distinto dos demais que compõem o escoamento, resultando em interações características que influenciam no comportamento do fluido. Muitos escoamentos presentes na natureza e na indústria apresentam este comportamento multifásico e, por isso, com os avanços na fluidodinâmica computacional, alguns modelos surgiram de forma a reproduzir o comportamento apresentado pelos escoamentos multifásicos. Estes, são chamados Modelos Multifásicos.

Os sistemas bifásicos podem ser modelados seguindo duas diferentes abordagens de modelos multifásicos. A abordagem Euler-Lagrange ou Lagrangeana, e a abordagem Euler-Euler ou Euleriana. A aproximação Euler-Lagrange é mais apropriada para problemas com baixa concentração da fase dispersa, visto que é aplicado um balanço de força em cada partícula do sistema. Dessa forma, para grandes quantidades de partículas, seu custo computacional é comumente maior que para as modelagens Eulerianas, dado que há um monitoramento de cada partícula com sua própria posição, velocidade, propriedades, etc. (LIMA e ROCHA, 1998).

Em contraste, a abordagem Euleriana considera o particulado como um fluido, e a fase sólida e fluida se interpenetram adicionando ao problema uma propriedade de fração volumétrica, que define a quantidade de particulado em dada posição. As equações de continuidade são aplicadas simultaneamente nas frações volumétricas das fases (SANTOS, 2011).

O *software* FLUENT apresenta três modelos multifásicos distintos que seguem a aproximação Euleriana, sendo estes: Modelo Volume de Fluido (*Volume of Fluid* - VOF), Modelo de Mistura (*Mixture*) e Modelo Euleriano (Eulerian).

- O Modelo de Volume de Fluido é geralmente utilizado em problemas de duas fases imiscíveis entre si, onde a interface entre elas é bem definida. Neste, as equações de conservação são compartilhadas pelos fluidos. Esta modelagem é normalmente empregada para superfícies livres em tanques agitados, movimento de grandes bolhas em líquidos, *air cores* em hidrociclones, etc. (VIEIRA, 2006).
- Modelo de Mistura é utilizado para duas ou mais fases, sendo estas consideradas fluidos interpenetrantes. O modelo calcula a equação do momento para a mistura, e a partir de velocidades relativas descreve a fase dispersa. Por utilizar as equações de transporte separadamente entre as fases, sua utilização é aconselhada apenas para sistemas com fração volumétrica de fase dispersa abaixo de 10% (VIEIRA, 2006).
- A Modelagem Euleriana Granular Multifásica ou Modelo Euleriano, o mais complexo entre os modelos. É bastante utilizado e difundido como um bom modelo para sistemas particulados, em especial os leitos fluidizados e de jorro (SANTOS, 2011). A representação da equação da continuidade e do momento em termos do número de fases do sistema, assim como é realizado para o Modelo Euleriano, pode ser observada nas Equações 6 e 7. A conservação de energia é semelhantemente descrita em termos das frações volumétricas do sistema, assim como descrito pela Equação 8 (ANSYS, 2018).

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q \rho_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q) = \sum_{p=1}^n (m_{pq} - m_{qp}) + S_q \quad (6)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q \rho_q \vec{v}_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q \vec{v}_q) = -\alpha_q \nabla P + \nabla \cdot \bar{\bar{\tau}} + \alpha_q \rho_q \vec{g} + \sum_{p=1}^n (\vec{R}_{pq} + \dot{m}_{pq} \vec{v}_{pq} - \dot{m}_{qp} \vec{v}_{qp}) + \sum \vec{F}_q \quad (7)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q \rho_q h_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q h_q) = \alpha_q \frac{dP_q}{dt} + \bar{\bar{\tau}}_q : \nabla \vec{v}_q - \nabla \cdot \vec{q}_q + S_q + \\ + \sum_{p=1}^n (Q_{pq} + \dot{m}_{pq} h_{pq} - \dot{m}_{qp} h_{qp}) - \nabla \cdot \sum_i h_{i,q} \vec{J}_{q,i} \end{aligned} \quad (8)$$

Sendo: p, q os subíndices da fase; α_p a fração volumétrica da fase p; h_q a entalpia específica da fase q; v_q a velocidade da fase q; m_{pq} a taxa de transferência de massa entre as fases p e q; S_q termo de geração/consumo; $\bar{\bar{\tau}}$ o tensor tensão-deformação; \vec{R}_{pq} a força de

interação entre as fases; \vec{v}_{pq} a velocidade interfacial; \vec{F}_q o somatório de forças atuantes na fase q; Q_{pq} a taxa de transferência de calor entre as fases p e q; q_q o fluxo de calor da fase q; $J_{q,i}$ o vetor de fluxo mássico difusivo da espécie i na fase q.

O termo S_q tem valor nulo quando não há geração ou consumo de massa por reações ou qualquer outro mecanismo. Os termos de transferência de massa (m_{pq}) e fluxo mássico difusivo ($J_{q,i}$) entre as fases representam a geração de massa, momento e calor causados pelos fenômenos de transferência de massa. Esses valores são calculados a partir dos modelos de espécie, discutidos no item 1.1.3, e podem ser incluídos ou desprezados a partir das configurações do modelo de espécies, discutidas no item 1.3.3.3, mais especificamente as configurações de *Thermal Diffusion*, *Diffusion Energy Source* e *Inlet Diffusion*.

É importante destacar que, para as forças atuantes na fase, utilizadas no balanço de momento, estão incluídas as forças externas, de arraste, massa virtual, dispersão turbulenta e deslizamento na parede.

A taxa de transferência de calor entre as fases é calculada a partir da Equação 9, análoga à Lei de Fourier. A troca de calor entre as fases pode ser modelada por um valor constante do coeficiente global de transferência de calor (H), calculado a partir da Equação 10, utilizada para fluxo de ar perpendicular à uma camada de sólido granular (McCabe, 1993). O coeficiente também pode ser calculado pela Equação 11 pelo fornecimento de um valor constante do adimensional de Nusselt (Nu) ou por modelos disponibilizados pelo FLUENT, Ranz-Marshall e Hughmark, descritos, respectivamente, pelas Equações 12 e 13.

$$Q_{pq} = HA_i(T_p - T_q) \quad (9)$$

$$H = 24,2G^{0,37} \quad (10)$$

$$H = \frac{\kappa_q Nu_p}{d_p} \quad (11)$$

$$Nu_p = 2,0 + 0,6 Re_p^{1/2} Pr^{1/3} \quad (12)$$

$$Nu_q = \begin{cases} 2 + 0,6 Re_q^{1/2} Pr_q^{1/3} & 0 \leq Re_q < 776,06 & 0 \leq Pr_q < 250 \\ 2 + 0,27 Re_q^{0,62} Pr_q^{1/3} & 776,06 \leq Re_q & 0 \leq Pr_q < 250 \end{cases} \quad (13)$$

Sendo: G o fluxo mássico de ar; A_i a área interfacial entre as fases; T_p a temperatura da fase p ; κ_q a condutividade térmica da fase q ; d_p o diâmetro equivalente da fase p ; Re_p o adimensional de Reynolds da fase p ; Pr o adimensional de Prandtl da fase q ;

Um parâmetro importante em simulações de materiais granulares imersos em um fluido é a força de arraste, relacionada às interações entre o particulado e o fluido. O *software* FLUENT apresenta diversos métodos para a simulação deste parâmetro. Considerando o equipamento de leito fixo estudado por este trabalho, as interações de arraste podem ser desprezadas uma vez que a fase sólida permanece estática em um volume definido. Desta forma, nenhum modelo foi utilizado para o parâmetro de arraste, e o leito é usado apenas na transferência de calor e espécie. Para a estabilização dos cálculos numéricos, foi habilitada a configuração de leito empacotado disponibilizada pelo FLUENT, junto da configuração de valores fixos nulos para a velocidade da fase sólida. A modelagem de leito fixo pela configuração de leito empacotado foi estudada por Mateus e Petri (2021, no prelo).

1.1.3 Transporte de Espécies

Objetivando a simulação do processo de secagem, se faz necessária a utilização de modelos que integrem à ambas as fases, sólida e fluida, a propriedade de umidade. Ademais, tal modelagem deve permitir o cálculo do transporte da umidade de uma fase a outra, dado um gradiente de concentração entre estas. Para tal, existe a alternativa da utilização de UDSs (*User Defined Scalars*), onde adiciona-se uma propriedade variável e mensurável ao sistema, permitindo sua integração em uma modelagem adicional de transferência de massa e calor a partir de UDFs (*User Defined Function*), assim como proposto por Szafran e Kmiec (2004)

A utilização da UDF, por sua vez, permite a implementação de qualquer comportamento para a taxa difusiva, seja em função de variáveis do sistema, ou seguindo funções pré-determinadas experimentalmente.

A transferência de massa de espécies generalizada utiliza das equações de conservação, incluindo a equação de transporte apresentada na Equação 14, desconsiderando as taxas de geração por reação química (ANSYS, 2018). A equação de transporte é a única das equações de conservação que é alterada com a inclusão do modelo de espécies. As equações de energia e momento incluem os efeitos da transferência de massa de espécies com os termos geracionais de transferência de massa citados nas Equações 7 e 8.

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_q \alpha_q y_{q,i}) + \nabla(\rho_q \alpha_q \vec{v}_q y_{q,i}) = -\nabla \alpha_q J_{q,i} + \sum_{p=1}^n \dot{m}_{pq} \quad (14)$$

A modelagem da umidade a partir da utilização do transporte de espécies é disponibilizada pelo *software* FLUENT. O modelo de espécies permite a adição de uma ou mais substâncias a materiais do sistema e aplicar as equações de conservação individualmente para cada espécie, permitindo também o cálculo do transporte destas entre as fases do sistema com sua aplicação em simulações envolvendo modelos multifásicos.

No caso do problema em questão, é necessária a utilização de apenas uma espécie (água), entre duas fases, o particulado, e o ar de secagem. O transporte da água entre as fases pode ser modelado de diversas maneiras, em especial, através de uma taxa constante unidirecional, transferência de massa de espécies generalizada ou uma taxa prescrita por UDF.

1.1.3.1 Taxa de transferência unidirecional constante

A modelagem por taxa constante unidirecional especifica um valor constante para a transferência da espécie em unidades de 1/s, este valor é chamado de taxa de encolhimento (r), e refere-se a uma medida semelhante a redução de diâmetro em uma gota de líquido. A taxa de transferência de massa entre as fases se relaciona com r a partir da Equação 15 (ANSYS, 2018). Este modelo será referenciado neste trabalho como modelo *Constant*.

$$\dot{m}_{pq} = r \alpha_p y_{p,i} \rho_q \quad (15)$$

Sendo: α_q a fração volumétrica da fase q ; $y_{p,i}$ a fração mássica da espécie i na fase p ; ρ_q a densidade da fase q .

1.1.3.2 Taxa de transferência de massa pelo modelo de espécies

A taxa de transferência de massa das espécies entre as fases é obtida como uma função do gradiente de massa da espécie entre as fases, assim como descrito pela Equação 16 (ANSYS, 2018).

$$\dot{m}_{pq} = k_{pq} A_i (K_{qip}^p \rho_{p,j} - \rho_{q,i}) \quad (16)$$

Sendo: k_{pq} o coeficiente de transferência de massa volumétrico; K_{qip}^p a razão de equilíbrio entre as concentrações mássicas; A_i a área da interface; $\rho_{p,j}$, $\rho_{q,i}$ as concentrações mássicas das espécies j e i nas fases p e q .

A razão de equilíbrio é obtida a partir de modelos de equilíbrio. Existem três possíveis modelagens para o equilíbrio do sistema, sendo eles utilizando a Lei de Raoult, Lei de Henry, e a Razão de Equilíbrio. Nesta última, a razão é especificada como um valor constante ou variável a partir de UDFs.

De acordo com o manual teórico do *software* FLUENT (ANSYS, 2018), a razão de equilíbrio pode ser especificada em termos das concentrações mássicas, concentrações molares ou frações mássicas. Utilizando de sua definição por frações mássicas, a razão de equilíbrio é definida pela Equação 17, e relacionada com a razão de equilíbrio pelas concentrações mássicas a partir da Equação 18.

$$K_{qipi}^y = \frac{(\rho_{q,i} / \rho_q)}{(\rho_{p,j} / \rho_p)} \quad (17)$$

$$K_{qipi}^\rho = \frac{\rho_q}{\rho_p} K_{qipi}^y \quad (18)$$

Sendo: K_{qipi}^y a razão de equilíbrio para frações mássicas.

Na modelagem por razão de equilíbrio, também é necessária a modelagem dos coeficientes de transferência de cada fase ou de um coeficiente equivalente a ambas as fases chamado de *overall*. Os coeficientes de transferência de massa de cada fase podem ser definidos por meio de valores constantes (chamado neste trabalho de modelo *Species - Constant*), a partir de submodelos ou por meio de UDFs. De forma geral, eles são definidos pela Equação 19 (ANSYS, 2018).

$$k_q = \frac{Sh_q D_q}{L_q} \quad (19)$$

Sendo: k_q o coeficiente de transferência de massa da fase q ; Sh_q o número de Sherwood para a fase q ; D_q a difusividade da fase q ; L_q o comprimento característico da fase q .

Desta forma, os submodelos são utilizados para a determinação do Número de Sherwood, sendo eles: valor constante, modelo Ranz-Marshall e modelo Hughmark. O valor constante permite a entrada de um valor constante para o número de Sherwood, chamado neste trabalho de *Species - Sherwood*. O modelo Ranz-Marshall, normalmente utilizado para a obtenção do coeficiente de transferência de calor, pode ser usado para obter o coeficiente de transferência de massa substituindo o número de Prandtl pelo número de Schmidt (Sc_q e Sc_p), assim como

demonstrado pela Equação 20, estando definidos os números de Schmidt e Reynolds (Re_q e Re_p) nas Equações 21 e 22, respectivamente,

$$Sh_q = 2 + 0.6Re_q^{1/2} Sc_q^{1/3} \quad (20)$$

$$Sc_q = \frac{\mu_q}{\rho_q D_q} \quad (21)$$

$$Re_q = \frac{\rho_q |\vec{V}_q - \vec{V}_p| d_p}{\mu_q} \quad (22)$$

Onde,

$|\vec{V}_q - \vec{V}_p|$ = magnitude da velocidade relativa entre as fases q e p

O submodelo de Ranz-Marshall é aplicável para as condições mostradas a seguir.

$$0 \leq Re_q < 200$$

$$0 \leq Sc_q < 250$$

O submodelo de Hughmark também é análogo a seu modelo para a obtenção do coeficiente de transferência de calor. Este é aplicável a condições mais abrangentes para o Número de Reynolds, assim como demonstrado a seguir na Equação 23.

$$Sh_q = \begin{cases} 2 + 0.6Re_q^{1/2} Sc_q^{1/3} & 0 \leq Re_q < 776.06 & 0 \leq Sc_q < 250 \\ 2 + 0.27Re_q^{0.62} Sc_q^{1/3} & 776.06 \leq Re_q & 0 \leq Sc_q < 250 \end{cases} \quad (23)$$

Com o valor da razão de equilíbrio, bem como definidos como constantes e especificados os valores dos coeficientes de transferência específicos de cada fase, o coeficiente de transferência de massa volumétrico também pode ser obtido pela Equação 24 (ANSYS, 2018).

$$k_{pq} = \frac{k_p + k_q K_{qip}^p}{k_q k_p} \quad (24)$$

A partir da configuração *overall*, o valor do coeficiente de transferência de massa volumétrico pode ser definido diretamente como um valor constante ou variável a partir de UDFs, não sendo necessárias as definições e modelagens individuais para cada fase.

1.1.3.3 Configurações do modelo de transporte de espécies

Dentro do modelo de transporte de espécies, o *software* FLUENT disponibiliza quatro opções adicionais para a modelagem, sendo estas a *Inlet Difusion*, *Difusion Energy Source*, *Full Multicomponent Difusion*, e *Thermal Difusion*.

- A opção *Inlet Difusion* inclui o efeito difusivo na região de contorno de entrada do sistema. Tal pode alterar os resultados pois somente o efeito convectivo é considerado nas configurações predefinidas. Desta forma, ao incluir os efeitos difusivos na entrada do sistema, a perda ou o ganho de massa pode aumentar significativamente dependendo das condições de contorno (ANSYS, 2018).
- *Difusion Energy Source* inclui o transporte de entalpia das espécies nas equações de conservação de energia. Tal configuração é habilitada no modelo de espécies por definição, por representar efeitos significativos nos campos de entalpia. Desta forma, se mostra imprescindível para o monitoramento eficaz da umidade e temperatura na secagem (ANSYS, 2018).
- A modelagem por *Full Multicomponent Difusion* utiliza das equações de Maxwell-Stefan para obter o fluxo mássico difusivo. Com esta configuração desabilitada, o *software* calcula o fluxo mássico difusivo utilizando a hipótese de meio diluído, permitindo a utilização da Lei de Fick. Para casos em que a hipótese não é válida, a utilização desta configuração se faz necessária (ANSYS, 2018)
- Na opção *Thermal Difusion*, são aplicados coeficientes de difusão térmica para diferenciar a velocidade de difusão de espécies com diferentes pesos moleculares, onde moléculas mais pesadas difundem mais lentamente. No caso da secagem, onde a difusão de espécie estudada é apenas a da água para o ar de secagem, a diferenciação não se faz necessária (ANSYS, 2018)

O modelo de espécies pode ser utilizado não somente para seu transporte, mas também para a simulação de reações químicas. No escopo deste trabalho, objetivou-se somente o estudo das configurações do modelo de transporte de espécies.

1.1.4 Objetivos

De maneira geral, os objetivos desta etapa do trabalho foram de realizar uma investigação geral sobre o comportamento do sistema utilizando diferentes modelos numéricos disponíveis no *software* FLUENT, em especial os modelos para o transporte de massa entre as fases.

Como objetivos específicos, foram realizadas duas etapas de simulações para testar os modelos de transferência de massa. Na primeira, usando o modelo de transferência de massa constante, foram testadas as configurações do modelo de espécies: *None*, *Inlet Diffusion*, *Diffusion Energy Source*, *Full Multicomponent Diffusion*, e *Thermal Diffusion*. Na segunda, foram testados os diferentes submodelos para a razão de equilíbrio: Ranz-Marshall, Hughmark, Sherwood-Number ou *constant*. Não somente, também foi analisado para os modelos *Species – Constant*, *Species - Sherwood*, Hughmark e Ranz-Marshall o efeito do valor de razão de equilíbrio, e para os modelos *Species – Constant* e Ranz-Marshall o efeito da difusividade da água no sólido. Os resultados foram comparados com valores obtidos na literatura e foi observado a validade de cada um.

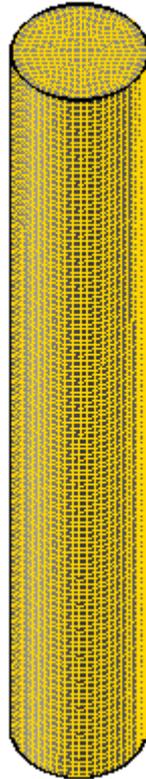
1.2 Metodologia Numérica

A unidade de secagem foi construída de acordo com o protótipo de silo-secador de soja desenvolvido por Coradi e Lemes (2018), que consiste em um equipamento cilíndrico de 1,5 m de altura e 0,2 m de diâmetro. Para a reprodução do equipamento de forma representativa foi necessária a formulação de uma geometria fiel às suas dimensões, bem como uma malha computacional com número de células suficiente. Além disso, o formato das células deve ser o regular possível, construídas a partir do *software* GAMBIT (VERSTEEG e MALALASEKERA, 2007). O *software* GAMBIT foi escolhido por permitir a construção da malha computacional de maneira mais precisa e manual, que facilitou a obtenção de malhas aproximadamente regulares.

Para a construção da geometria e malha computacional no *software* GAMBIT, considerou-se a altura das partículas no interior do silo-secador, cuja quantidade foi definida, considerando o extenso número de simulações, como aproximadamente um quarto de toda sua extensão. Essa quantidade visava a redução dos custos computacionais, pela definição da altura de partículas de 37,25 m. Com isso o volume foi fracionado na altura indicada, definindo o menor volume como aquele que conterá as partículas nas etapas de processamento e pós-processamento.

Em virtude da geometria cilíndrica, a formação de células regulares em toda a extensão do equipamento é impossibilitada. Por essa razão, elas foram confeccionadas de maneira aproximadamente regular, com formato aproximado ao hexaédrico, e de dimensões homogêneas por todo o equipamento. A malha computacional resultante pode ser observada na Figura 1.1.

Figura 1.1 – Malha computacional



Fonte: Do autor (2021).

Para garantir a funcionalidade da malha, foi realizado um teste de independência de malha, no qual a malha computacional inicial de 210.734 células foi refinada e simplificada em outras três, de 80.640, 384.079 e 717.120 células. Estas serão denominadas, para fins de simplificação, como 200k, 80k, 300k e 700k, respectivamente.

O teste de independência de malha compara os resultados a serem monitorados na simulação entre malhas de diferentes números de célula, com o objetivo de inferir sua influência nos resultados. Trata-se de uma análise de extrema importância, por permitir a identificação da eficácia de uma malha, bem como apresentar possibilidades de simplificação sem perda de confiabilidade.

Este teste foi realizado utilizando o modelo de taxa de transferência de massa constante, segundo o parâmetro de umidade das partículas como comparativo entre as malhas.

A simulação foi configurada utilizando as propriedades físicas, condições iniciais, de contorno, definidos na Tabela 1.1. Demais parâmetros e modelos numéricos utilizados estão apresentados na Tabela 1.2. O coeficiente de massa apresentado foi calculado a partir da curva experimental de secagem de Coradi et al. (2016), e o valor de umidade deve ser definido em base úmida, dado que essa propriedade é definida no *software* como fração mássica. O valor de

umidade do ar de secagem não foi disponibilizado no trabalho de Coradi et al. (2016), e, desta forma, pressupôs-se um valor de zero.

Tabela 1.1 – Propriedades físicas do sólido e condições de contorno utilizadas.

Propriedades do Sólido		Referência
Densidade (ρ)	791,21 kg/m ³	Krzyzanowski et al., 2016
Calor específico (c_p)	1856 J/kg K	Azadbakht et al., 2013
Condutividade térmica (k)	0,038 W/m K	Azadbakht et al., 2013
Diâmetro das partículas (d_p)	0,01 m	Coradi e Lemes, 2019
Limite de empacotamento (ε)	0,5236	Coradi e Lemes, 2019
Difusividade da água em soja	1 10 ⁻¹³ m ² /s	
Difusividade da água em ar	2,60 10 ⁻⁵ m ² /s	Bergman et al., 2011

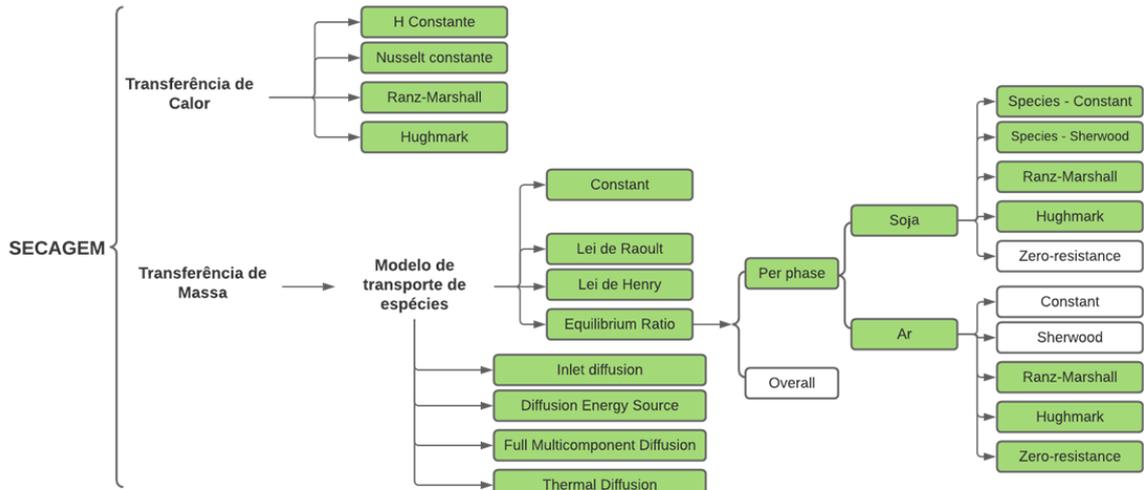
Tabela 1.2 - Condições de contorno da simulação.

Condições de Contorno		Referência
Pressão de operação	<i>101.325 Pa</i>	
Umidade do sólido	<i>0,1558 b.u.</i>	Coradi et al., 2016
Umidade do ar	<i>0</i>	
Temperatura do sólido	<i>23°C</i>	Coradi e Lemes, 2019
Temperatura do ar (<i>inlet</i>)	<i>90°C</i>	Coradi e Lemes, 2019
Velocidade do ar (<i>inlet</i>)	<i>0,35 m/s</i>	Coradi e Lemes, 2019
Coef. de Transferência de Calor (H_y)	<i>193,86 W/m²K</i>	Eq. 10
Taxa de encolhimento (r)	<i>1,092 10⁻⁴ 1/s</i>	Coradi e Lemes, 2019
Número de Sherwood (Sh_q)	<i>1964,64</i>	
Const. Transf. Massa da Fase Sólida (k_q)	<i>1,9646 10⁻⁸ m/s</i>	Eq. 19
Razão de Equil. Inicial entre Conc. Mássicas ($K^{P_{qipi}}$)	<i>15585,65</i>	Eq. 18
Coeficientes de Relaxação	<i>Pressure = 0,3</i>	Petri et al, 2009
	<i>Momentum = 0,1</i>	
	<i>Energy = 0,1</i>	
	<i>PRESTO!</i>	
	<i>First Order Upwind</i>	Petri et al, 2009
	<i>First Order Upwind</i>	
Acoplamento Pressão-Velocidade	<i>SIMPLE</i>	
Modelo Multifásico	<i>Euleriano</i>	

As simulações foram realizadas a partir de diversos modelos, e seus resultados foram analisados e comparados com valores experimentais obtidos da secagem de grãos de soja em um forno de convecção forçada por Coradi et al. (2016). Os modelos fornecidos pelo *software*

FLUENT para a transferência de calor e massa estão apresentados no diagrama da Figura 1.2. Ressalta-se que os modelos que foram testados estão demarcados em verde. No trabalho em questão, os grãos são dispostos em suportes de alumínio onde são secos pela passagem de ar quente (75, 90 e 105 °C). Para garantir comparabilidade, os dados de umidade utilizados foram os do ensaio de 90°C.

Figura 1.2 - Diagrama dos modelos utilizados.



Fonte: Do autor (2021).

Para a modelagem de transferência de calor foi utilizado o coeficiente de transferência de calor constante (*H Constant*). O estudo da transferência de calor em silo secador na modelagem Euleriana Granular em configuração *packed bed* foi estudado por Mateus e Petri (2021, no prelo), e a utilização do coeficiente de transferência de calor constante obteve bons resultados em comparação à outras modelagens. Além disso, neste trabalho também foram avaliados os modelos Ranz-Marshall, Hughmark e Nusselt constante.

Para a modelagem da transferência de massa da água na fase sólida (soja) para a fase fluida (ar), os métodos testados que implicam comportamentos constantes foram: *Constant*, *Species – Sherwood* e *Species – Constant*. Estes modelos utilizam dos seguintes parâmetros de entrada, respectivamente: taxa de encolhimento (r), que representa a taxa de transferência de massa em 1/s; Número de Sherwood para a fase sólida (Sh); Constante de transferência de massa da fase sólida (k_q). Os modelos de transferência de massa utilizados que não necessariamente implicam em taxas constantes, foram os modelos Ranz-Marshall e Hughmark. Estes, não necessitam de entradas, por utilizarem as variáveis da simulação para os cálculos.

As quatro configurações do modelo de espécie, *inlet diffusion*, *diffusion energy source*, *full multicomponent diffusion* e *thermal diffusion* foram testados utilizando a modelagem *Constant* para verificar suas influências nos resultados.

Em seguida, foi observado o efeito do valor da razão de equilíbrio (K_{qipi}^p) nas simulações que utilizam do modelo de transferência de massa por espécie (*Species-Constant*, *Species-Sherwood*, Ranz-Marshall e Hughmark). Para a modelagem da razão de equilíbrio, podem ser utilizados os modelos Lei de Raoult, Lei de Henry e *Equilibrium Ratio*, dentre os quais a Lei de Raoult e Lei de Henry não convergiram para o sistema em questão. Por conseguinte, os testes de razão de equilíbrio foram utilizados com a modelagem de *Equilibrium Ratio* a partir de um valor de razão de equilíbrio constante em termos de frações mássicas.

É importante salientar que, para o modelo de *Equilibrium Ratio* foram utilizados os submodelos *Species – Constant*, *Species - Sherwood*, Ranz-Marshall e Hughmark para a espécie sólida (soja), enquanto que para a espécie fluida (ar) foram utilizados apenas os modelos de Ranz-Marshall, Hughmark e *Zero-resistance*.

De acordo com as Equações 17 e 18, o parâmetro de razão de equilíbrio depende dos valores de umidade das fases sólida e fluida, e, por isso, necessariamente varia ao longo da simulação. Desta forma, se faz necessária a análise dos efeitos de sua mudança nos resultados, a fim de verificar se é necessária a utilização de uma UDF para o cálculo contínuo da razão de equilíbrio ao longo da simulação. Dito isso, foram avaliados os valores de razão de equilíbrio de 0,1558 e 1558,565 para *Species-Sherwood* e *Species – Constant*, e 1558,565 e 15585,65 para Ranz-Marshall e Hughmark. Os valores escolhidos de razão de equilíbrio foram propositalmente extremos para a análise de sua influência nos resultados. Para Ranz-Marshall e Hughmark foram utilizados, também, a modelagem de resistência zero para a fase do ar (*Zero-resistance*).

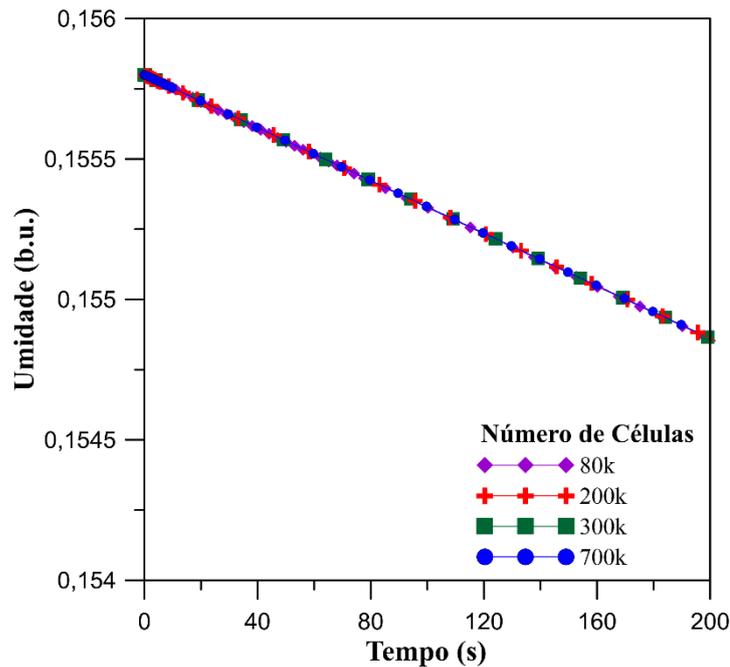
Adicionalmente, ao modelo Ranz-Marshall e *Species – Constant* foram testados quatro valores adicionais da difusividade do café para observar seu efeito nos resultados, dado que é um valor que influencia diretamente nas resistências de cada fase calculadas pelo modelo de acordo com a Equação 19. Foram utilizados os valores: 10^{-9} e 10^{-11} , sendo estes valores comuns para produtos agrícolas, e, adicionalmente, 10^{-13} , e 10^{-25} m²/s. Não houve diferença significativa para os valores de 10^{-9} , 10^{-11} , e 10^{-13} , e por isso o valor utilizado para as demais simulações foi de 10^{-13} , no qual a convergência numérica aparentou mais rápida.

1.3 Resultados e Discussões

1.3.1 Teste de Independência de Malha

O teste de independência de malha foi realizado com as malhas 80k, 200k, 300k e 700k mencionadas na seção 2.2 utilizando do modelo de taxa constante para a transferência de massa. O resultado para a umidade, variável de interesse, para as três malhas está apresentado na Figura 1.3.

Figura 1.3 - Variação de umidade com o tempo para o teste de independência de malha.



Fonte: Do autor (2021).

Observou-se que o comportamento da variável analisada não variou mesmo com as diferenças significativas em volumes finitos utilizados nas simulações. Tal resultado indica uma regularidade padrão ao modelo de taxa de transferência de massa constante, e permite a utilização de malhas menos refinadas para a obtenção de resultados otimizados quanto ao tamanho de células.

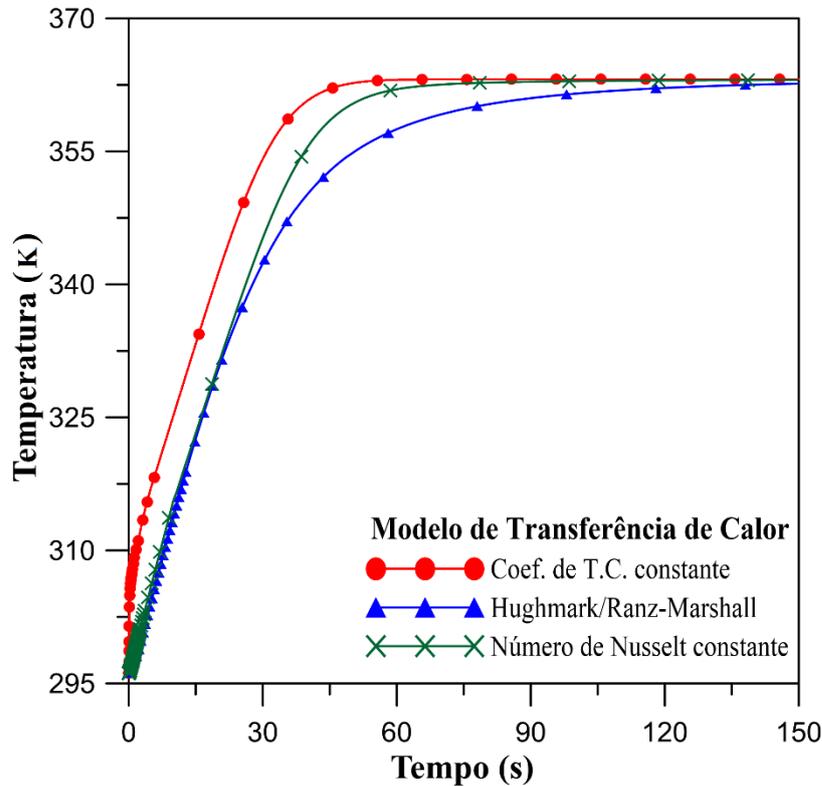
Ainda assim, a malha utilizada foi a 200k, considerando que o teste de independência de malha para o modelo de taxa de transferência de massa constante não necessariamente abrange outros modelos.

1.3.2 Modelos de Transferência de Calor

As quatro diferentes modelagens de transferência de calor, coeficiente de transferência de calor constante, número de Nusselt constante e modelos de Hughmark e Ranz-Marshall,

foram testadas para analisar seus efeitos nos resultados de aquecimento da partícula. Os resultados de temperatura em função do tempo para os modelos citados podem ser observados na Figura 1.4.

Figura 1.4 – Cinética de aquecimento das partículas para diferentes modelos.



Fonte: Do autor (2021).

De forma geral, o comportamento entre os modelos foi semelhante, com aquecimento acelerado, e todo o sistema se encontrava em equilíbrio térmico em cerca de dois minutos de simulação para os três modelos. Ainda assim, o modelo de coeficiente de transferência de calor constante obteve o aquecimento mais acelerado, seguido pelo número de Nusselt, e por fim os modelos de Hughmark e Ranz-Marshall, que apresentaram comportamento análogo, e por isso, foram apresentados em conjunto.

Os resultados sugerem que, mesmo com a mudança de modelos de transferência de calor, seu comportamento não muda significativamente. Nas simulações seguintes foi utilizado o modelo de coeficiente de transferência de calor constante, se tratando do menos complexo. Para o retardamento do aquecimento, poder-se-ia inserir condições de contornos não ideais com perda de calor constante nas paredes e na saída do equipamento. Essas condições simulariam o contato com a temperatura ambiente. O mesmo comportamento de aquecimento acelerado foi

observado para o Modelo Euleriano Multifásico Granular com configuração *packed bed* habilitada por Mateus e Petri (2021, no prelo).

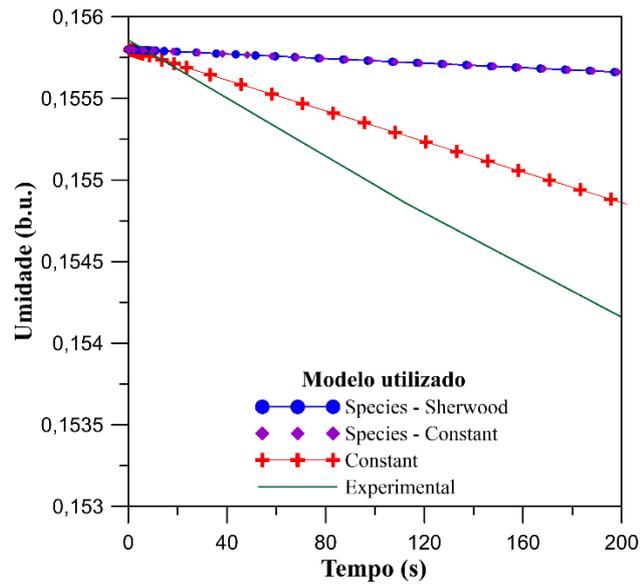
1.3.3 Modelos de Transferência de Massa à Taxa Constante

Foram comparados os resultados de umidade para três modelos de variação constante da umidade: taxa de transferência de massa constante (*Constant*), coeficiente de transferência de massa constante (*Species – Constant*) e número de Sherwood (*Species – Sherwood*). Vale ressaltar que os dois últimos são diferentes submodelos do modelo de transferência de massa por espécie, assim como os modelos Hughmark e Ranz-Marshall.

Para o modelo de taxa de transferência de massa constante (*Constant*), foram testadas as quatro configurações do modelo de espécies, *Inlet Diffusion*, *Diffusion Energy Source*, *Full Multicomponent Diffusion*, e *Thermal Diffusion*. O resultado de umidade para as quatro configurações foi idêntico. Ademais, percebeu-se que o parâmetro de difusividade da água no sólido não influenciou nos resultados de secagem para o modelo *Constant*, o que sugere que este define a transferência de massa independentemente dos parâmetros da simulação como: gradiente de concentração, difusividade da espécie nas fases e temperatura. O resultado sugere também que o termo difusivo ($J_{q,i}$) da Eq. 14 é considerado nulo, dado que o modelo fornece a taxa de transferência de massa somente a partir do termo convectivo (\dot{m}_{pq})

Os resultados de umidade em função do tempo para os três modelos (*Constant*, *Species - Constant* e *Species - Sherwood*) podem ser observados na Figura 1.5. Por meio desta, é possível perceber que os três modelos subestimaram a taxa de secagem, apresentando umidades maiores que os valores experimentais. Houve diferença considerável, entretanto, entre os modelos *Species – Constant*, *Species – Sherwood* e o modelo *Constant*. Ambos os modelos de espécie apresentaram resultados equivalentes entre si, e subestimaram a taxa de secagem mais intensamente que o modelo de taxa constante.

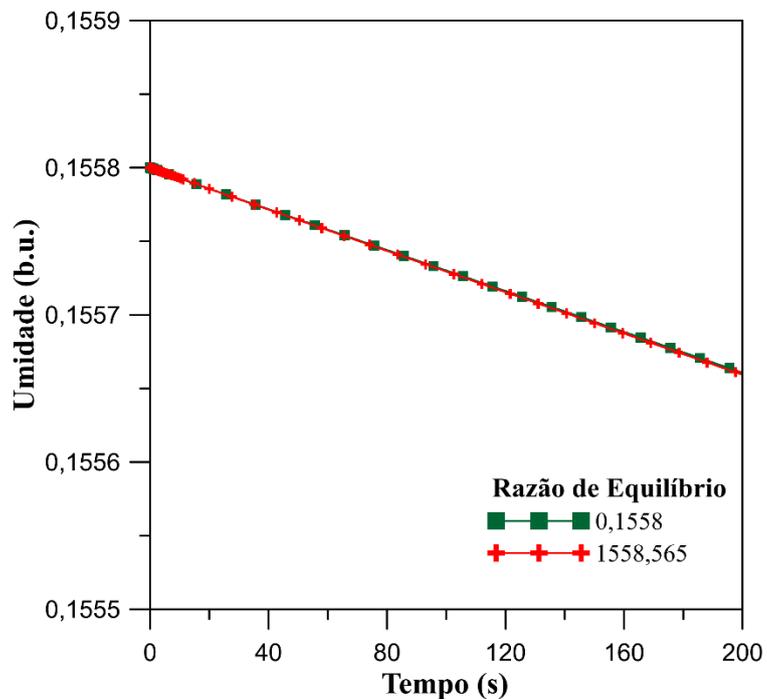
Figura 1.5 - Variação de umidade com o tempo para os modelos de comportamento constante.



Fonte: Do autor (2021).

De forma a melhor compreender o comportamento obtido no modelo de espécies, o parâmetro de razão de equilíbrio foi analisado em dois valores amplamente diferentes pela Figura 1.6.

Figura 1.6 – Variação de umidade com o tempo para o modelo *Species - Sherwood* em diferentes razões de equilíbrio.



Fonte: Do autor (2021).

O comportamento observado na Figura 1.6 indica que a mudança da razão de equilíbrio não causou mudanças no comportamento da secagem. Este foi observado para ambos modelos *Species – Sherwood* e *Species – Constant*, indicando-os como modelos de comportamento análogo. De fato, ambos modelos utilizam de parâmetros dependentes entre si, de forma que a mudança num parâmetro acarreta necessariamente na mudança proporcional do outro, assim como explicitado nas Equações 23 e 24.

Para elucidar a ausência de influência da razão de equilíbrio nos resultados do modelo *Species - Sherwood*, uma hipótese é que o valor assinalado para o adimensional de Sherwood resultou em um coeficiente de transferência de massa do sólido (k_q) pequeno o suficiente em relação ao do fluido (k_p) tal que o valor do coeficiente de transferência de massa volumétrico (k_{pq}) não dependa, significativamente, da razão de equilíbrio. O mesmo acontece para o modelo *Species – Constant* com a especificação de um coeficiente de transferência de massa pequeno o suficiente. Essa relação pode ser melhor observada a partir da Equação 24.

A fim de garantir maior compreensão acerca do comportamento obtido no modelo de taxa de transferência *Constant*, que resultou em maior taxa de secagem que os demais modelos, é possível que o valor da área de contato entre as fases seja subestimado para o Modelo Euleriano Granular Multifásico. Isso porque eles não consideram imperfeições ou poros das partículas. Superfícies irregulares e poros aumentam a área superficial de uma partícula, e por conseguinte, a área de contato entre as fases da operação. Desta forma, a utilização de um parâmetro calculado experimentalmente pode não ser o suficiente para assegurar a convergência do método numérico com os resultados experimentais.

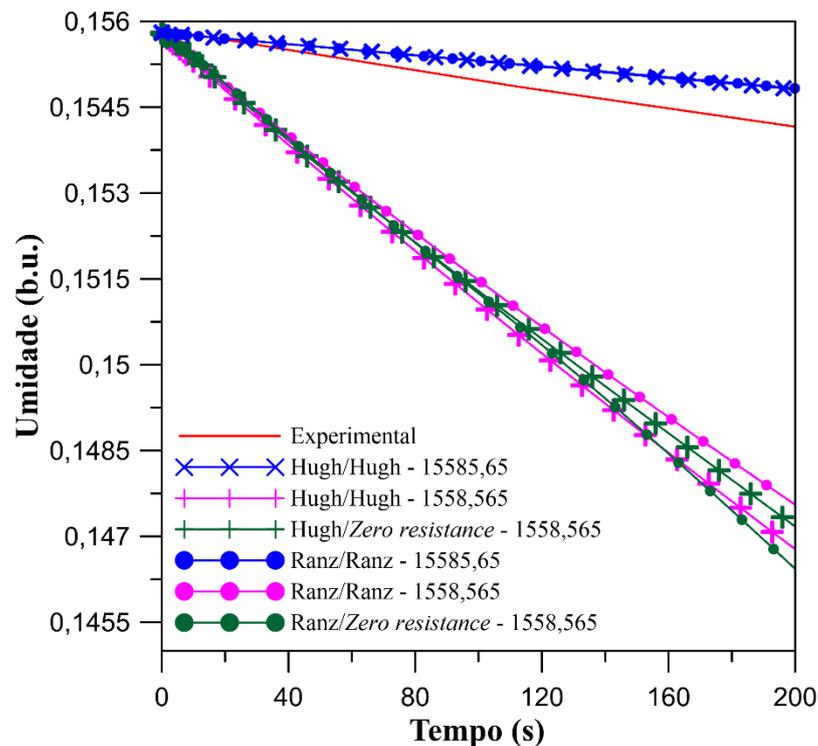
1.3.4 Modelos Hughmark e Ranz-Marshall

Como já descrito anteriormente, os modelos de Hughmark e Ranz-Marshall calculam, a partir das propriedades das fases definidas no *software*, os valores de número de Reynolds, Schmidt e Sherwood, e, a partir destes, calculam por correlação o coeficiente de transferência de massa da fase. Portanto, não são modelos constantes.

Utilizando o modelo Ranz-Marshall para o cálculo do coeficiente de transferência de massa da fase sólida, realizou-se testes com três diferentes condições. Duas simulações utilizaram a razão de equilíbrio de 1558,565: uma delas usando o modelo de Ranz-Marshall para o cálculo do coeficiente de transferência de massa da fase fluida, e outro utilizando o modelo *Zero-resistance* para a fase fluida. A terceira simulação utilizou o modelo Ranz-Marshall para ambas as fases com razão de equilíbrio de 15585, dez vezes maior que a anterior.

A partir desses testes, foi possível comparar os efeitos da utilização do modelo *Zero-resistance* em conjunto com o modelo Ranz-Marshall, bem como os efeitos da razão de equilíbrio. O mesmo foi feito para o modelo Hughmark, e os resultados de variação de umidade com o tempo para esses modelos estão apresentados na Figura 1.7.

Figura 1.7 – Variação da umidade com o tempo para os modelos Ranz-Marshall e Hughmark.



Fonte: Do autor (2021).

Em suma, para o modelo Ranz-Marshall/Ranz-Marshall com razão de equilíbrio 1558,565 e Ranz-Marshall/*Zero-resistance*, a taxa de transferência de massa foi significativamente superestimada. A utilização do modelo de *Zero-resistance* aumentou ainda mais a taxa, resultado este conciso, uma vez que sua utilização aumenta o gradiente de concentração na interface, o que intensifica a transferência de massa.

O resultado obtido para a razão de equilíbrio de 15585,65 aproximou-se, razoavelmente, ao valor experimental, porém subestimando a taxa de secagem. Esse dado indica a importância da precisão do parâmetro de razão de equilíbrio, considerando a variação entre os dois valores analisados, diferentemente do observado para os métodos constantes.

Uma hipótese para os valores de umidade serem superiores aos valores experimentais, é a utilização do valor constante de razão de equilíbrio em substituição a um valor dependente

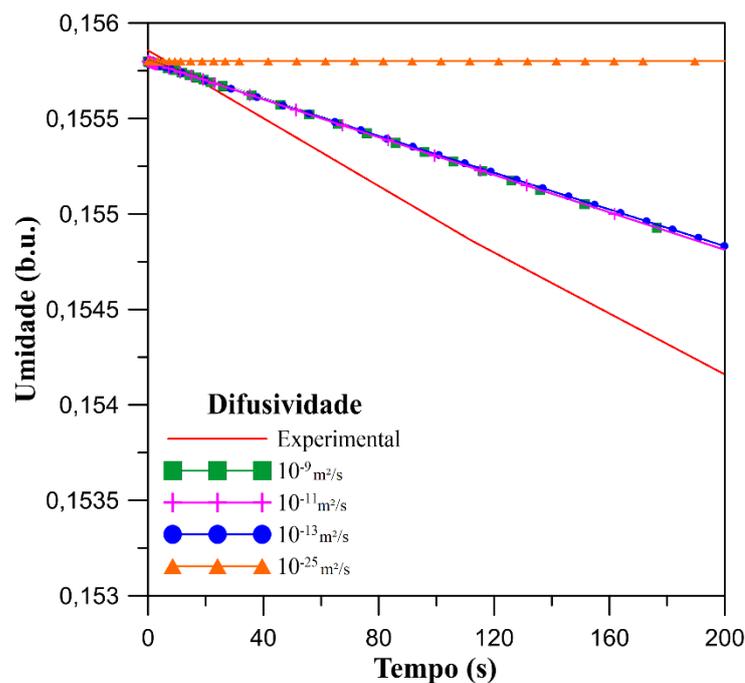
das frações mássicas. Isso se dá porque, à medida em que a umidade reduz, o mesmo ocorre com a razão de equilíbrio, reduzindo mais intensamente a umidade da soja com o tempo.

A mesma análise foi feita utilizando o modelo de Hugh-Mark. O comportamento obtido para as três simulações foi similar ao obtido para o modelo de Ranz-Marshall, com a exceção de que a utilização do modelo *Zero-Resistance* para a fase do ar reduziu a taxa de secagem em relação ao resultado obtido pelo modelo de Hughmark com razão de equilíbrio de 1558,565. Tal resultado indica inconsistência na modelagem de Hughmark para a fase do ar, dado que a condição de resistência zero do modelo *Zero-resistance* estabelece a condição de máximo gradiente de concentração na interface.

Assim como no modelo de Ranz-Marshall, a utilização do modelo Hughmark configurado com razão de equilíbrio 15585,65 aproximou-se do valor experimental ainda que subestimando a taxa de secagem. Aplica-se ao modelo Hughmark a mesma hipótese na qual a definição de uma razão de equilíbrio variável seria essencial para a utilização ótima do modelo.

Por fim, comparando três valores de difusividade da água no sólido em 10^{-13} , 10^{-11} e 10^{-9} , foi possível analisar a influência deste parâmetro nos resultados. A secagem ao longo do tempo utilizando as três difusividades estão apresentadas na Figura 1.8.

Figura 1.8 – Variação da umidade com o tempo para diferentes difusividades do sólido para o modelo Ranz-Marshall.



Fonte: Do autor (2021).

Observou-se que mudanças menos intensas na difusividade da fase sólida não ocasionaram em diferenças significativas de comportamento da secagem. Tal pode ter-se dado pela razão de equilíbrio.

Diferentemente do observado para o modelo de Sherwood, a razão de equilíbrio possui forte influência no valor calculado do coeficiente de transferência de massa volumétrico (k_{pq}) para o modelo Ranz-Marshall. Desta forma, uma hipótese é que, para o modelo Ranz-Marshall e a uma razão de equilíbrio suficientemente grande, mesmo mudanças significativas nos valores de difusividade não afetam o coeficiente de transferência de massa do sólido (k_q) a ponto de influenciarem no valor do coeficiente de transferência de massa volumétrico (k_{pq}).

Para uma difusividade de aproximadamente zero (10^{-25}), no entanto, a secagem foi nula, o que mostra que, para o modelo Ranz-Marshall, o parâmetro de difusividade influencia ambos os termos difusivos e convectivos de transferência de massa, anulando os efeitos da transferência de massa à valores extremos.

1.4 Conclusões

Analisando a variação de umidade em um modelo de transferência de massa constante, uma malha computacional de 200 mil células obteve o mesmo resultado, se comparada às malhas mais refinadas, e por isso foi utilizada nas simulações do trabalho.

A modelagem de taxa de transferência de massa constante (*Constant*) subestimou a taxa de secagem, apresentando valores de umidade maiores ao experimental. Esse resultado pode ter sido decorrente da diferença entre as áreas superficiais da partícula da simulação e a partícula real, sendo esta última consideravelmente maior, dados os poros e imperfeições de sua superfície, que intensificam a transferência de massa.

A difusividade da água no sólido não influenciou a secagem o modelo em questão, sugerindo que este ignora a transferência de massa difusiva ao fornecer um valor constante da taxa de transferência de massa convectiva.

As modelagens de transferência de massa constante utilizando do modelo de espécies (*Species-sherwood* e *Species-constant*) apresentaram comportamento análogo e subestimaram a taxa de secagem ainda mais que o modelo anterior. Além disso, mudanças na especificação da razão de equilíbrio não resultaram em alterações no comportamento da secagem para estes modelos.

Os modelos de Ranz-Marshall e Hughmark apresentaram melhor convergência com o resultado experimental e comportamento análogo para razões de equilíbrio semelhantes. Entretanto, a utilização do modelo de Hughmark para a fase ar apresentou incoerências à razão de equilíbrio de 1558, o que intensificou a transferência de massa para além da condição de resistência zero. Ambos os modelos apresentaram alta sensibilidade às mudanças ao valor da razão de equilíbrio.

Por sua vez, os modelos Ranz-Marshall e Hughmark apresentaram diferença considerável para com os valores experimentais, subestimando o valor da taxa de secagem. Uma solução para o problema seria a definição de uma razão de equilíbrio variável, que acompanhasse a redução da umidade ao longo da simulação. Com isso, o valor da própria razão de equilíbrio também decairia, apresentando maiores valores de umidade ao longo do tempo.

Não houve a mesma sensibilidade para a mudança do parâmetro de difusividade da água no sólido. Ainda assim, a relação deve ser melhor estudada, pois foi constatado que para valores aproximadamente nulos de difusividade a secagem não ocorre, o que sugere que a difusividade influencia tanto na transferência difusiva quanto convectiva de massa para os modelos Ranz-Marshall e Hughmark.

Destacam-se, portanto, as limitações dos modelos de taxa de transferência constante, bem como a importância da definição da razão de equilíbrio como uma UDF para uma melhor modelagem numérica da secagem em silo secador.

1.5 Referências Bibliográficas

ANSYS. **Fluent User's Guide and Theory Guide**. Canonsburg: [s.n.], 2018. Disponível em: <https://ansyshelp.ansys.com>. Acesso em: 30 out. 2020.

AZADBAKHT, M. *et al.* **Thermal properties of soybean pod as a function of moisture content and temperature**. American journal of food science and technology, v. 1, n. 2, p. 9–13, 2013. Disponível em: <https://doi.org/10.12691/ajfst-1-2-1>. Acesso em: 07 nov. 2020.

BERGMAN, T. L. *et al.* **Introduction to heat transfer**. 7. ed. Jefferson City: John Wiley & Sons, 2011. ISBN-13: 978-0470-50196-2. Acesso em: 07 nov. 2020.

BISTAFA, S. R. **Mecânica dos fluidos: noções e aplicações**. 2. ed. São Paulo: Editora Blucher, 2018. ISBN: 978-85-212-1033-7. Acesso em: 30 out. 2020.

- CORADI, P. C. *et al.* **Mathematical Modeling of Drying in a New Concept of Silo-Dryer-Aerator and the Quality of Soybean Seeds (*Glycine max* (L.) Merrill)**. Journal of Agricultural Science and Technology B, [s.l.], v. 8, 2018. Disponível em: <https://doi.org/10.17265/2161-6264/2018.08.002>. Acesso em: 30 out. 2020.
- CORADI, P. C.; LEMES, Â. F. C. **Experimental prototype of silo-dryer-aerator of grains using Computational Fluid Dynamics (CFD) system**. Acta Scientiarum. Technology, v. 41, p. e36949–e36949, 2019. Disponível em: <https://doi.org/10.4025/actascitechnol.v41i1.36949>. Acesso em: 07 nov. 2020.
- KRZYZANOWSKI, F. *et al.* Determinação da qualidade física dos grãos de soja colhidos na safra 2014/15. In: EMBRAPA SOJA-ARTIGO EM ANAIS DE CONGRESSO (ALICE). In: REUNIÃO DE PESQUISA DE SOJA, 35, 2016, Londrina. **Anais [...]** Londrina, PR: Embrapa Soja, 2016. 3 p. Disponível em: <https://www.alice.cnptia.embrapa.br/bitstream/doc/1052192/1/RPS2016246248.pdf>. Acesso em: 07 nov. 2020.
- LIMA, A. C. C.; ROCHA, S. C. S. **Bean drying in fixed, spouted and spout-fluid beds: A comparison and empirical modeling**. Drying technology, v. 16, n. 9-10, p. 1881-1901, 1998. Disponível em: <https://doi.org/10.1080/07373939808917501>. Acesso em: 02 nov. 2020.
- MATEUS, F. L. B.; PETRI, I. J.; **Momentum and heat transfer prediction in a silo-dryer through computational fluid-dynamics**. Coffee Science, Lavras, v. 17, 2021. No Prelo.
- MCCABE, W. L.; SMITH, J. C.; HARRIOTT, P. **Unit operations of chemical engineering**. 1. ed. New York: McGraw-hill, 1993. ISBN: 0-07-112738-0
- PETRI JUNIOR.; C. R. DUARTE.; L.G. M. VIEIRA. **Aplicações das técnicas de CFD para predição da distribuição de vazões volumétricas em hidrociclones dispostos em distintas baterias**. Enemp, 2009. Acesso em: 07 nov. 2020.
- PETRI, I. J. *et al.* Estudo da estabilidade fluidodinâmica do leito de jorro através da fluidodinâmica computacional. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE SISTEMAS PARTICULADOS, 34, 2009, Uberlândia. Disponível em: <https://ssl4799.websiteseuro.com/swge5/seg/cd2009/PDF/IC2009-0088.pdf>. Acesso em: 07 nov. 2020.

- SANTOS, D. A. **Contribuições ao estudo da fluidodinâmica em leito de jorro: estudos experimentais e de simulação via CFD**. 2011. 106 p. Dissertação (Mestrado em Engenharias) - Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2011. Disponível em: <http://repositorio.ufu.br/handle/123456789/15163>. Acesso em: 02 nov. 2020.
- SZAFRAN, R. G.; KMIEC, A. **CFD modeling of heat and mass transfer in a spouted bed dryer**. *Industrial & engineering chemistry research*, v. 43, n. 4, p. 1113-1124, jan, 2004. Disponível em: <https://doi.org/10.1021/ie0305824>. Acesso em: 04 nov. 2020.
- VERSTEEG, H. K.; MALALASEKERA, W. **An introduction to computational fluid dynamics: the finite volume method**. 2. ed. Harlow: Pearson education, 2007. ISBN: 978-0-13-127498-3. Acesso em: 30 out. 2020.
- VIEIRA, L. G. M. **Otimização dos processos de separação em hidrociclones filtrantes**. 206. 297 p. Tese (Doutorado em Engenharias) - Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2006. Disponível em: <http://clyde.dr.ufu.br/handle/123456789/15053>. Acesso em: 02 nov. 2020.
- WELTY, J.; RORRER, G. L.; FOSTER, **David G. Fundamentals of momentum, heat, and mass transfer**. 6. ed. New Jersey: John Wiley & Sons, 2014. ISBN: 978-1-119-72354-7. Acesso em: 02 nov. 2020.

Capítulo 2

Neste capítulo foi realizada a secagem em leito fixo de café especial (*coffea arabica l. cv. catuai*) no intuito de obter seus dados de cinética de secagem. Também foram realizadas análises de suas propriedades: densidade, diâmetro médio, esfericidade, capacidade calorífica e umidade. O procedimento de secagem e a cinética de secagem foram descritos, bem como a metodologia utilizada para a obtenção de todos os resultados citados.

2.1 Introdução

A secagem é uma operação unitária envolvendo transferência de massa e/ou transferência de calor em um sistema multifásico com uma fase gasosa não saturada e outra fase sólida contendo um ou mais líquidos. A secagem se dá através da transferência de massa do líquido aderido ao sólido, muito comumente a água em sua forma livre. Esta transferência ocorre na presença um gradiente de concentração da espécie líquida entre as fases sólidas e gasosas, e havendo uma maior pressão de vapor do líquido no sólido que a pressão de vapor do líquido no gás (NETO, 2013).

Na secagem, o controle dos parâmetros do processo é de fundamental importância para garantir a manutenção adequada das propriedades do material (integridade da estrutura celular, condutividade elétrica, lixiviação de potássio), sendo os principais: temperatura do ar alimentado, temperatura dos grãos e velocidade do ar de secagem. O gerenciamento da temperatura, similarmente ao ocorrido com a umidade, permite o controle da atividade microbiana das sementes, capazes de comprometer o material.

Castro (1991) observou que o aumento da temperatura do ar de secagem aumentou linearmente a capacidade de secagem de café despulpado e cereja. Borém et al. (2006) observou que o aumento da temperatura aumenta significativamente a condutividade elétrica do café, que aponta para degradação das membranas celulares à altas temperaturas. Marques et al. (2008), por sua vez, observou que o aumento da temperatura provocou, não somente o aumento na condutividade elétrica, mas também no aumento de lixiviação de potássio e na acidez graxa.

O controle da velocidade de ar é relevante por influenciar diretamente na troca de calor entre as duas fases, bem como garantir velocidades amenas que não comprometam a estrutura física das sementes (CELESTINO, 2010). A velocidade do ar de secagem também representa importância na taxa de secagem e qualidade do café. Ribeiro et al. (2001) observou aumento significativo nas taxas de secagem à fluxos de ar maiores.

Além do controle das condições operacionais, a seleção do secador para a secagem de grãos deve ser realizada de maneira diligente para garantir a conservação das propriedades físicas do material.

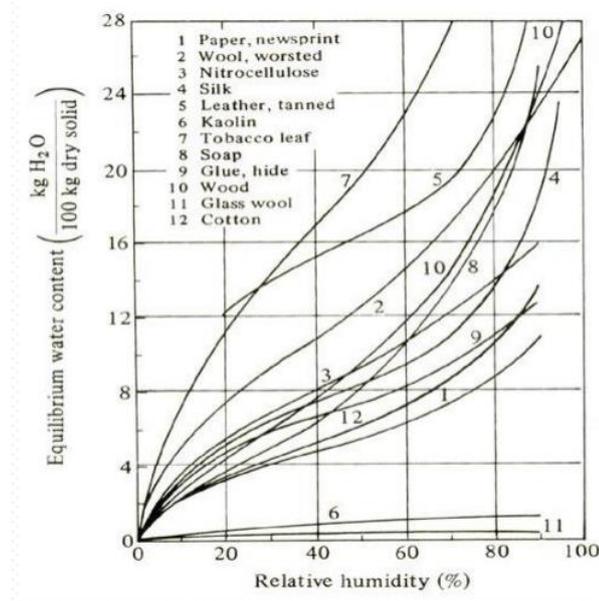
A transferência de calor auxilia na secagem ao aumentar a pressão de vapor do líquido, facilitando sua vaporização. Entretanto, sua utilização não é inata ao processo, dado que a umidade de um material também pode ser retirada mecanicamente, nos chamados secadores mecânicos.

2.1.1 Aspectos teóricos

A umidade de interesse na secagem, que é a umidade a ser retirada do material, é a umidade livre (X). Esta é definida como a umidade adicional à umidade de equilíbrio (X^*), sendo esta a porção da umidade total que não pode ser retirada pela secagem, e depende da umidade relativa do ar de secagem. Uma alimentação de ar com umidade relativa alta resulta em altas umidades de equilíbrio, e assim o valor da umidade livre é reduzido. Desta forma é importante manter o ar em umidades relativas controladas para que seja retirada umidade o suficiente do sólido em questão (MUJUMDAR, 1995).

A umidade livre também é dividida em duas diferentes porções, chamadas de água ligada e não-ligada. A água não-ligada é aquela que se encontra aderida à superfície do material, enquanto a água ligada encontra-se inserida no interior do material, em seus poros e interstícios. Desta forma, a água não-ligada pode ser removida mais facilmente no processo de secagem, por permitir o contato direto entre a umidade e o ar de secagem, facilitando as transferências de calor e massa. Além disso, a água ligada pode apresentar valores demasiadamente reduzidos de pressão de vapor, devido à forma de sua superfície ou sólidos dissolvidos. As umidades de equilíbrio, e quantidade de água ligada e não-ligada podem ser obtidas pelas isotermas de equilíbrio, assim como exemplificado pela Figura 2.1, que relacionam as umidades de materiais sólidos às umidades relativas do ar de secagem (MUJUMDAR, 1995).

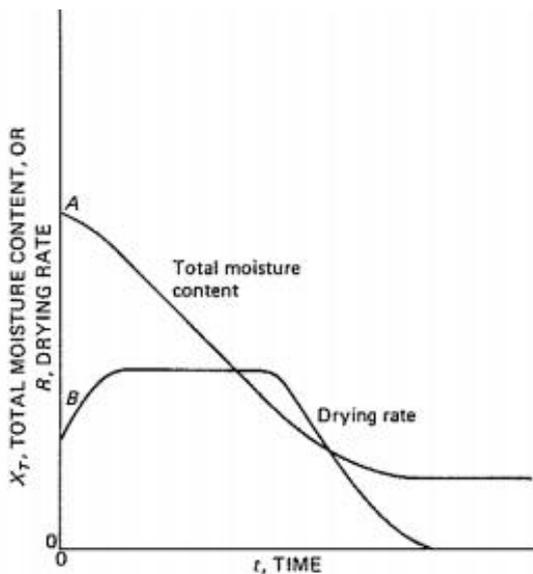
Figura 2.1 - Diagrama da umidade de equilíbrio de diferentes materiais.



Fonte: Mujumdar, 1995.

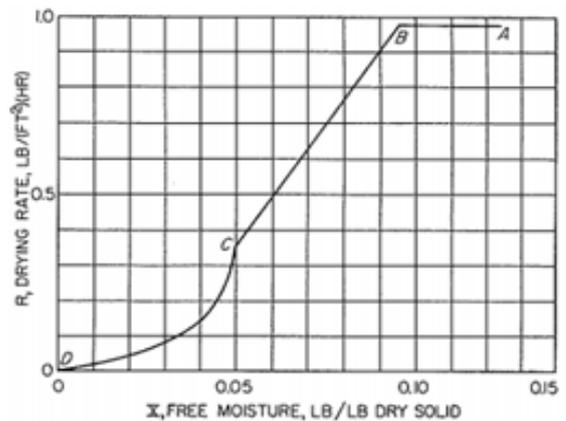
O comportamento da umidade em função do tempo e temperatura, bem como sua taxa de remoção, são estudados na cinética de secagem a partir de diagramas. Dois desses diagramas estão exemplificados nas Figuras 2.2 e 2.3.

Figura 2.2 – Diagramas de cinética de secagem.



Fonte: Mujumdar, 1995.

Figura 2.3 - Diagrama da taxa de secagem de materiais porosos.



Fonte: Mujumdar, 1995.

A umidade do sólido durante a secagem é estritamente decrescente, enquanto a taxa de secagem apresenta comportamento variado durante o processo. Seu crescimento inicial se dá durante a etapa de aquecimento do ar de secagem. Atingida temperatura constante do ar de secagem, a taxa é estabilizada em um valor constante. Em seguida, ao atingir um valor crítico de umidade (X_c), a taxa passa a decrescer até o esgotamento de umidade livre do material, demarcado por um segundo valor crítico de umidade (MUJUMDAR, 1995).

No período anterior ao segundo ponto crítico, apresentado na Figura 2.3 como o período entre os pontos B e C, a umidade no sólido não é mais o suficiente para cobrir toda sua superfície, e por isso a taxa de secagem passa a decrescer. Entretanto, os mecanismos de transferência de massa não são alterados, e a interface onde ocorre a vaporização ainda se encontra aproximada à superfície do sólido. O comportamento usualmente resultante deste caso para a taxa é um decrescimento linear.

Para o segundo período de taxa decrescente, apresentado na Figura 2.3 como o período entre os pontos C e D, a taxa é reduzida dramaticamente devido ao esgotamento de água nos maiores poros, onde o sólido é preenchido de ar e a umidade restante se encontra nos pequenos poros e interstícios. Nesta etapa, a velocidade do ar tem influência insignificante na secagem. O mecanismo de transferência de massa que controla o processo é o mecanismo difusivo.

Durante o período de taxa de secagem constante, seu valor pode ser estimado com razoável precisão utilizando de correlações que definem a taxa mássica para superfícies líquidas livres. Assim, a taxa de evaporação, equivalente à taxa de secagem em período de taxa constante, pode ser definida como exposto pela Equação 25. Nesta, a temperatura na interface líquido-gás pode ser considerada aproximadamente igual a temperatura de bulbo úmido do ar.

O coeficiente de transferência de calor pode ser obtido por uma correlação definida para fluxo perpendicular de ar de secagem ao sólido com velocidades entre 0,9 e 4,5 m/s, assim como exposto pela Equação 26 (MCCABE, 1993).

$$R = \frac{\dot{m}_v}{A} = \frac{H(T_a - T_y)}{\lambda_i} \quad (25)$$

$$H = 24.2G^{0.37} \quad (26)$$

Onde: m_y é a taxa de evaporação; A a área de secagem; H o coeficiente de transferência de calor; T_a a temperatura do ar de secagem; T_y a temperatura na interface líquido-gás; λ_i o calor latente à temperatura T_a ; G o fluxo mássico.

O coeficiente de transferência de calor também pode ser calculado por meio da condutividade térmica (κ), diâmetro equivalente da fase (d_p) e o adimensional de Nusselt, assim como exposto pela Equação 27. O adimensional de Nusselt, por sua vez, pode ser calculado pelos modelos de Ranz-Marshall (Equação 28) e Hughmark (Equação 29).

$$H = \frac{\kappa_q Nu_p}{d_p} \quad (27)$$

$$Nu_p = 2,0 + 0,6 Re_p^{1/2} Pr^{1/3} \quad (28)$$

$$Nu_q = \begin{cases} 2 + 0,6 Re_q^{1/2} Pr_q^{1/3} & 0 \leq Re_q < 776,06 & 0 \leq Pr_q < 250 \\ 2 + 0,27 Re_q^{0,62} Pr_q^{1/3} & 776,06 \leq Re_q & 0 \leq Pr_q < 250 \end{cases} \quad (29)$$

Tendo elaborado nos fundamentos do procedimento de secagem, alguns autores também realizaram a secagem de café em leito fixo. A partir dos seus resultados de umidade ao longo do tempo o comportamento da taxa de secagem obtido por cada autor foi analisado.

Guimarães (1995) realizou a secagem de café arábica em silo secador à 18 °C reduzindo a umidade dos grãos de 36% à 12% b.u., e durante toda a secagem, o comportamento da taxa de secagem foi aproximadamente constante. Alves (2013), secando café despulpado em leito fixo à 45 °C, em velocidades de ar de secagem de 0,4 a 1,6 m/s e faixa de umidade de 40% a 10% b.u. obteve taxa de secagem decrescente nos momentos iniciais da secagem, seguido por taxa constante na maior parte do experimento, e taxa novamente decrescente nos momentos finais de secagem. O comportamento de taxa decrescente no início da secagem também foi obtido na secagem em leito fixo de Silva et al. (2017), seguida por taxa de secagem constante.

Lacerda Filho e Silva (2006) e Palacin et al. (2009) realizaram a secagem de café em leito fixo à 60 e 45 °C de ar de secagem, respectivamente, e ambos obtiveram taxas de secagem constantes durante todo o experimento.

2.1.2 Seleção do secador

A seleção do secador para uma operação de secagem deve ser realizada com cuidado, visando a integridade do material, e a eficiência desejada para o processo. Existem numerosos tipos de equipamentos para a operação unitária em questão, em sua grande maioria destinados à secagem de materiais granulares e sólidos rígidos.

Uma opção é a secagem natural, onde o material é disposto em contato direto ao sol. Franke et al. (2008) estudou dados de cinética de secagem para sementes de sorgo entre o

secador natural, secador intermitente à lenha e secador estacionário a gás, observando taxas significativamente menores para a secagem natural.

Para materiais sensíveis, a utilização de secadores que operam a altas temperaturas não é recomendada, pois resultam em danos na estrutura física do material. Outra alternativa é a utilização da secagem por aeração forçada, que utiliza do ar atmosférico em temperatura ambiente para a secagem. Schuh et al (2011) estudou os efeitos da secagem em leito fixo utilizando ambas aerações de ar não aquecido e aquecido, comparando os resultados. A diferença em temperatura entre os dois tipos de alimentação foi em média de 5 °C, e ainda assim a secagem com alimentação aquecida foi consideravelmente mais rápida e eficiente, com menor tempo de operação e menor umidade final do material. Além disso, após seis meses de armazenamento, o material secado com ar natural aquecido apresentou melhor qualidade devido a repressão da ação microbiótica proporcionada pelas condições de secagem.

O leito fluidizado ou de jorro é muito utilizado na operação de secagem por estabelecer velocidades relativamente altas de ar de secagem e otimizar o contato entre as fases, potencializando a transferência de massa e calor. Para umidades em base seca menores que 33%, entretanto, recomenda-se a utilização de outros equipamentos com menor esforço mecânico ao material (SOPONRONNARIT, 2001).

Uma alternativa é a utilização do leito fixo, que utiliza velocidades reduzidas e mantém as partículas estáticas dentro de seu interior, resultando em uma quantidade reduzida de esforços ao material. Neto (2013) realizou estudos na secagem de sementes em secador de leito fixo e leito de jorro, e observou a redução nas capacidades germinativas para as sementes secadas em leito de jorro. Jittanit (2013), por sua vez, comparou as capacidades germinativas de sementes secas em leitos de jorro e fluidizado, e não encontrou diferença clara entre ambos.

Souza (2015) secou sementes de soja em leito fixo e observou o comportamento da qualidade das sementes em função da temperatura e umidade relativa do ar de secagem. Observou uma melhor qualidade das sementes para baixas temperaturas (menores que 35°C) e alta umidade relativa do ar de secagem. Evidentemente, tais parâmetros influenciam também no tempo total de secagem, onde menores temperaturas e maiores umidades relativas resultam em um maior tempo de operação.

Lima e Rocha (1998) compararam a secagem de grãos de soja em leito fixo, de jorro e fluidizado, e observou uma performance moderadamente mais eficiente para o leito fixo. A utilização do leito fixo pode também ser integrada, de maneira útil, a um silo, por assimilar dois

equipamentos distintos, mas comumente acompanhados e presentes em diversos fluxogramas de processos. Essa alternativa se dá como uma potencial redução dos custos fixos de operação. A secagem em leito fixo é utilizada por promover menor esforço físico ao material, e é compatível com a operação de silagem. Ao unir as duas operações, permite-se um maior controle da temperatura de armazenamento e secagem, além de promover economias energéticas ao processo e uma redução nos danos ao material.

O silo secador, integrando a secagem em leito fixo com silos de armazenamento, foi utilizado por Coradi (2018) e Miranda (1999) e ambos apresentaram como um equipamento viável e sustentável, com taxas de secagem satisfatórias. Não somente, a secagem com o silo secador também apresenta o potencial de ser operado periodicamente, assim como sugere o trabalho de Defendi et al. (2016), onde estudos de secagem periódica em um secador de leito fixo, a umidade final evaporada do material foi superior que àquela para a operação convencional.

Reduções energéticas no procedimento de secagem com a utilização do silo-secador foi observado por Palacin et al. (2009) e por Defendi et al. (2017). Tal se dá, principalmente, à aplicação do método intermitente de secagem, onde o procedimento é interrompido em faixas específicas de umidade do material e retomado após um intervalo de tempo para o repouso do material. A técnica mostrou-se eficiente para a redução no custo energético e nos danos ao material (BORÉM et al, 2014).

2.1.3 Propriedades físicas

O estudo das propriedades físicas dos grãos de café é importante para melhor entender suas alterações de temperatura e umidade durante todos os processos desde a colheita até seu armazenamento (BORÉM et al, 2002). Sobretudo as propriedades físicas do café são imprescindíveis para uma representação numérica fiel.

Desta forma, para futura utilização em modelagens numéricas de um equipamento de secagem, se faz importante a obtenção da densidade, porosidade, diâmetro, calor específico e umidade.

2.1.3.1 Densidade real, densidade bulk e porosidade

A densidade de um sólido é separada em duas diferentes definições. A chamada densidade *bulk* calcula a concentração mássica sob um volume de sólido que contém as frações de vazio

do mesmo. A densidade real, por sua vez, utiliza o volume exclusivamente ocupado pelo sólido, excluindo as frações de vazio do cálculo da densidade.

A partir disso, a medição da porosidade ou fração de vazios de um sólido pode ser obtida pela relação entre as densidades real e *bulk*, assim como descrito pela Equação 30.

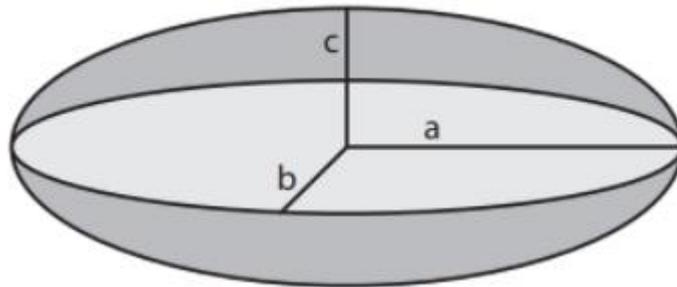
$$\varepsilon = 1 - \frac{\rho_R}{\rho_A} \quad (30)$$

Sendo: ε a porosidade; ρ_R a densidade real; ρ_A a densidade *bulk*.

2.1.3.2 Diâmetro equivalente e esfericidade

A medição do diâmetro dos grãos de café necessita de considerações e aproximações, uma vez que a partícula sólida tem formato aproximado de um esferoide prolato, apresentando diâmetro variável dependente do ângulo de medição. Desta forma, define-se três dimensões características, a, b e c, referentes às dimensões maiores, menores e intermediárias da partícula assim como demonstrado na Figura 2.3.

Figura 2.3 - Dimensões características de uma partícula.



Fonte: Melo, 2010.

A partir destas dimensões, se faz possível o cálculo do diâmetro equivalente da partícula. Este pode ser equivalente à esfera de mesmo volume (d_s), ou equivalente à esfera de mesma área superficial (d_{ss}). O diâmetro equivalente à esfera de mesmo volume pode ser calculado pela Equação 31, e a de mesma área superficial pela Equação 32, em que o termo e é definido pela Equação 33. Além disso, as dimensões características também permitem o cálculo aproximado da esfericidade, assim como descrito pela Equação 34 (CREMASCO, 2018).

$$d_s = (8ab^2)^{1/3} \quad (31)$$

$$d_{ss} = \left[2b^2 + 2 \left(\frac{a \times b}{e} \right) \text{sen}^{-1}(e) \right]^{1/2} \quad (32)$$

$$e = \frac{(a^2 - b^2)^{1/2}}{a} \quad (33)$$

$$\phi = \left(\frac{b^2}{a \times c} \right)^{1/3} \quad (34)$$

2.1.3.3 Umidade

Para a determinação da umidade da partícula, de acordo com as Regras para Análise de Sementes (BRASIL, 2012), pode-se utilizar o método de estufa, onde os grãos são colocados numa estufa a 105 °C por, no mínimo, 24 horas. A umidade em base seca é determinada pelas massas anteriores e posteriores a secagem a partir da Equação 35. O valor equivalente em base úmida pode ser obtido pela Equação 36.

$$u_{bs} = \frac{m_h}{m_s} \quad (35)$$

$$u_{bu} = \left(\frac{u_{bs}}{1 + u_{bs}} \right) \quad (36)$$

Sendo: u_{bs} a umidade em base seca; u_{bu} a umidade em base úmida; m_h a massa de água no sólido; m_s a massa do sólido seco.

2.1.3.4 Calor específico

O calor específico de um sólido pode ser mensurado a partir de uma troca térmica entre o sólido em questão e outra fase de calor específico conhecido, como a água. A temperatura T_h da água é medida, bem como a temperatura T_s do sólido. O sólido é inserido na água, e, após o equilíbrio térmico, com a temperatura T_f do sistema, bem como as massas de água (m_h) e de sólido (m_s) utilizados, o calor específico do sólido (c_{ps}) pode ser obtido pela Equação 37, que considera o sistema isolado onde a troca de calor se dá exclusivamente entre a água e o sólido.

$$c_{ps} = \frac{m_h c_{ph} (T_h - T_f)}{m_s (T_s - T_f)} \quad (37)$$

Sendo: c_{ph} o calor específico da água.

2.1.3.5 Difusividade efetiva

A difusividade em meios porosos é calculada em termos da difusividade efetiva, que pressupõe um leito de camada fina, onde as barreiras adicionais para a transferência de massa

se dão pela porosidade e tortuosidade da partícula. Para o seu cálculo, se faz necessária uma regressão da curva de razão de umidade (RU), obtida com os valores de cinética de secagem. A razão de umidade é definida de acordo com a Equação 38.

$$RU = \frac{u - u^*}{u_o - u^*} \quad (38)$$

Sendo: u a umidade em um dado tempo t ; u^* a umidade de equilíbrio; u_o a umidade inicial.

Para a obtenção da umidade de equilíbrio, a correlação aplicada em café obtida por Afonso (2001) pode ser utilizada como mostrado na Equação 39.

$$u^* = (1,8062 + 0,027T - 9,8728u_a^{7,0075})^{-2,4999} \quad (39)$$

Sendo: u_a a umidade relativa do ar.

Obtida a curva de razão de umidade, a regressão é realizada utilizando a segunda Lei de Fick, considerando o encolhimento da partícula como desprezível. Sua forma simplificada é apresentada pela Equação 40. A partir da regressão dos dados da curva de razão de umidade na Equação 40, a difusividade efetiva pode ser obtida pelo seu coeficiente angular (CHEN, et al. 2012).

$$\ln(RU) = \ln\left(\frac{8}{\pi^2}\right) - \left(\frac{\pi^2 D_{ef}}{4(d_{ss}/2)^2}\right)t \quad (40)$$

Sendo: D_{ef} a difusividade efetiva.

2.1.4 Objetivos

Este capítulo objetivou a obtenção de propriedades físicas do café especial *coffea arabica l. cv. catuai*, e também a curva de secagem e difusividade efetiva em camada fina para o mesmo. As propriedades a serem medidas são: diâmetro, esfericidade, densidade real e *bulk*, umidade e calor específico. Com o experimento de secagem, objetivou-se também a obtenção do comportamento térmico do café no interior do equipamento e a umidade do ar no início da operação.

2.2 Materiais e Métodos

A metodologia foi dividida em duas partes: obtenção de propriedades do café e o procedimento de secagem. Na primeira, foram mensurados a densidade relativa, densidade real,

porosidade, diâmetro, calor específico e umidade. Na segunda, foram mensurados a temperatura e umidade relativa do ar de secagem, a temperatura do café e sua umidade ao longo do procedimento de secagem. Por fim, a partir dos resultados de secagem, a difusividade efetiva foi calculada.

2.2.1 Caracterização do café

A densidade *bulk* dos grãos de café foi mensurada a partir da proveta graduada de 500 ml, uma balança de precisão $\pm 0,01$ g e uma pequena amostra de café. Primeiramente a massa da proveta vazia foi medida, e em seguida os grãos foram inseridos na proveta. Obteve-se o volume ocupado pelos grãos, bem como sua massa, obtendo assim a densidade *bulk*. Este procedimento foi realizado em triplicata.

A densidade real dos grãos foi mensurada a partir de um picnômetro 25 ml, água deionizada e balança. Inicialmente foi obtida a massa do picnômetro vazio, e o mesmo foi preenchido de água sem a formação de bolhas. A massa de água no picnômetro foi obtida bem como a temperatura da água. A partir de sua temperatura, têm-se a densidade da água, e a partir de sua massa foi possível obter o volume do picnômetro.

Terminada a calibração do picnômetro, o mesmo foi esvaziado. Com o equipamento seco, grãos de café foram inseridos, e a massa dos grãos foi mensurada. O picnômetro contendo os grãos foi preenchido de água sem a formação de bolhas e a nova massa foi obtida. A partir da temperatura e massa de água, bem como o volume do picnômetro, foi possível obter o volume ocupado pelo sólido e, conseqüentemente, sua densidade. O procedimento para a obtenção da densidade real foi repetido quatro vezes.

A partir das densidades real e *bulk*, a porosidade pôde ser obtida a partir da Equação 30. Para a medição da esfericidade e do diâmetro, foram feitas medições das dimensões características em 30 grãos de café. Obtidas as dimensões, a esfericidade pôde calculada pela Equação 34.

Assim como descrito anteriormente, o diâmetro equivalente calculado a partir das dimensões características pode ser referente a uma esfera de mesmo volume que a partícula ou uma esfera de mesma área superficial que a partícula. Levando em conta o fenômeno da transferência de massa, e a importância da área de contato entre as fases para o mesmo, o diâmetro equivalente calculado neste trabalho foi o da esfera de mesma área superficial que a

partícula, a partir da Equação 32. Para a medição das dimensões características foi utilizado um paquímetro digital de precisão $\pm 0,01$ mm, e uma amostra de 30 grãos de café foi medida.

Por fim, o calor específico dos grãos foi obtido a partir do monitoramento da variação na temperatura de equilíbrio de um sistema termicamente isolado com água quente na inserção de grãos de café a temperatura ambiente. Para tal foram utilizados um pote de isopor, um termopar tipo k de precisão $\pm 0,1$, e um micro-ondas para aquecimento da água. Um furo foi feito no pote de isopor para permitir a inserção do termopar sem perturbar significativamente o sistema.

Primeiramente foi separada uma quantia de café a ser inserida no pote isopor. Essa quantia foi pesada e teve sua temperatura mensurada pelo termopar. Uma quantia de água foi aquecida no micro-ondas, e após ser disposta no interior do pote isopor, sua massa e temperatura também foram mensuradas. É importante notar que as medições de temperatura foram realizadas apenas quando sua variação se mostrou insignificante, indicando o equilíbrio térmico.

Obtida a temperatura inicial do sistema, os grãos de café foram rapidamente inseridos no pote de forma a expor seu interior o mínimo possível ao ambiente externo, evitando perdas térmicas significativas. Após estabilização, a temperatura final do sistema foi obtida, e a partir da Equação 37 foi possível obter o calor específico dos grãos. O procedimento para a medição do calor específico foi realizado em triplicata.

Por fim, a umidade dos grãos foi obtida em triplicata com a secagem de amostras de café em estufa com circulação de ar forçada por 24 horas à $105\text{ }^{\circ}\text{C}$. A massa das amostras antes e depois da secagem foram obtidas e, a partir destas, sua umidade em base seca e úmida pelas Equações 35 e 36.

2.2.2 Unidade Experimental

A unidade experimental consiste numa unidade de leito fluidizado da bancada de secagem: secador de leito fixo-fluidizado e secador de jorro modelo MD019B da empresa ECOEducativa, adaptada para funcionamento em regime de leito fixo. O equipamento é formado por dois compartimentos cilíndricos empilhados. O menor, localizado na parte inferior, possui diâmetro de 15,7 cm e altura de 25 cm. No fundo deste, foi colocado uma tela de aço de malha 2 mm e preenchido com sílica gel peneirada, impedindo desta forma que a sílica caísse nas tubulações de alimentação. O maior, de mesmo diâmetro e altura de 55 cm, é localizado imediatamente acima do cilindro menor separado por uma grade, e é onde foi colocado o café para secagem.

O ar de secagem é alimentado no fundo do equipamento por um motor trifásico de 5,5 kW de potência, da marca NOVA, linha IP-56, e um compressor radial de 5,5 kW de potência, da marca ARTEK, modelo ACR-7,5T de vazão 6,3 m³/min. O ar é aquecido por resistência elétrica na saída do soprador, e o valor da temperatura é controlado por meio de reles. A vazão do ar é controlada por um inversor de frequência, e tanto a frequência quanto o *set-point* da temperatura são controláveis por um painel de controle na lateral da bancada.

As peças de encaixe da unidade são feitas de teflon, e o corpo do leito é feito de vidro. A unidade possui termorresistências PT100 integradas na entrada do cilindro inferior e na saída do cilindro superior. A termorresistência no topo do cilindro superior foi despreendida de seu suporte e foi utilizada para as medições no interior do cilindro. A unidade experimental pode ser observada na Figura 2.4.

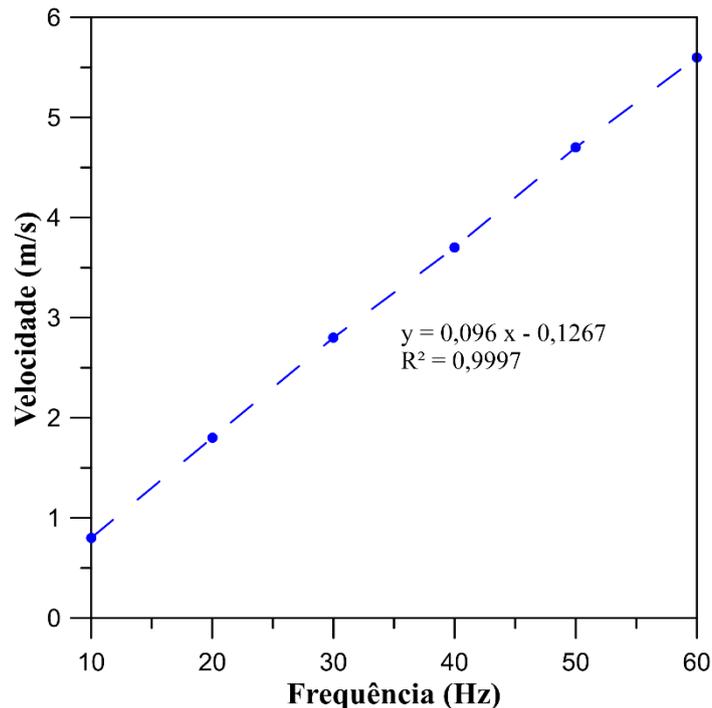
Figura 2.4 - Unidade experimental de secagem.



Fonte: Do autor (2021).

Para garantir o regime de leito fixo foi obtido o perfil de velocidade do equipamento em função das diferentes frequências do motor, de 10 a 60 Hz, que apresentou perfil linear de 0,8 à 5,8 m/s assim como descrito pela Figura 2.5. O perfil de velocidade foi obtido com 6 medições em 6 diferentes frequências a partir de um anemômetro da marca Instrutherm modelo TAD-500 de precisão $\pm 0,1$ no fundo do leito vazio.

Figura 2.5 - Perfil de velocidade em função das frequências da unidade experimental.



Desta forma foi realizado um teste com uma altura pequena de grãos de café para monitorar a frequência máxima na qual não houvesse movimentação de partícula, de forma a caracterizar regime de leito fixo. A frequência máxima obtida foi de 20 Hz, equivalente à 1,8 m/s na entrada.

2.2.3 Secagem

Anterior ao início do procedimento de secagem, a sílica em gel foi colocada no compartimento inferior do equipamento, e foi dessaturada com ar à 100 °C e 4,8 m/s por uma hora. Após a dessaturação da sílica e estabilização da temperatura do ar de secagem, a umidade relativa do ar de secagem foi medida, anteriormente à deposição das partículas no equipamento. Durante a dessaturação da sílica em gel, o café foi descongelado em bancada, e pesou-se 1625,32 g de café, obtendo no equipamento uma altura de partículas de aproximadamente 13,5 cm. O café foi armazenado em congelador devido a sua curta janela de safra, permitindo sua disponibilidade durante todo o ano. Considerando a densidade *bulk* mensurada anteriormente, a altura teórica seria de 14,22 cm, demonstrando razoável confiabilidade da medição.

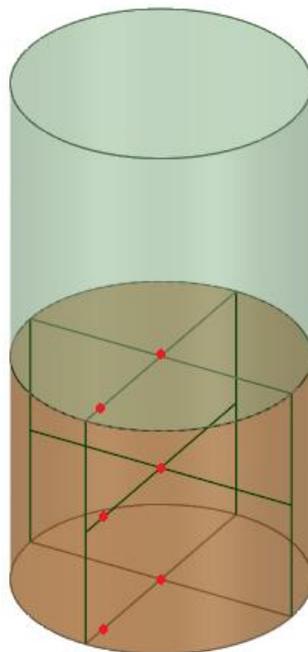
O experimento de secagem e obtenção da cinética de secagem foi realizado durante um período de 5,5 horas à uma temperatura de ar de secagem de 45 °C e velocidade de 1,8 m/s, com a retirada de amostras de café a cada 30 minutos de experimento. As amostras foram inseridas para secagem dentro do equipamento somente após a estabilização da temperatura do

ar na entrada em 45°C. Cada amostra foi pesada imediatamente após coleta, e depositada separadamente em placa de vidro identificada para secagem completa em forno à 105°C por cerca de 24 horas.

Junto da retirada de amostra, foi mensurado também a umidade do ar por meio da medição das temperaturas de bulbo úmido e seco, usando um termopar tipo k com precisão ± 1 °C e algodão embebido em água. A partir dos dois valores de temperatura, a umidade do ar é obtida por carta psicométrica. A sílica em gel localizada no compartimento inferior do equipamento entra em contato direto com o ar de secagem anterior a sua passagem pelos grãos, o que garante umidades mais baixas do ar de secagem.

Além disso, nos primeiros 66 minutos do experimento, foi medida a temperatura por meio de um termopar de precisão $\pm 0,1$ no centro e nas extremidades do equipamento em 3 diferentes alturas, observando a variação radial e axial da mesma no equipamento em intervalos de aproximadamente 10 minutos até que a temperatura se estabilizasse. A Figura 2.6 indica com pontos vermelhos os pontos de medida de temperatura utilizados no experimento, sendo o volume colorido em marrom representativo do volume preenchido pelo café, e o volume em verde representativo do restante do equipamento.

Figura 2.6 - Pontos de medida de temperatura no equipamento.



Fonte: Do autor (2021).

2.3 Resultados e Discussões

2.3.1 Propriedades Físicas

A densidade *bulk* foi calculada em triplicata a partir de medições de volume e massa dos grãos de café. Os valores de densidade e o valor médio com desvio padrão da densidade *bulk* estão apresentados na Tabela 2.1.

Em seguida foram realizadas em quadruplicata medições da densidade real. Para tal, primeiramente foi calibrado o picnômetro. A massa de água no interior do picnômetro foi medida em 25,28 g a uma temperatura de 27 °C. A partir da temperatura inferiu-se uma densidade da água de 0,9965 g/cm³ (LIDE, 2004), e com isso, o volume real do picnômetro, de 25,19 cm³.

Para a medição da densidade real foram mensurados a massa do café no interior do picnômetro, e a massa do conjunto café e água com o picnômetro preenchido. Desta forma as densidades reais foram calculadas e o valor médio obtido junto do desvio padrão estão apresentados na Tabela 2.1. A partir das densidades *bulk* e real médias, uma porosidade de 0,47 foi calculada.

Tabela 2.1 - Medições de densidade *bulk* e densidade real dos grãos de café.

Densidade <i>bulk</i> (kg/m ³)	Densidade real (kg/m ³)
560	1180
600	1100
600	1110
	1050
590 ± 2	1110 ± 5

A densidade real, *bulk* e a porosidade para café catuaí foram medidas por Ribeiro et al. (2001) em 620 kg/m³, 1170 kg/m³ e 0,47, apresentando boa conformidade com os valores encontrados neste trabalho.

O diâmetro equivalente à área superficial dos grãos de café foi calculado a partir das medições das três dimensões características de 30 grãos. Os valores medidos pelo paquímetro das três dimensões estão apresentados na Tabela 2.2, junto com o diâmetro calculado para cada grão. O diâmetro médio obtido foi de 5,32 ± 0,57 mm. O valor médio e desvio padrão da esfericidade, por sua vez, foi de 0,61 ± 0,02.

Tabela 2.2 – Dimensões características e diâmetros de 30 grãos de café.

a	b	c	d _{ps}	a	b	c	d _{ps}
---	---	---	-----------------	---	---	---	-----------------

6,06	2,39	4,05	6,42	5,74	2,37	4,13	5,63
4,79	2,26	3,89	4,70	6,06	2,46	4,34	6,44
5,55	2,26	3,97	5,24	6,13	2,38	4,36	6,65
5,65	2,38	3,93	5,52	5,57	2,25	4,08	5,26
5,59	2,21	4,07	5,24	5,65	2,20	4,16	5,31
5,35	2,12	4,01	4,85	5,30	2,17	4,03	4,87
5,69	2,46	4,18	5,66	5,22	2,30	3,58	4,99
4,81	2,03	3,63	4,37	5,44	2,31	4,17	5,18
5,96	2,30	3,94	6,04	5,43	2,31	4,01	5,17
5,97	2,33	4,11	6,10	5,55	2,32	4,03	5,32
5,47	2,15	4,29	5,01	5,55	2,19	3,91	5,16
5,12	2,23	3,90	4,82	5,65	2,24	3,96	5,36
5,29	2,37	3,90	5,13	5,36	2,06	3,87	4,77
5,71	2,36	4,11	5,58	5,13	2,21	4,03	4,79
4,96	2,03	3,73	4,44	5,75	2,23	4,02	5,51

O desvio padrão obtido para o diâmetro, de mais de 10% do valor médio, se deu pela variabilidade considerável de tamanho entre os grãos. Ainda assim, seu valor é satisfatório para os propósitos de simulação numérica do sistema. O desvio padrão para a esfericidade, entretanto, foi mínimo, que demonstra pouca variabilidade na proporção das dimensões de cada grão.

Para o cálculo do calor específico foram obtidos a massa de água utilizada, a temperatura da água – a partir da qual obteve-se sua densidade em cada medição -, a massa e temperatura do café, e a temperatura do sistema após mistura e estabilização térmica. Foram realizados 4 experimentos, e os resultados de calor específico obtidos estão apresentados na Tabela 2.3.

Tabela 2.3 - Medições do calor específico dos grãos de café.

Calor específico (J/g °C)
4,36
2,55
3,69
3,05
3,41 ± 0,78

Observou-se variabilidade entre os resultados de cada experimento, que teve como consequência um valor elevado do desvio padrão. Tal se dá pela metodologia experimental, onde o cálculo do calor específico não leva em conta perdas de energia para o recipiente, ainda

que tenha sido utilizado material isolante utilizado, bem como para o ambiente no momento de inserção das partículas no sistema. Ainda assim, comparando com os resultados de calor específico para café catuaí de Borém et al. (2002), medido em 3,15 J/g°C, o resultado encontrado foi satisfatório.

Por fim, a umidade dos grãos de café foi mensurada em triplicata por meio da secagem dos mesmos em forno convectivo à 105 °C. As umidades em base seca e base úmida estão apresentadas na Tabela 2.4.

Tabela 2.4 - Umidade inicial dos grãos em base seca e úmida.

Umidade (% b.s.)	Umidade (% b.u.)
84	46
81	45
83	45
82 ± 2	45 ± 0

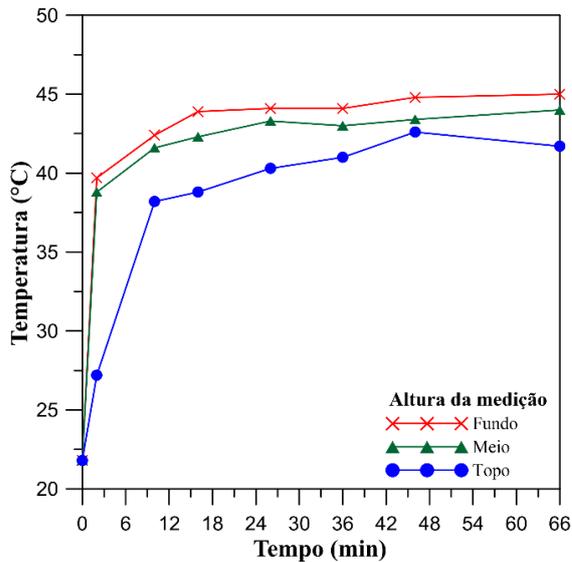
2.3.2 Resultados de Secagem

A temperatura de bulbo seco e úmido após dessaturação da sílica foram medidas em 46 e 28 °C, e com essas medidas foi possível concluir que o ar de secagem após passagem pela sílica não é isento de umidade. O ar de secagem possuiu, em umidade absoluta, 17 g de vapor de água/kg de ar seco (umidade relativa de 25%).

A umidade do ar de saída após a inserção dos grãos úmidos de café, por sua vez, não modificou durante o experimento. A temperatura de bulbo seco e úmido se mantiveram em 39 e 26 °C, resultando na mesma umidade absoluta de 17 g de vapor de água/kg de ar seco (umidade relativa de 25%) observadas na entrada do equipamento.

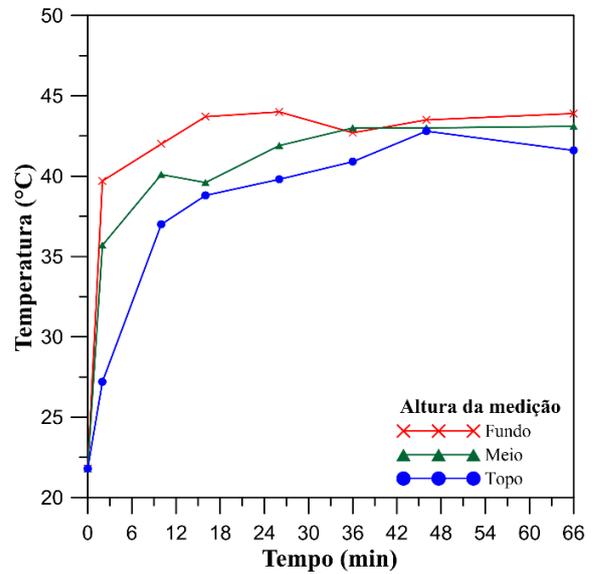
As medições de temperatura foram realizadas nos pontos indicados na Figura 2.6, e os resultados obtidos para as medidas de temperatura do café no centro e nas laterais do equipamento nas diferentes alturas estão apresentados nas Figuras 2.7 e 2.8.

Figura 2.7 - Temperaturas do café no centro do leito.



Fonte: Do autor (2021).

Figura 2.8 - Temperaturas do café nas laterais do leito.



Fonte: Do autor (2021).

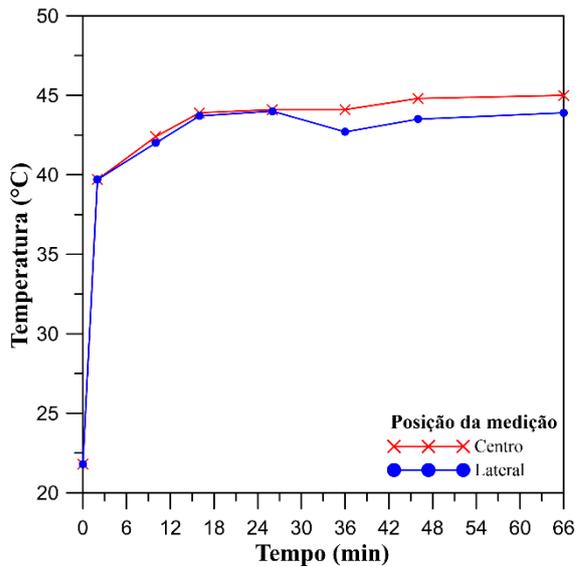
A temperatura inicial da partícula era de 21,8 °C, abaixo da temperatura ambiente de 23 °C devido ao armazenamento em congelador. Os grãos foram descongelados, mas a temperatura ainda não havia atingido equilíbrio com o ambiente. Em todas as posições mensuradas a temperatura admitiu, de forma geral, o comportamento esperado, com aumento intenso no início da operação e aumento reduzido no final.

Tal se dá devido a força motriz da troca de calor entre o ar e o café, que no início é elevada com uma diferença significativa de temperatura entre as duas fases, e reduz ao longo da operação. Algumas variações a tal comportamento foram observadas, com redução de temperatura em alguns pontos, e podem ter-se dado pela imprecisão do posicionamento do termopar no interior do equipamento, ou pela resposta lenta do equipamento.

As Figuras 2.7 e 2.8 indicam variação axial da temperatura, isto é, diferença de temperatura entre o topo, centro e fundo do leito, tanto no centro quanto nas laterais do equipamento. Tal pode ter ocorrido devido ao contato direto do sistema com a temperatura ambiente, dado que o topo do equipamento é destampado, à baixa velocidade do ar, e ao processo de transferência de massa, que contribuem para um aquecimento mais lento das partículas do topo e facilita o resfriamento do próprio ar em regiões mais altas do leito. Tal foi visto durante o experimento, onde as temperaturas do ar de secagem no meio do equipamento atingiam temperaturas de bulbo seco em torno de 39 °C.

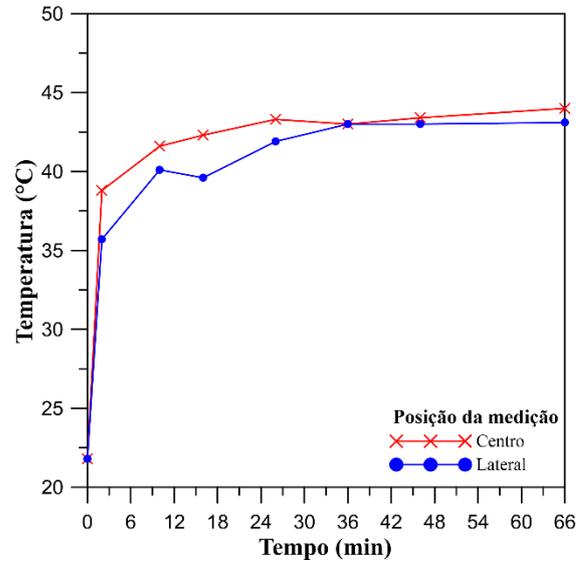
Comparando, nas Figuras 2.9, 2.10 e 2.11, a variação de temperatura do café no centro e nas laterais em cada altura do leito, observou-se também variação axial e radial da temperatura das partículas, isto é, locais preferenciais para o aquecimento em alturas menores e ao centro da secção circular do equipamento.

Figura 2.9 - Temperaturas do café no fundo.



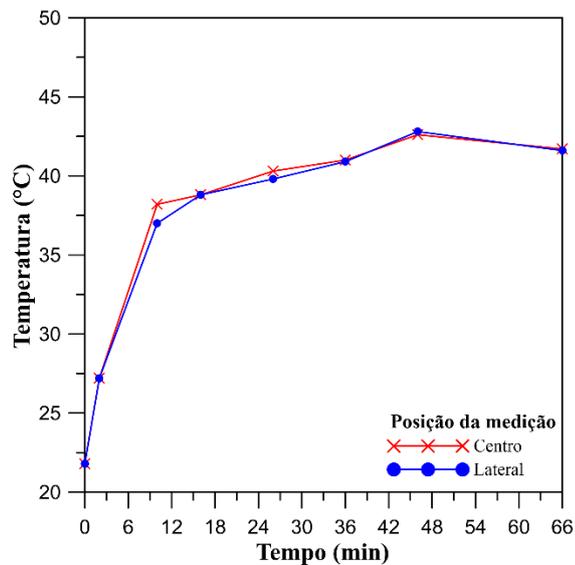
Fonte: Do autor (2021).

Figura 2.10 - Temperaturas do café no centro.



Fonte: Do autor (2021).

Figura 2.11 - Temperaturas do café no topo.



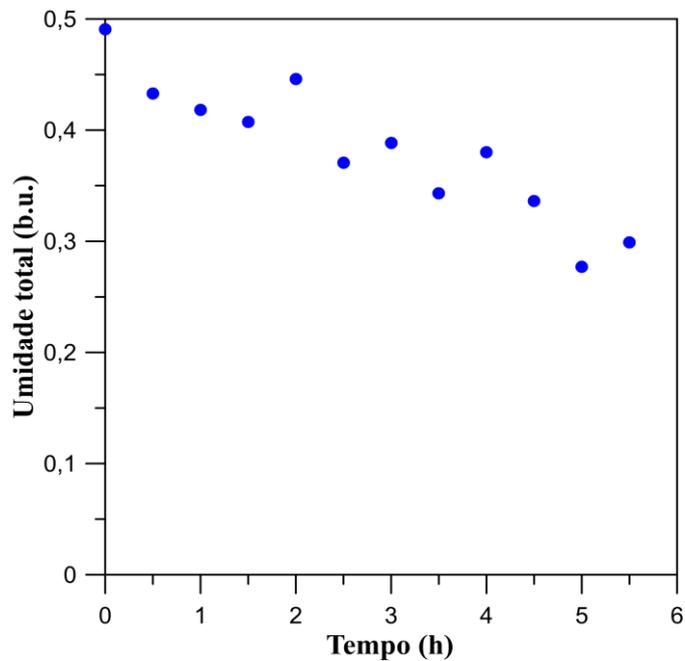
Fonte: Do autor (2021).

A variação radial se dá, principalmente, por perda de calor para o ambiente, dado que o sistema não é adiabático, e que o exterior do equipamento estava em constante contato com a temperatura ambiente.

Considerando os gradientes de temperatura, pode-se inferir que o revolvimento da camada fixa no interior do equipamento pode trazer resultados positivos da secagem por garantir melhor uniformização na temperatura dos grãos.

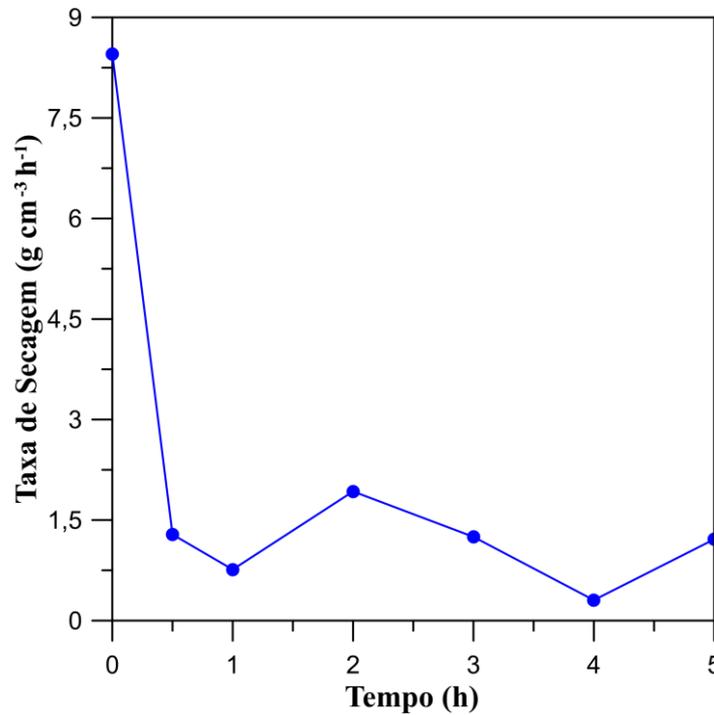
Os resultados obtidos de umidade total e taxa de secagem estão apresentados nas Figuras 2.12 e 2.13.

Figura 2.12 - Umidade total dos grãos de café em base úmida ao longo da secagem.



Fonte: Do autor (2021).

Figura 2.13 - Taxa de secagem ao longo da secagem.



Fonte: Do autor (2021).

O perfil de umidade ao longo do tempo apresentou pontos inconsistentes onde a mesma aumentou com a passagem do tempo. Tal pode ter-se dado devido à secagem não homogênea dos grãos e imprecisões na medição de umidade. As amostras foram retiradas sempre no mesmo local do equipamento, sendo improvável a causa por secagem não homogênea. A quantidade de amostras, entretanto, pode ter sido fonte de erros, por ter se tratado de quantias reduzidas de café. Tal foi feito para impedir que a altura de partículas reduzisse ao longo do tempo. Ainda assim, o perfil de secagem obtido foi satisfatório, e houve redução significativa da umidade em pouco tempo.

Desta forma, a taxa de secagem foi calculada excluindo *outliers* no perfil de umidade, sendo estes as medições nos tempos de 2, 3, 4 e 5 horas. O perfil de taxa de secagem obtido se mostrou fortemente decrescente no início da operação, sugerindo um período transiente, e aproximadamente constante no resto da operação, oscilando em volta do valor médio de $1,12 \pm 0,55$ g/cm³ h. O comportamento qualitativo observado é semelhante ao encontrado na literatura por Guimarães (1995), Alves (2013), Lacerda Filho e Silva (2006) e Palacin et al. (2009).

O rápido decréscimo da taxa de secagem no início do experimento pode ser devido a grande quantidade de água não-ligada no material devido a seu armazenamento em congelador. Ainda que descongelado por uma hora, a maioria dos grãos ainda se encontravam úmidos, pois

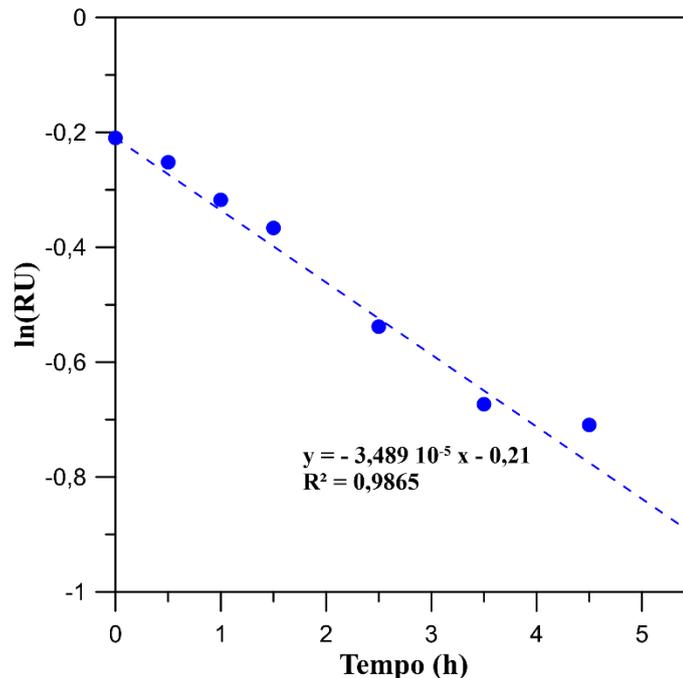
além de terem sido congelados, passaram previamente por um processo de despulpagem por via úmida. Desta forma, o excesso de água não-ligada pode ter causado o alto valor de taxa de secagem. A água não-ligada é de rápida remoção pelos mecanismos convectivos no início da operação, e com isso, após a remoção dessa umidade em excesso, a taxa de secagem cai significativamente.

Os resultados de secagem foram semelhantes aos obtidos por Alves (2013) com café despulpado em condições semelhantes de temperatura e velocidade de ar de secagem na secagem em leito fixo, que obteve, de uma umidade inicial de 46% b.u., uma umidade à 6 horas de operação de 32% b.u.

2.3.2.1 Difusividade efetiva

A partir dos resultados de secagem foi possível o cálculo da difusividade efetiva do café. Para tal, a curva de razão de umidade foi formada de acordo com a Equação 38, e uma regressão à Equação 40 foi realizada. Os pontos utilizados para a linearização da Equação 40, bem como a reta de linearização estão apresentados na Figura 2.14.

Figura 2.14 - Regressão linear dos resultados de razão de umidade.



Fonte: Do autor (2021).

A regressão linear teve resultado satisfatório, com valor de R^2 razoavelmente próximo a 1. Com isto, utilizando do coeficiente angular obtido foi possível obter uma difusividade efetiva de $9,764 \cdot 10^{-11}$. Este valor de difusividade é coerente com os valores previstos para a

secagem de produtos agrícolas, que oscilam entre os valores de 10^{-9} à 10^{-11} (MADAMBA, et al., 1996).

2.4 Conclusões

As medições das propriedades físicas do café foram satisfatórias, com desvios padrões baixos para as medições de densidade real e *bulk*, esfericidade e umidade nos valores de 1110 ± 5 kg/m³, 590 ± 2 kg/m³, $0,61 \pm 0,02$ e 45 ± 0 % b.u.. Tal aponta que a metodologia experimental foi suficiente para a realização das medições com precisão. A medição do diâmetro das partículas resultou em um valor de $5,32 \pm 0,57$ mm. O desvio padrão elevado devido à granulometria do café, que apresenta variações consideráveis de diâmetro. A medição do calor específico também apresentou alto desvio padrão, $3,41 \pm 0,78$ J/g °C, devido a metodologia utilizada, que não garante o isolamento térmico completo do sistema. Ainda assim ambas medidas foram suficientes para os propósitos do trabalho.

A secagem com ar de secagem à 45°C resultou em gradientes de temperatura dos grãos nas direções axiais e radiais, isto é, locais com preferência de aquecimento no fundo axial e no centro radial do equipamento. Tal indica que o revolvimento da camada fixa é necessário para garantir a homogeneidade de temperatura dos grãos.

O experimento de secagem apresentou boa redução de umidade ao longo do tempo, de 49% à 30% b.u. ou 96% à 44% b.s., com resultados semelhantes à trabalhos em secagem em leito fixo na literatura, como a secagem em leito fixo realizada por Alves (2013). O comportamento da taxa de secagem também seguiu o esperado de acordo com trabalhos anteriores de secagem em leito fixo por Alves (2013) e Silva et al. (2017), apresentando comportamento transiente no início da secagem devido à elevada umidade dos grãos, seguido por um período de taxa constante de $1,12 \pm 0,55$ g/cm³ h até o final do experimento.

A regressão para obtenção da difusividade obteve um R² satisfatório de 0,9865 resultando em uma difusividade efetiva em camada fina de $9,764 \cdot 10^{-11}$, coerente com valores previstos na literatura para produtos agrícolas de acordo com Madamba, et al. (1996).

2.5 Referências Bibliográficas

AFONSO, P.C.J. **Aspectos físicos, fisiológicos e de qualidade do café em função da secagem e do armazenamento**. 2001. 384 p. Tese (Doutorado em Engenharia Agrícola) -

- Universidade Federal de Viçosa, Viçosa, 2001. Disponível em: <http://www.sbicafe.ufv.br/handle/123456789/425>. Acesso em: 28 nov. 2020.
- ALVES, G.E. **Cinética de secagem e qualidade do café para diferentes temperaturas e fluxos de ar**. 2013. 132 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) Universidade Federal de Lavras, Lavras, 2013. Disponível em: <http://tot.dti.ufv.br/handle/123456789/6838>. Acesso em: 18 nov. 2020.
- BORÉM, F. M. *et al.* **Effect of intermittent drying and storage on parchment coffee quality**. Bioscience Journal, v. 30, n. 5, p. 609-616, 2014. Disponível em: <https://repositorio.unesp.br/handle/11449/130295>. Acesso em: 22 nov. 2020.
- BORÉM, F. M. *et al.* **Propriedades térmicas de cinco variedades de café cereja descascado**. Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental, v. 6, n. 3, p. 475-480, 2002. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1590/S1415-43662002000300016>. Acesso em: 15 nov. 2020.
- BRASIL. Ministério da Agricultura e Reforma Agrária. **Regras para análise de sementes**. Brasília: Ministério da Agricultura e Reforma Agrária, 1982. 365 p. Disponível em: <https://www.gov.br/agricultura/pt-br/assuntos/laboratorios/arquivos-publicacoes-laboratorio/regras-para-analise-de-sementes.pdf/view>. Acesso em: 28 nov. 2020.
- CASTRO, L.E. **Efeito do despulpamento, em secador de leito fixo sob alta temperatura, no consumo de energia e na qualidade do café (*Coffea arabica* L.)**. 1991. 61 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) – Universidade Federal de Viçosa, Viçosa, 1991. Disponível em: <http://www.sbicafe.ufv.br/handle/123456789/212>. Acesso em: 15 nov. 2020.
- CELESTINO, S. M. C. **Princípios de secagem de alimentos**. Planaltina, DF: Embrapa Cerrados, 2010. Disponível em: <https://ainfo.cnptia.embrapa.br/digital/bitstream/item/77765/1/doc-276.pdf>. Acesso em: 15 nov. 2020.
- CHEN, D.; ZHENG Y.; ZHU, X. **Determination of effective moisture diffusivity and drying kinetics for poplar sawdust by thermogravimetric analysis under isothermal condition**. Bioresource Technology, v. 107, p. 451-455. 2012. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2011.12.032>. Acesso em: 28 nov. 2020.

- CORADI, P. C. *et al.* **Mathematical Modeling of Drying in a New Concept of Silo-Dryer-Aerator and the Quality of Soybean Seeds (*Glycine max* (L.) Merrill)**. Journal of Agricultural Science and Technology B, [s.l.], v. 8, 2018. Disponível em: <https://doi.org/10.17265/2161-6264/2018.08.002>. Acesso em: 22 nov. 2020.
- CREMASCO, Marco Aurélio. **Fundamentos de transferência de massa**. 3. ed. São Paulo: Editora Blucher, 2016. ISBN: 978-85-212-0905-8. Acesso em: 25 nov. 2020.
- DEFENDI, R. O.; PARAÍSO, P. R.; JORGE, L. M. M. **Optimization study of soybean intermittent drying in fixed-bed drying technology**. Drying Technology, v. 35, n. 1, p. 125-137, 2017. Disponível em: <https://doi.org/10.1080/07373937.2016.1162171>. Acesso em: 22 nov. 2020.
- FRANKE, L. B.; TORRES, M. A. P.; LOPES, R. R. **Performance of different drying methods and their effects on the physiological quality of grain sorghum seeds (*S. bicolor* (L.) Moench)**. Rev. bras. sementes, v. 30, n. 3, p. 177-184, 2008. Disponível em: <https://doi.org/10.1590/S0101-31222008000300024>. Acesso em: 19 nov. 2020.
- GUIMARÃES, A.C. **Secagem de café (*Coffea arabica* L.) combinando sistemas em altas e baixas temperaturas**. 1995. 64 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) - Universidade Federal de Viçosa, Viçosa, 1995. Disponível em: <http://www.sbicafe.ufv.br/handle/123456789/322>. Acesso em: 18 nov. 2020.
- JITTANIT, W.; SRZEDNICKI, G.; DRISCOLL, R. H. **Comparison between fluidized bed and spouted bed drying for seeds**. Drying Technology, v. 31, n. 1, p. 52-56, 2013. Disponível em: <https://doi.org/10.1080/07373937.2012.714827>. Acesso em: 20 nov. 2020.
- LACERDA FILHO, A. F. de; SILVA, J. de S. **Secagem de café em combinação**. Revista brasileira de engenharia agrícola e ambiental, v. 10, n. 3, p. 671-678, 2006. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1590/S1415-43662006000300020>. Acesso em: 19 nov. 2020.
- LIDE, David R. **CRC handbook of chemistry and physics**. Boca Raton: CRC press, 2004. ISBN: 0-8493-0485-7. Acesso em: 24 jan. 2021.
- LIMA, A. C. C.; ROCHA, S. C. S. **Bean drying in fixed, spouted and spout-fluid beds: A comparison and empirical modeling**. Drying technology, v. 16, n. 9-10, p. 1881-1901, 1998. Disponível em: <https://doi.org/10.1080/07373939808917501>. Acesso em: 20 nov. 2020.

- MADAMBA, P.S.; DRISCOLL, R.H.; BUCKLE, K.A. **Thin-layer drying characteristics of garlic slices**. Journal of Food Engineering, v.29, p.75-97, 1996. Disponível em: [https://doi.org/10.1016/0260-8774\(95\)00062-3](https://doi.org/10.1016/0260-8774(95)00062-3). Acesso em: 24 jan. 2021.
- MARQUES, E. R. et al. **Eficácia do teste de acidez graxa na avaliação da qualidade do café arábica (Coffea arabica L.) submetido a diferentes períodos e temperaturas de secagem**. Ciência e Agrotecnologia, v. 32, n. 5, p. 1557-1562, 2008. Disponível em: https://www.scielo.br/scielo.php?pid=S1413-70542008000500030&script=sci_arttext. Acesso em: 15 nov. 2020.
- MCCABE, W. L.; SMITH, J. C.; HARRIOTT, P. **Unit operations of chemical engineering**. New York: McGraw-hill, 1993. ISBN: 0-07-112738-0. Acesso em: 18 nov. 2020.
- Melo, K. P. **Secagem de biomassa residuária de levedura (Saccharomyces cerevisiae) em um secador atmosférico condutivo com agitação mecânica: caracterização e avaliação do produto seco como bioadsorvente e complemento nutricional**. Tese de Doutorado. Campinas: Universidade Estadual de Campinas, 2010. Disponível em: <http://repositorio.unicamp.br/handle/REPOSIP/267055>. Acesso em: 25 nov. 2020.
- MIRANDA, L. C.; SILVA, W. R.; CAVARIANI, C. **Secagem de sementes de soja em silo com distribuição radial do fluxo de ar: I. Monitoramento físico**. Pesquisa Agropecuária Brasileira, v. 34, n. 11, p. 2097-2108, 1999. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1590/S0100-204X1999001100017>. Acesso em: 22 nov. 2020.
- MUJUMDAR, A. S. **Handbook of industrial drying, revised and expanded**. 2. ed. New York: CRC Press, 1995. ISBN: 0-8247-9644-6. Acesso em: 18 nov. 2020.
- NETO, A. A. E. **Secagem de grãos de girassol em leito fixo e em leito de jorro**. 2013. 97 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), - Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal, 2013. Disponível em: <https://repositorio.ufrn.br/handle/123456789/15851>. Acesso em: 15 nov. 2020.
- PALACIN, J. J. F. *et al.* **Secagem combinada de café cereja descascado**. Revista Engenharia na Agricultura Reveng, v. 17, n. 3, 2009. Disponível em: <https://doi.org/10.13083/reveng.v17i3.45>. Acesso em: 19 nov. 2020.
- RIBEIRO, R.C. M. S. *et al.* **Porosidade e massa específica de cinco variedades de café cereja descascado**. Revista Brasileira de Armazenamento, Viçosa, v.3, p.54-61, 2001.

Disponível em: <http://www.sbicafe.ufv.br/handle/123456789/1191>. Acesso em: 15 nov. 2020.

SCHUH, G. C. *et al.* **Efeitos de dois métodos de secagem sobre a qualidade físico-química de grãos de milho safrinha-RS, armazenados por 6 meses.** Semina: Ciências Agrárias, Londrina, v.32, p.235-244, 2011. Disponível em: <https://www.lume.ufrgs.br/handle/10183/196612>. Acesso em: 20 nov. 2020.

SILVA, B.S.; MARQUES, R.A.; CAIXETA, I.F. Avaliação de secagem de café especial em secador de leito fixo. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE PESQUISAS CAFEEIRAS, 43, 2017, Poços de Caldas. **Anais [...]** Brasília, DF: Embrapa Café, 2017. 1 p. *Online*. Disponível em: <http://sbicafe.ufv.br/handle/123456789/9655>. Acesso em: 19 nov. 2020.

SOPONRONNARIT, S. *et al.* **Fluidised bed drying of soybeans.** Journal of Stored Products Research, v. 37, n. 2, p. 133-151, 2001. Disponível em: [https://doi.org/10.1016/S0022-474X\(00\)00015-1](https://doi.org/10.1016/S0022-474X(00)00015-1). Acesso em: 20 nov. 2020.

SOUZA, G. F. M. V.; MIRANDA, R. F.; BARROZO, M. A. S. **Soybean (Glycine max L. Merrill) Seed Drying in Fixed Bed: Process Heterogeneity and Seed Quality.** Drying technology, v. 33, n. 14, p. 1779-1787, 2015. Disponível em: <https://doi.org/10.1080/07373937.2015.1039542>. Acesso em: 20 nov. 2020.

Capítulo 3

Neste capítulo o modelo numérico mais adequado para a modelagem da secagem em leito fixo observado no Capítulo 1 será utilizado para a simulação da unidade experimental usada no Capítulo 2. Serão comparados com os resultados experimentais o perfil de umidade, taxa de secagem e perfis de temperatura radiais e axiais.

3.1 Introdução

O café recém-colhido, diferentemente da maioria dos grãos, possui alta umidade de aproximadamente 60% b.u., e desta forma, a secagem é etapa fundamental para garantir a preservação dos grãos (BORÉM et al., 2008). No Brasil, a secagem do café é realizada em terreiros, secadores mecânicos, ou uma combinação de ambos, de forma a reduzir a umidade do café em níveis aceitáveis para armazenamento pós colheita de 11% a 12% b.u. (SAATH, 2012).

A secagem em terreiro, entretanto, possui diversas desvantagens, como as limitações climáticas em regiões úmidas, custos elevados devido ao terreno necessário e tempo prolongado do processo, além dos possíveis danos causados ao grão ao expô-lo a condições adversas (CAMPOS et al., 1999). Desta forma, destacam-se os secadores mecânicos por darem margem de controle nas condições de operação para garantir a qualidade do produto, bem como a economia de tempo na operação. De acordo com Palacin et al. (2009), a secagem em secadores mecânicos de leito fixo é de 5 à 10 vezes mais rápida que a secagem em terreiro.

Lacerda Filho (1986) comparou secagem em leito fixo, fluxos concorrentes e em terreiro, e concluiu que o melhor desempenho era obtido utilizando o secador em leito fixo para a meia seca. Lacerda Filho e Silva (2006) também observaram grande potencial para eficiência energética na secagem de café em leito fixo.

A previsão precisa das variáveis é importante para a manutenção da qualidade do produto, além de permitir testes para ajustes à estrutura e parâmetros de operação do equipamento, de forma a garantir uma eficiência otimizada. Entretanto, para uma otimização precisa das variáveis, é necessária uma quantidade considerável de testes. Para tal, os gastos adicionais podem ser intensos devido ao consumo de material e energia. Além disso, a instrumentação para medições empíricas precisas é de elevado custo fixo, e, assim como já elucidado, não necessariamente transmitem dados integrais do equipamento, e sim dados pontuais que podem limitar as análises.

Desta forma, a utilização do CFD como alternativa para a realização de testes da transferência de massa e calor em secadores de leito fixo se apresenta com o potencial de baratear os custos experimentais, além de permitir análises mais aprofundadas do comportamento no interior do equipamento.

Alguns trabalhos utilizando CFD foram realizados para a simulação de secagem em leito fixo. A utilização do CFD na simulação de um silo-secador em leito fixo foi realizada por Coradi (2016) também pelo *software* FLUENT versão 16.0. As simulações foram realizadas em uma malha bidimensional, e a umidade não foi inserida no problema computacional. A umidade retirada das partículas foi inferida posteriormente às simulações computacionais, obtidos por ela os dados de transferência energética do ar à partícula.

Stoppe (2020) realizou estudos experimentais e computacionais de um secador solar em leito fixo. Realizou investigações por CFD pelo *software* FLUENT versão 17.2, a partir de uma malha computacional tridimensional. Seu estudo computacional abrangeu a previsão dos perfis de velocidade do ar de secagem, considerando o particulado do leito fixo como um meio poroso.

Desta forma, percebe-se que trabalhos anteriores sobre o tema de secagem em leito fixo simulada em computador trataram do tema sem a integração direta da umidade à simulação, ou utilizando malhas bidimensionais, de resultado limitado. Ambos os casos podem comprometer o resultado, afastando os dados obtidos computacionalmente aos experimentais.

3.1.1 Objetivos

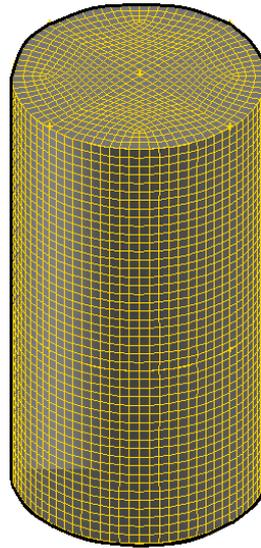
Percebe-se uma baixa quantidade de trabalhos de CFD que compreendam o processo de secagem em leito fixo com a integração da umidade da partícula de forma a prever o comportamento da cinética de secagem do sistema. Assim, neste capítulo foi objetivada a utilização de modelos de transferência de massa por espécie do *software* FLUENT e UDFs para a representação da transferência de massa de água do café para a fase fluida ar, e a comparação direta dos resultados computacionais com resultados experimentais de forma a validar o método numérico.

3.2 Metodologia numérica

O primeiro passo na metodologia numérica foi a construção da malha computacional pelo *software* GAMBIT, referente à unidade experimental utilizada no Capítulo 2 deste trabalho. Desta forma, a malha computacional foi confeccionada com um diâmetro de 15,7 cm e altura

de 30 cm. O volume foi fracionado, na metade de sua altura, em dois cilindros, sendo o inferior destinado a conter as partículas. Cada um dos cilindros fora fracionado em quatro diferentes volumes, cada um referente a um quadrante da circunferência na base. Todas as faces laterais destes volumes eram quadriláteros regulares, e por isso, a malha regular pôde ser aplicada. Nas faces de fundo e topo, entretanto, o método utilizado foi o Triangular Primitivo, que melhor se aproximou do formato regular. A malha computacional de aproximadamente 60 mil células obtida pode ser observada na Figura 3.1.

Figura 3.1 - Malha computacional.



Fonte: Do autor (2021).

No total, foram construídas três malhas computacionais com um número de células totais de 20.160, 59.136 e 111.780. A variável analisada no teste de independência de malha foi a temperatura do sólido.

As simulações foram realizadas no *software* FLUENT. A Tabela 3.1 apresenta as condições e propriedades fornecidas ao *software* para a realização das simulações, as quais, em parte, foram obtidas pelas caracterizações e condições de operação realizadas no Capítulo 2. As configurações e modelos utilizados na metodologia numérica podem ser observados na Tabela 3.2.

Tabela 3.1 - Propriedades físicas do café e condições de contorno utilizadas.

Propriedades do Sólido	
Densidade (ρ)	1110 kg/m ³
Calor específico (c_p)	3410 J/kgK
Condutividade térmica (k)	0,19 W/m K (BORÉM et al., 2002)

Diâmetro das partículas	5,32 mm
Limite de empacotamento (ϵ)	0,4729
Pressão de operação	101325 Pa
Umidade do sólido (m/m)	0,4328 b.u.
Umidade absoluta do ar (m/m)	0,017 b.u.
Temperatura do sólido	21,8°C
Temperatura do ar (<i>inlet</i>)	45°C
Velocidade do ar (<i>inlet</i>)	1,8 m/s
Difusividade da água em café	9,78 10 ⁻¹¹ m ² /s
Difusividade da água em ar	2,60 10 ⁻⁵ m ² /s (Bergman et al., 2011)

A modelagem da transferência de massa foi realizada utilizando o modelo de espécies Ranz-Marshall para as duas espécies (café-ar) com uma razão de equilíbrio definida por UDF, atualizando seu valor de acordo com os novos valores de umidade do ar e do café, calculados a cada iteração. Isso se deu em virtude do fato de que a mudança na umidade do ar e da partícula ao longo da simulação, influencia de maneira considerável na razão de equilíbrio e, como consequência, também na taxa de secagem da simulação, como foi destacado no Capítulo 1.

A equação utilizada para o cálculo da razão de equilíbrio está apresentada na Equação 41, portanto, e sua implementação em UDF pode ser observada no Apêndice. Esta representação da razão de equilíbrio será chamada neste trabalho de razão de equilíbrio direta.

$$K_{qipi}^p = \frac{u_s}{u_a} \quad (41)$$

A definição das fases para o cálculo da razão de equilíbrio, contudo, não é definida explicitamente na documentação do *software* FLUENT. Por esse motivo, também foi testada uma razão de equilíbrio invertida, com a umidade do ar de secagem no numerador e a umidade do café no denominador. Esta definição é, teoricamente, mais coerente com o comportamento esperado de uma operação de secagem, dado que o aumento da umidade do ar e a redução da umidade do sólido, aumentam a razão de equilíbrio, o que reduz a transferência de massa. Esta definição será referenciada a partir daqui como razão de equilíbrio inversa. O comportamento da simulação para ambas razões de equilíbrio foi analisado.

Tabela 3.2 - Propriedades da simulação.

Modelagem Numérica	
Discretização Espacial da Pressão	<i>PRESTO!</i> (PETRI et al, 2009)
Discretização Espacial do <i>Momentum</i>	<i>First Order Upwind</i>

Discretização Espacial da Energia	<i>First Order Upwind</i>
Acoplamento Pressão-Velocidade	<i>SIMPLE</i>
Modelo Multifásico	<i>Euleriano</i>
Coefficiente de Transferência de Calor	<i>32,91 e 5,00 W/m²K</i>
Coefficientes de Relaxação (Petri et al. 2009)	<i>Pressure = 0,3</i>
	<i>Momentum = 0,1</i>
	<i>Energy = 0,1</i>

Os resultados de umidade do café nas simulações foram comparados com os valores obtidos no Capítulo 2, para uma umidade de 43,28% em base úmida. Os valores experimentais de umidade foram ajustados à uma regressão linear para facilitar as análises.

A velocidade do ar de secagem na entrada, apresentada na Tabela 3.1, trata de um valor médio, visto que foi utilizado um perfil parabólico de velocidade, de modo a melhor representar o sistema experimental. O perfil foi utilizado em razão da impossibilidade de determinação do regime de escoamento do ar, já que a entrada de ar se dá por vários pequenos orifícios da placa perfurada que serve como base do leito. Com isso, levantou-se a hipótese de que o escoamento é laminar, no qual há presença de um perfil parabólico de velocidade.

O perfil de velocidade foi feito por uma *User Defined Function* (UDF), que define diferentes valores de velocidade em função da posição nos eixos cartesianos x e z, assim como apresentado na Equação 42. No caso, “u” é a velocidade do ar de secagem, “x” é a posição no eixo x, e “z” a posição no eixo z. A implementação em UDF da velocidade do ar pode ser observada no Apêndice.

$$v = 3,6 \left[1 - \left(\frac{x}{0,266} \right)^2 - \left(\frac{z}{0,266} \right)^2 \right] \quad (42)$$

Dois diferentes valores foram testados para o coeficiente de transferência de calor. Um destes foi calculado pela Equação 43 para fluxo perpendicular em camada de sólido granular, resultando num valor de 32,91 W/m² °C.

Sfredo et. al. (2005) observou que o coeficiente de transferência de calor do café para a temperatura de 45 °C varia ao longo da secagem. Entretanto, essa variação não é expressiva no início do processo. Como experimentalmente foi observado que o equilíbrio térmico é atingido após, aproximadamente, uma hora de secagem, também foi utilizado um coeficiente de transferência de calor de 5 W/m² °C, assim como obtido por Sfredo et. al. (2005) para a umidade de 0,4328 em base seca.

$$H = 24,2G^{0,37} \quad (43)$$

Desta forma, foram configuradas duas simulações, uma de coeficiente de transferência de calor de $32,91 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$ e outra de $5 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$. Os resultados foram comparados entre si e com os valores experimentais, de forma a analisar a eficácia do modelo de coeficiente constante em prever o comportamento térmico do sistema.

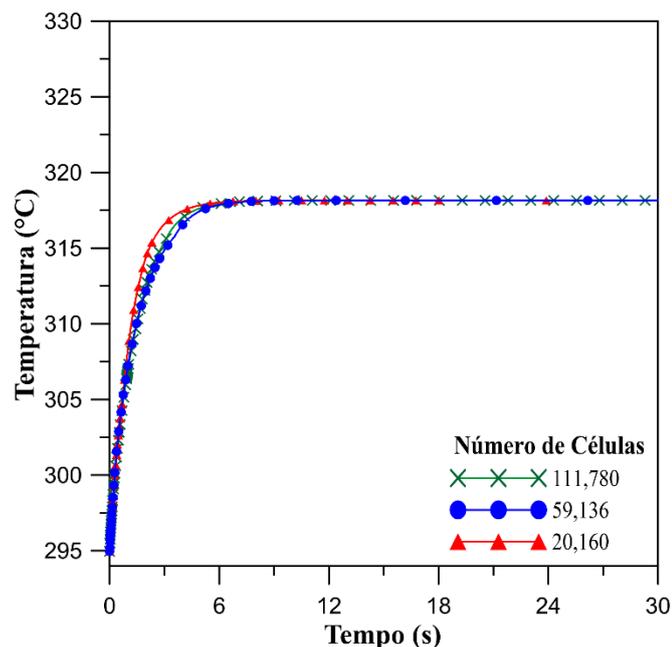
A difusividade da água no café foi obtida no Capítulo 2, assumindo secagem em camada fina. Todavia, pelo fato de a secagem ocorrer em camada espessa, a difusividade foi ajustada por tentativa e erro até a obtenção de cinéticas de secagem semelhantes às experimentais. Foram utilizadas difusividades de $9,78 \cdot 10^{-11} \text{ m}^2/\text{s}$ (valor experimental para camada fina obtido no Capítulo 2) e $9,78 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$ para a razão de equilíbrio direta, bem como os valores de $9,78 \cdot 10^{-11} \text{ m}^2/\text{s}$ e $9,78 \cdot 10^{-16} \text{ m}^2/\text{s}$ para a razão de equilíbrio inversa. O modelo utilizado para a difusividade foi o *constant dilute approximate*, que recebe uma entrada única e constante de difusividade para a fase.

3.3 Resultados e Discussões

3.3.1 Teste de Independência de Malha

As três malhas confeccionadas foram testadas comparando entre si os resultados de temperatura do sólido. Os resultados obtidos podem ser observados na Figura 3.2.

Figura 3.2 - Temperatura do sólido para diferentes números de células.



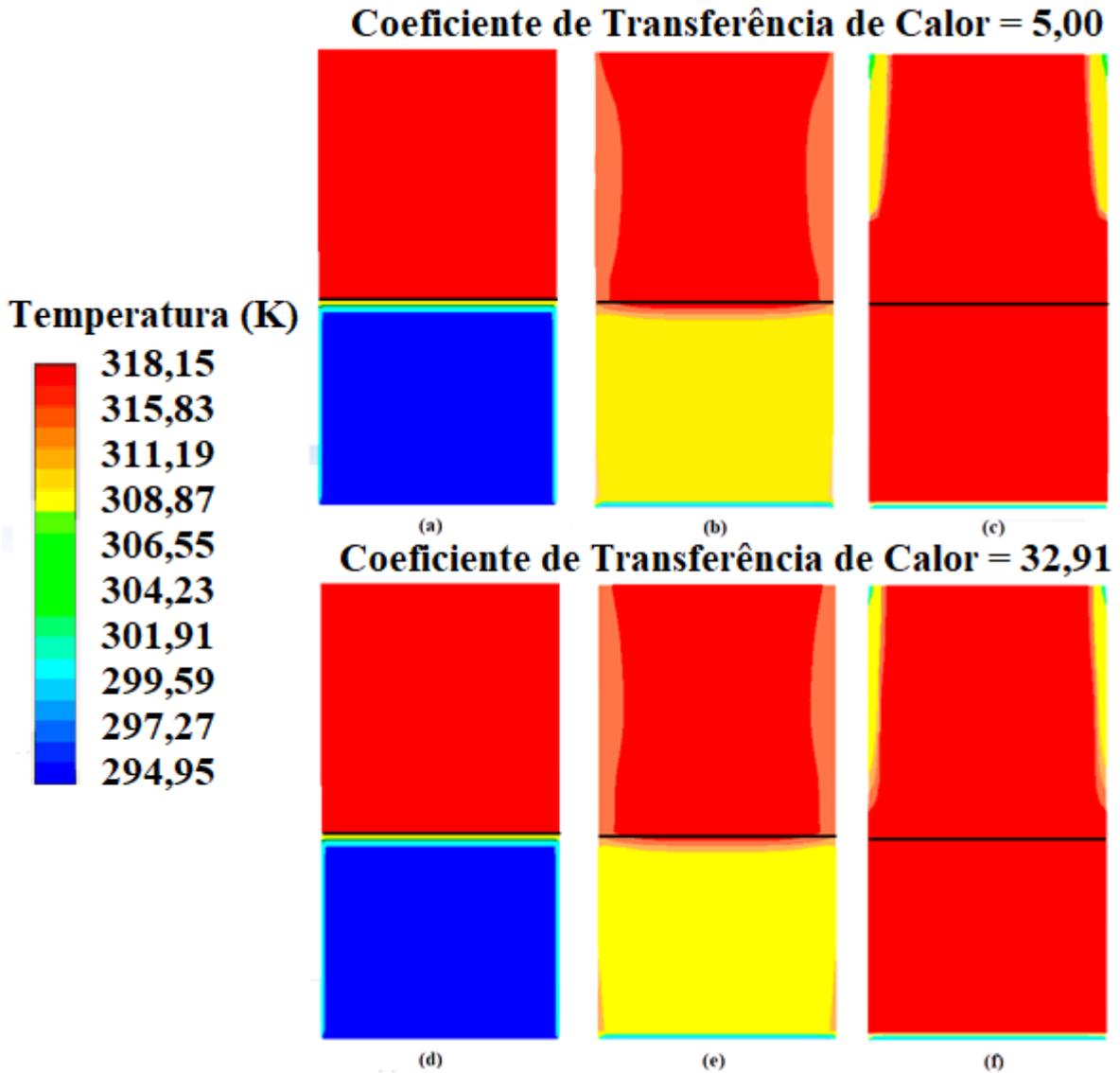
Fonte: Do autor (2021).

Observou-se que o aquecimento era mais acelerado, à medida em que se diminuía o número de células. Ainda assim, a diferença foi pequena, e todas as malhas testadas entraram em equilíbrio térmico em instantes semelhantes. A malha de 59,136 células se aproximou bem ao resultado da malha refinada de 111,780 células. Desta forma, para garantir resultados confiáveis e manter o custo computacional das simulações baixo, a malha de 59,136 células foi utilizada.

3.3.2 Resultados de Temperatura

As duas simulações com coeficientes de transferência de calor de 5,00 e 32,91 W/m²K foram realizadas, e os contornos de temperatura em diferentes instantes de cada simulação estão apresentados na Figura 3.3. Os traços em preto representam a altura de partículas no leito.

Figura 3.3 - Perfis de Temperatura para diferentes coeficientes de transferência de calor em (a) 0 s, (b) 10 s, (c) 30 s, (d) 0 s, (e) 2 s, (f) 6 s de simulação.

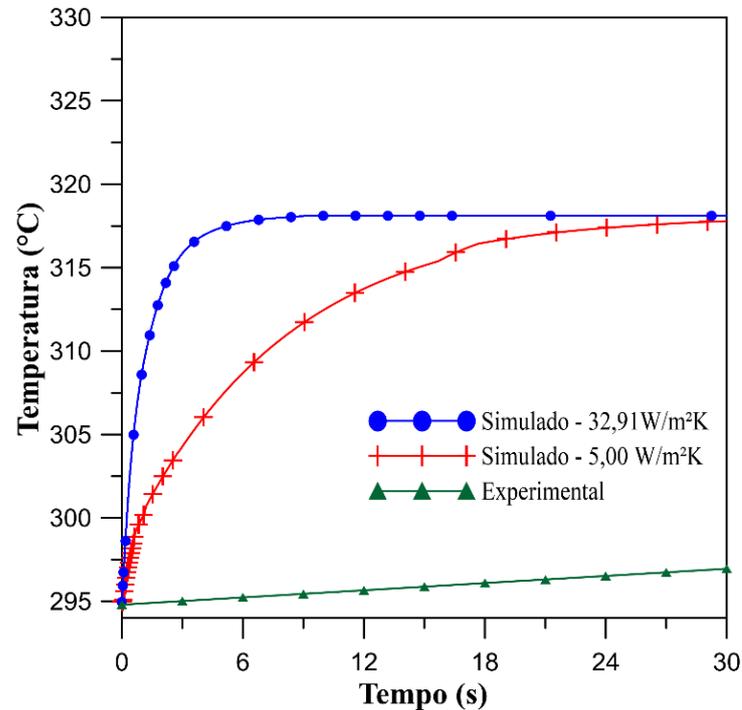


Fonte: Do autor (2021).

O aquecimento do café se deu de forma muito rápida para ambos os coeficientes, e todo o café atingiu a temperatura do ar de secagem antes do primeiro minuto de operação. Pela Figura 3.3 também se destaca que a mudança no coeficiente de transferência de calor influenciou nos resultados de temperatura, o que resultou em um aquecimento mais lento com a redução do coeficiente para $5,00 \text{ W/m}^2\text{K}$. Todavia, ainda com o aquecimento reduzido, o resultado obtido foi distante dos resultados experimentais.

Para melhor comparar o aquecimento entre os dois coeficientes de transferência de calor, apresenta-se uma representação gráfica dos resultados de temperatura ao longo do tempo para ambos coeficientes na Figura 3.4.

Figura 3.4 - Cinética de aquecimento a diferentes coeficientes de transferência de calor.



Fonte: Do autor (2021).

Pela Figura 3.4, assim como foi observado na Figura 3.3, verifica-se que, com a redução do coeficiente de transferência de calor, foi demandado maior tempo para alcançar o equilíbrio de temperatura. Isso se justifica pela redução da força motriz do transporte de energia.

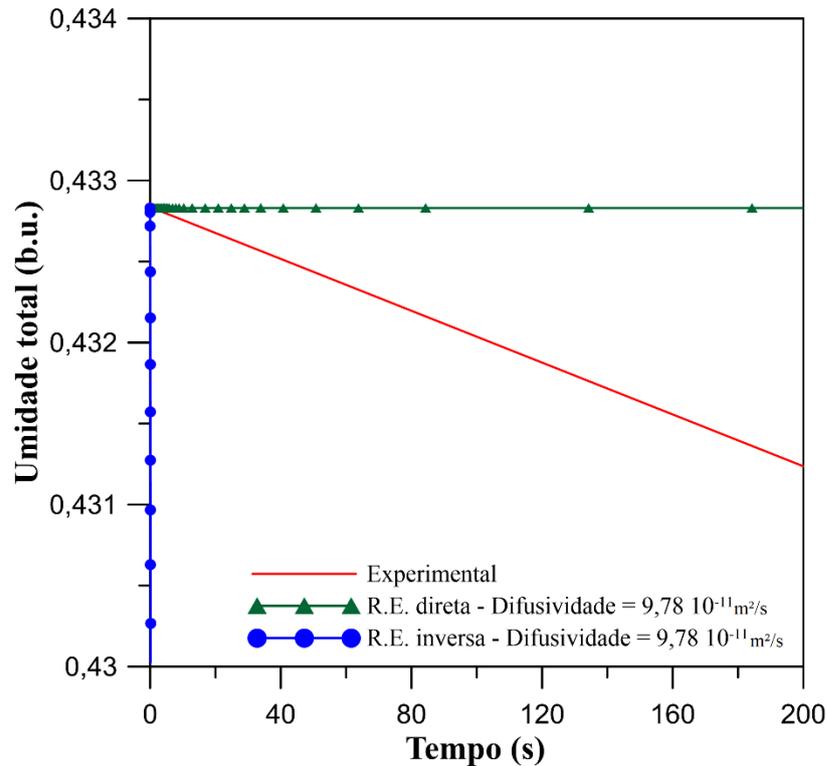
Além disso, constatou-se uma grande diferença entre os resultados médios de temperatura simulados e aquele experimental. Uma hipótese para o ocorrido reside na consideração das paredes do sistema como adiabáticas, uma vez que no equipamento experimental havia constante perda de calor do café e do ar de secagem para as paredes do sistema, que não estava isolado.

Outra hipótese a ser considerada é a de que o Modelo Euleriano Granular Multifásico, com configuração de *packed bed* habilitado, implica em uma troca de calor acelerada e homogênea, dado que o mesmo foi observado por Mateus e Petri (2021, no prelo).

3.3.3 Resultados de Umidade

A influência da razão de equilíbrio, direta e inversa, foram comparados por meio dos resultados de cinéticas de secagem simuladas e experimentais (Capítulo 2), utilizando o valor de difusividade em camada fina de $9,78 \cdot 10^{-11} \text{ m}^2/\text{s}$. Os resultados das simulações feitas a partir de diferentes cálculos de razão de equilíbrio podem ser observados na Figura 3.5,

Figura 3.5 - Cinética de secagem para razões de equilíbrio direta e inversa.

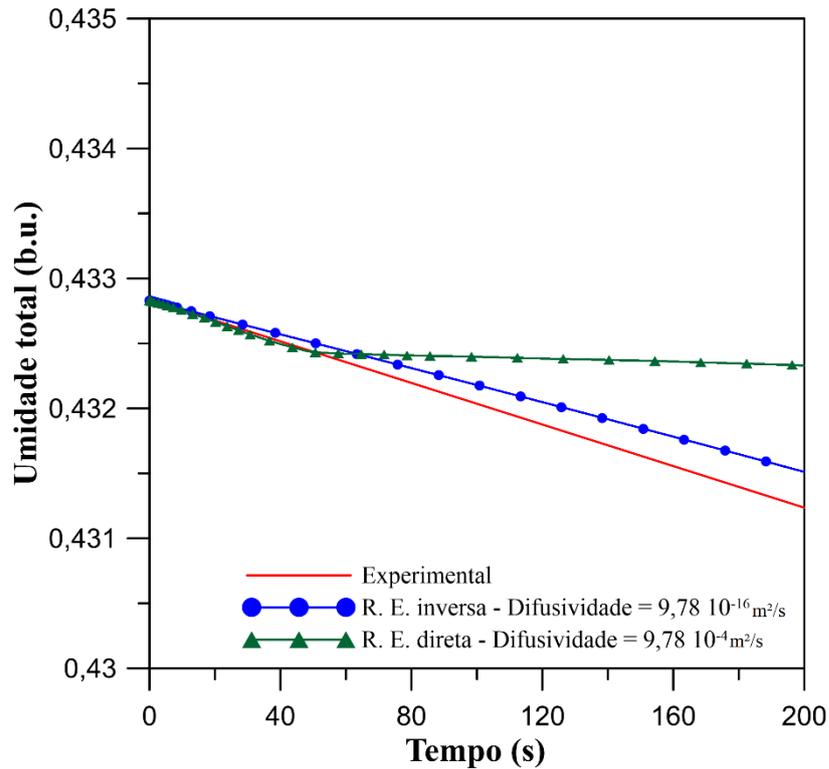


Fonte: Do autor (2021).

Os resultados de ambas as razões de equilíbrio, direta e inversa, com a difusividade do sólido configurada em $9,78 \cdot 10^{-11} \text{ m}^2/\text{s}$, foram completamente distintos entre si. Para a razão de equilíbrio direta, a secagem foi insignificante, enquanto para a inversa, a secagem foi extremamente rápida. Seu comportamento qualitativo é coerente, dado que a razão de equilíbrio direta calculada é necessariamente maior que a inversa para a operação em questão, o que implica menores taxas de secagem para a razão de equilíbrio direta.

Entretanto, a disparidade entre os resultados das razões de equilíbrio foi muito acentuada. Este comportamento pode ser melhor explicado pelo valor de difusividade do sólido. Por se tratar do valor equivalente à secagem em camada fina, é esperado que seu valor produza resultados de secagem extremos em comparação ao esperado para a secagem em camada espessa. Por conseguinte, seu ajuste para um valor ótimo, se faz necessário para melhor comparar os diferentes cálculos de razão de equilíbrio. Os resultados de secagem para os valores ajustados de difusividade podem ser observados na Figura 3.6.

Figura 3.6 - Cinética de secagem para as difusividades corrigidas para camada espessa.



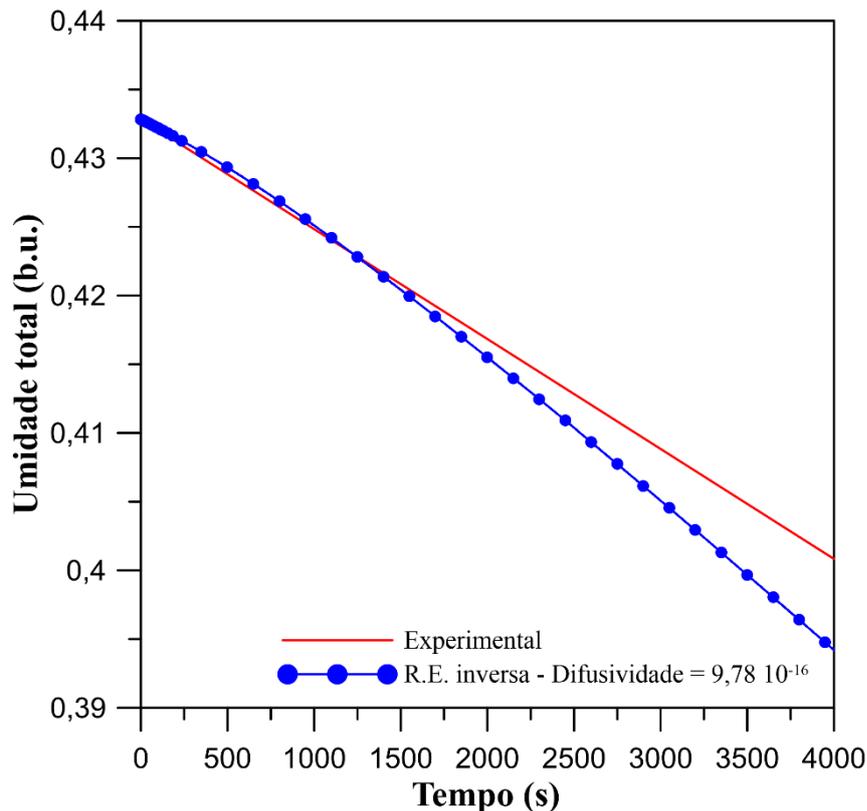
Fonte: Do autor (2021).

Os valores ótimos para as razões de equilíbrio direta e indireta foram $9,78 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$ e $9,78 \cdot 10^{-16} \text{ m}^2/\text{s}$, respectivamente. Dado o comportamento oposto entre os métodos de cálculo da razão de equilíbrio, o ajuste da difusividade também se deu de maneira oposta, tendo aumentado para a razão de equilíbrio direta, e reduzido para a razão indireta. Observa-se também que o aumento do parâmetro em questão foi significativamente mais intenso que sua redução, além do fato de que o aumento da difusividade não é coerente com o previsto teoricamente, dado que a difusividade efetiva da operação deve ser reduzida considerando secagem em camada espessa. Esse resultado pode implicar que a razão de equilíbrio, para sistemas de secagem, deve ser calculada com a fase contínua no numerador e a fase sólida no denominador da Equação 41 (razão inversa).

Além disso, a razão de equilíbrio direta com difusividade de $9,78 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$ apresentou comportamento inconsistente, com mudança repentina da taxa de secagem após determinado tempo de simulação. Repetidos testes foram realizados, e além de não se ter observado qualquer relação com a mudança de comportamento com outras variáveis do sistema, este se repetiu em diferentes pontos da simulação. Esse comportamento indica inconsistências durante os cálculos computacionais, com divergência numérica de resultados.

Seguindo a simulação com a razão de equilíbrio inversa e difusividade de $9,78 \cdot 10^{-16} \text{ m}^2/\text{s}$, um tempo maior foi simulado para observar o comportamento da secagem em longos tempos. Um tempo total de 4000 segundos foi simulado, e os resultados de umidade em função do tempo podem ser observados na Figura 3.7.

Figura 3.7 - Cinética de secagem com difusividade corrigida.



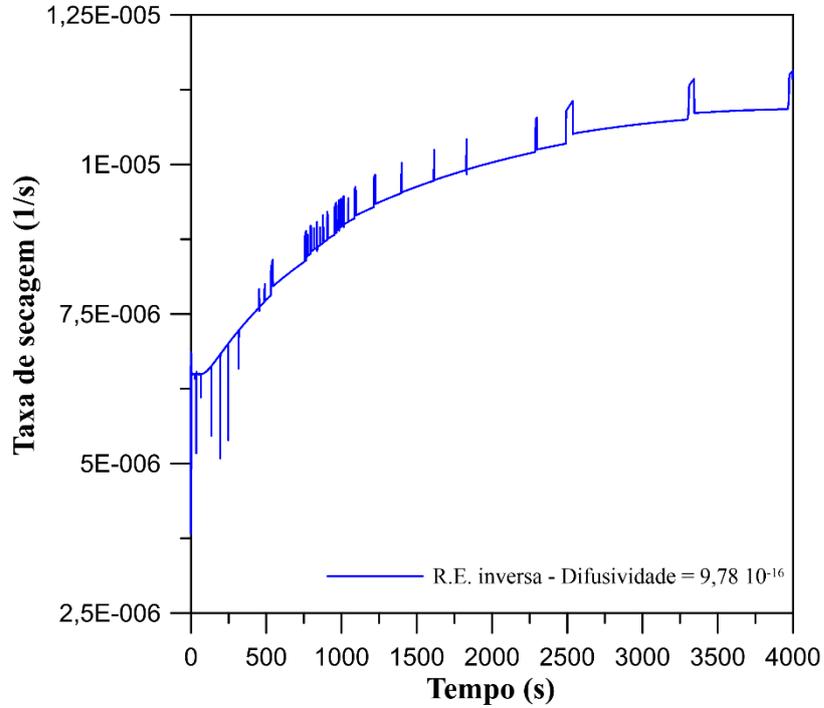
Fonte: Do autor (2021).

É possível perceber que os resultados da simulação convergiram bem com os resultados experimentais no tempo observado. O comportamento da queda de umidade, entretanto, parece intensificar após algum tempo de simulação. Variações no comportamento da taxa de secagem são esperados, uma vez que a razão de equilíbrio foi definida como uma UDF, que a calcula com os valores variáveis de umidade do ar de secagem e do sólido. Entretanto, o esperado para a razão de equilíbrio inversa é que, com a redução da umidade do sólido, a taxa de secagem diminua com o tempo.

Acredita-se que se trata da estabilização da convergência do problema. Para melhor analisar o ocorrido, um gráfico de taxa de secagem em função do tempo está apresentado na Figura 3.8. Nesta, é possível perceber certa instabilidade na secagem, com picos frequentes ao longo da simulação. Próximo aos 1200 segundos, entretanto, os picos parecem diminuir de

frequência, junto com a estabilização do crescimento da taxa de secagem, o que indica que esta ficará constante com o tempo, conforme esperado.

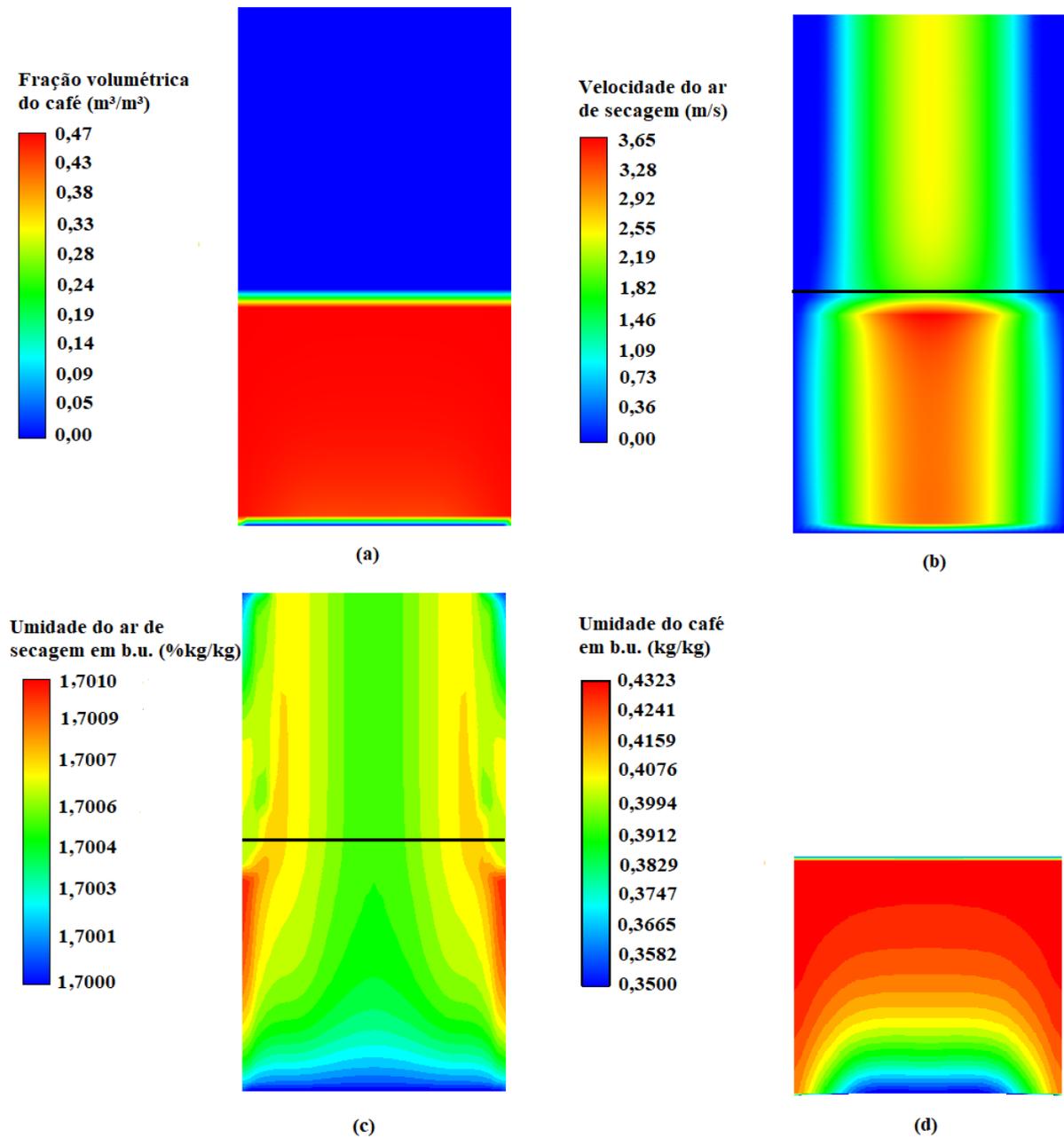
Figura 3.8 - Taxa de secagem para a difusividade corrigida.



Fonte: Do autor (2021).

Já a Figura 3.9 mostra os resultados de contornos de fração volumétrica de café, velocidade do ar de secagem, fração mássica do ar de secagem e do café. As linhas em preto demarcam a altura de partículas e o contorno de umidade de café foi extraído apenas da porção contendo partículas.

Figura 3.9 - Contornos de (a) fração volumétrica do café, (b) velocidade do ar de secagem, (c) umidade absoluta do ar de secagem, e (d) umidade do café.



Fonte: Do autor (2021).

Analisando os contornos de fases da simulação, apresentados na Figura 3.9a, é possível compreender que as partículas permaneceram imóveis em regime de leito fixo, como o esperado. Além disso, a velocidade do ar de secagem (Figura 3.9b) seguiu o comportamento parabólico previsto pela UDF de velocidade de entrada, com velocidades maiores no centro do equipamento.

A umidade do ar de secagem (Figura 3.9c), por sua vez, aumentou ao longo da altura do equipamento, principalmente nas zonas de menor escoamento de ar, próximos à parede. Esse resultado é condizente com o esperado do sistema real, com menor concentração de umidade do ar nos centros devido ao escoamento intensificado na região, e aumento da umidade ao longo do equipamento à medida que o ar seca o café. A umidade do café, mostrada na Figura 3.9d, não reduziu homogeneamente por meio do equipamento, o que demonstra que a secagem ocorreu do fundo para o topo com diferença significativa de umidade.

Desta forma nota-se que, apesar de a umidade média do equipamento ter convergido com os valores experimentais, o comportamento real da simulação se apresenta divergente ao secar de maneira excessivamente acelerada as partículas do fundo, e lentamente as partículas do topo do leito. Entretanto, esse gradiente de umidade é esperado em unidades reais, dado que as partículas do fundo do leito entram em contato com um ar de secagem de menor umidade, o que implica uma taxa de transferência de massa intensificada. Não somente, o gradiente radial da umidade implica relação direta com a velocidade do ar, e assemelha-se com o perfil parabólico definido para a velocidade. Este resultado também é coerente com o esperado, dado que maiores velocidades aumentam a transferência de massa por convecção.

Percebe-se que, apesar de bons resultados qualitativos, o modelo numérico precisa ser ajustado para que a secagem se dê de forma mais homogênea. Porém, devem ser mantidos, os gradientes observados na Figura 3.9, uma vez que representam os efeitos da velocidade e força motriz, assim como ocorre no sistema real.

3.4 Conclusões

A modelagem numérica para a transferência de calor, assim como atestado no Capítulo 1, se deu de forma acelerada, e não convergiu de modo satisfatório com o que se observou experimentalmente. A mudança no coeficiente de transferência de calor para o valor encontrado por Sfredo et al. (2005) para café em condições de operação semelhantes teve efeito significativo nos resultados de temperatura, mas não foi suficiente para atingir os resultados experimentais. O mesmo comportamento de aquecimento acelerado em metodologia numérica semelhante foi observado por Mateus e Petri (2021, no prelo).

A utilização de razões de equilíbrio calculadas de maneira direta e inversa, com difusividade equivalente à encontrada experimentalmente para camada fina, obteve resultados opostos, com secagem nula e excessivamente rápida, respectivamente. Tal comportamento é

esperado considerando que o sistema se trata de secagem em camada espessa. Ambas as razões de equilíbrio convergiram bem com os resultados experimentais após o reajuste da difusividade.

Entretanto, a razão de equilíbrio direta obteve difusividade ótima em valor superior à calculada para camada fina, o que sugere uma incoerência teórica em seu cálculo na forma direta. Ademais, a simulação diverge para valores menores de taxa de secagem em tempos superiores de simulação. A razão de equilíbrio inversa, todavia, obteve difusividade coerente com o esperado para secagem em camada espessa, e os valores simulados foram convergentes com os experimentais mesmo em tempos superiores. Constatou-se que a taxa de secagem aumentou no início da simulação, estabilizando após cerca de 3000 segundos e iniciando comportamento constante.

As partículas de café da simulação apresentaram regime de leito fixo e a velocidade do ar de secagem apresentou perfil parabólico como o esperado. Apesar disso, o perfil de umidade mostrou-se fortemente heterogêneo com gradientes axial e radial significativos, assemelhando a um perfil parabólico. Ambos são coerentes pelos conceitos de força motriz e transferência de massa por convecção, respectivamente, entretanto, sua intensidade é indesejada, e indica problemas a ainda serem solucionados para aperfeiçoamento do método numérico.

Ainda assim, os resultados foram favoráveis com boa convergência aos valores experimentais, e comportamento qualitativo coerente ao esperado. À vista disso, conclui-se que a metodologia numérica utilizada pode ser útil para a obtenção da difusividade efetiva de um leito fixo em camada espessa a partir da difusividade efetiva em camada fina calculada experimentalmente, e, com base nesta, permitir testes computacionais da operação de secagem para otimizações e análises do equipamento.

3.5 Referências Bibliográficas

- BERGMAN, T. L. et al. **Introduction to heat transfer**. 7. ed. Jefferson City:John Wiley & Sons, 2011. ISBN-13: 978-0470-50196-2. Acesso em: 15 fev. 2021.
- BORÉM, F. M. *et al.* **Propriedades térmicas de cinco variedades de café cereja descascado**. Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental, v. 6, n. 3, p. 475-480, 2002. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1590/S1415-43662002000300016>. Acesso em: 15 fev. 2021.
- BORÉM, F. M. *et al.* **Qualidade do café natural e despulpado após secagem em terreiro e com altas temperaturas**. Ciência e Agrotecnologia, v. 32, n. 5, p. 1609-1615, 2008.

Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1590/S1413-70542008000500038>. Acesso em: 10 fev. 2021.

CAMPOS, A.T.; MELO, E.C.; SILVA, J.S.E. **Desenvolvimento e análise de um protótipo de secador de camada fixa para café (*Coffea arabica* L.) com sistema mecânico**. Revista Brasileira de Armazenamento, v. 24, n. 2, p. 37-41, 1999. Disponível em: <http://www.sbicafe.ufv.br/handle/123456789/229>. Acesso em: 10 fev. 2021.

CORADI, P. C. et al. Multifunctional prototype for drying and storage of grains/seeds (DSGS). In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON AGRICULTURAL ENGINEERING (CIGR). **Anais [...]**. Aarhus: Organising Committee, CIGR 2016, 8p. Disponível em: https://www.researchgate.net/profile/Paulo_Carteri_Coradi/publication/330969767_Multifunctional_Prototype_for_Drying_and_Storage_of_GrainsSeeds_DSGS/links/5c5db91a45851582c3d6fa41/Multifunctional-Prototype-for-Drying-and-Storage-of-Grains-Seeds-DSGS.pdf. Acesso em: 10 fev. 2021.

LACERDA FILHO, A. F. **Avaliação de diferentes sistemas de secagem e suas influências na qualidade do café (*Coffea arabica* L.)**. 1986. 136 p. Dissertação (Mestrado em Processamento e Armazenamento de Grãos) – Universidade Federal de Viçosa, Viçosa, 1986. Acesso em: 10 fev. 2021.

MATEUS, F. L. B.; PETRI, I. J.; **Momentum and heat transfer prediction in a silo-dryer through computational fluid-dynamics**. Coffee Science, Lavras, v. 17, 2021. No Prelo.

PALACIN, J. J. F. *et al.* **Secagem combinada de café cereja descascado**. REVISTA ENGENHARIA NA AGRICULTURA-REVENG, v. 17, n. 3, 2009. Disponível em: <https://doi.org/10.13083/reveng.v17i3.45>. Acesso em: 10 fev. 2021.

PETRI JUNIOR.; C. R. DUARTE.; L.G. M. VIEIRA. **Aplicações das técnicas de CFD para predição da distribuição de vazões volumétricas em hidrociclones dispostos em distintas baterias**. Enemp, 2009. Acesso em: 15 fev. 2021.

SAATH, R. *et al.* **Alterações na composição química e sensorial de café (*Coffea arabica* L.) nos processos pós-colheita**. Energia na Agricultura, v. 27, n. 2, p. 96-112, 2012. Disponível em: <https://doi.org/10.17224/EnergAgric.2012v27n2p96-112>. Acesso em: 10 fev. 2021.

SFREDO, M. A.; FINZER, J. R. D.; LIMAVERDE, J. R. **Heat and mass transfer in coffee fruits drying**. Journal of food engineering, v. 70, n. 1, p. 15-25, 2005. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2004.09.008>. Acesso em: 15 fev. 2021.

STOPPE, A. C. R.; NETO, J. L. V.; DOS SANTOS, K. G. **Development of a fixed bed solar dryer: experimental study and CFD simulation**. Research, Society and Development, v. 9, n. 3, p. e123932667-e123932667, 2020. Acesso em: 10 fev. 2021.

CONCLUSÕES GERAIS

A modelagem numérica da secagem foi satisfatória para o modelo de transferência de espécies por razão de equilíbrio, utilizando os submodelos Ranz-Marshall e Hughmark. Estes possuem forte influência da razão de equilíbrio e difusividade da água no sólido. Observou-se uma relação inversa entre a razão de equilíbrio e a taxa de secagem, com maiores taxas à menores razões de equilíbrio. Concluiu-se que a modelagem da razão de equilíbrio por meio de *UDFs* é essencial para garantir comportamento numérico coerente com as mudanças de umidade do sistema. Em contraste, mudanças na razão de equilíbrio não causaram efeitos nas demais modelagens (*species-constant* e *species-sherwood*).

Mudanças na difusividade da água no sólido tiveram menor influência na secagem inicialmente, e maior nas simulações finais, o que pode ser explicado pelas diferentes razões de equilíbrio utilizadas. Tal comportamento sugere que a difusividade seja mais influente na secagem a razões de equilíbrio mais baixas.

Os métodos utilizados para a obtenção das propriedades físicas do café foram satisfatórios, e convergiram bem com resultados encontrados anteriormente na literatura para a densidade e porosidade (Ribeiro et al., 2001), calor específico (Borém et al., 2002) e difusividade efetiva em camada fina (Madamba, et al., 1996). A secagem do café apresentou taxa de secagem decrescente nos primeiros minutos, seguido por taxa de secagem constante até o tempo final de 5,5 horas. O comportamento observado, e a umidade final obtida foram coerentes com trabalhos anteriores de secagem de café em leito fixo (GUIMARÃES, 1995; ALVES, 2013; LACERDA FILHO E SILVA, 2006; PALACIN *et al.*, 2009). A taxa decrescente no início do experimento se deu devido ao excesso de água não-ligada no café após ter sido descongelado.

As simulações numéricas do equipamento experimental utilizando o modelo Ranz-Marshall não convergiram, inicialmente, aos valores experimentais. Tal era esperado pela

utilização da difusividade efetiva em camada fina, considerando que o experimento foi realizado em camada espessa. A difusividade teve de, desta forma, ser reajustada para a obtenção de taxas de secagem razoáveis.

Observou-se que a razão de equilíbrio pode ser interpretada de diferentes maneiras para a modelagem de transferência de massa entre fases, e que a fração que a define pode ser calculada de forma direta ou inversa, dependendo das definições de fase. Para a formulação direta, com a fase sólida no numerador e fluida no denominador, a difusividade teve de ser ajustada em valores superiores ao calculado experimentalmente para a convergência com os valores experimentais, o que apresenta uma incoerência teórica com o conceito de difusividade em camada espessa. Não somente, sua convergência foi problemática, com mudança repentina de comportamento durante a simulação. A razão de equilíbrio inversa, entretanto, obteve boa convergência durante longos tempos de simulação com um reajuste de difusividade coerente com o esperado para a difusividade em camada espessa.

Os resultados de troca térmica apresentaram aquecimento acelerado tanto inicialmente quanto nas simulações finais, não convergindo bem com os valores experimentais de temperatura. O mesmo foi observado anteriormente em leitos fixos por Mateus e Petri (2021, no prelo) utilizando metodologia numérica semelhante.

Utilizando a razão de equilíbrio inversa e difusividade corrigida, apesar da convergência satisfatória com os resultados experimentais, a secagem se deu de forma excessivamente heterogênea. Ainda assim, os resultados foram qualitativamente coerentes, e o método numérico pode ser aperfeiçoado para melhor tratar a secagem em leito fixo.

Concluiu-se que a metodologia numérica utilizada tem potencial para a obtenção da difusividade efetiva para camada espessa a partir da difusividade efetiva para camada fina obtida experimentalmente. Não somente, o método numérico pode ser aperfeiçoado para representar definitivamente um equipamento de secagem em leito fixo e permitir otimizações e análises no mesmo.

Sugestões para trabalhos futuros

A modelagem de transferência de calor para simulações de leitos fixos de metodologia numérica semelhante, isto é, utilizando do Modelo Euleriano Granular Multifásico com configuração *packed bed* habilitada, pode ser melhor estudada. Os resultados deste trabalho sugerem a necessidade de uma modelagem alternativa que aqueça o sistema mais lentamente.

Tal pode ser feito por meio de UDF, aplicando diretamente equações ou correlações de transferência de calor completas ou simplificadas, e comparar os resultados com os modelos padrões fornecidos pelo *software*. Junto às adequações ao modelo de transferência de calor, a modelagem adequada das perdas térmicas no equipamento para o ambiente é de suma importância para sua representação computacional adequada.

A influência da modelagem do coeficiente de razão de equilíbrio para a fase contínua, com os modelos Ranz-Marshall, Hughmark e Zero-Resistance foi significativa para ambas modelagens Ranz-Marshall e Hughmark para a razão de equilíbrio da fase sólida. Entretanto, a influência dos diferentes modelos para a fase contínua não foi explorada para os demais métodos de razão de equilíbrio, como o *species-constant* e *species-sherwood*. O estudo dos mesmos pode ser importante para melhor compreender o comportamento do modelo de transferência de espécies.

A taxa de secagem do café *coffea arabica l. cv. catuai* pode ser observada em tempos de secagem maiores para um estudo mais aprofundado de seu comportamento na secagem em leito fixo. Não somente, seria interessante um comparativo entre as taxas de secagem em leito fixo e as taxas de secagem em outros equipamentos de secagem, em especial a secagem em leito fluidizado.

Para o enriquecimento dos estudos aqui realizados, também é de interesse a realização de mais ensaios experimentais e numéricos utilizando a difusividade ajustada pelo método numérico de forma a verificar sua validade para a obtenção da difusividade efetiva em camada espessa. O estudo mais aprofundado dos modelos utilizados também é importante, para sanar os problemas encontrados nos gradientes excessivos de umidade.

REFERÊNCIAS

- ALVES, G.E. **Cinética de secagem e qualidade do café para diferentes temperaturas e fluxos de ar**. 2013. 132 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) - Universidade Federal de Lavras, Lavras, 2013. Disponível em: <http://tot.dti.ufv.br/handle/123456789/6838>. Acesso em: 26 fev. 2021.
- BORÉM, F. M. *et al.* **Propriedades térmicas de cinco variedades de café cereja descascado**. Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental, v. 6, n. 3, p. 475-480, 2002. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1590/S1415-43662002000300016>. Acesso em: 26 fev. 2021.
- CASTRO, L.E. **Efeito do despulpamento, em secador de leito fixo sob alta temperatura, no consumo de energia e na qualidade do café (*Coffea arabica* L.)**. 1991. 61 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) – Universidade Federal de Viçosa, Viçosa, 1991. Disponível em: <http://www.sbicafe.ufv.br/handle/123456789/212>. Acesso em: 05 out. 2020.
- GARCIA, D. C. *et al.* **A secagem de sementes**. Ciência Rural, v. 34, n. 2, p. 603-608, 2004. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1590/S0103-84782004000200045>. Acesso em: 05 out. 2020.
- GUIMARÃES, A.C. **Secagem de café (*Coffea arabica* L.) combinando sistemas em altas e baixas temperaturas**. 1995. 64p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) – Universidade Federal de Viçosa, Viçosa, 1995. Disponível em: <http://www.sbicafe.ufv.br/handle/123456789/322>. Acesso em: 26 fev. 2021.
- KLOSS, C. *et al.* **Models, algorithms and validation for opensource DEM and CFD–DEM**. Progress in Computational Fluid Dynamics, an International Journal, v. 12, n. 2-3, p. 140-152, 2012. Disponível em: <https://doi.org/10.1504/PCFD.2012.047457>. Acesso em: 10 out. 2020.
- LACERDA FILHO, A. F. de; SILVA, J. de S. **Secagem de café em combinação**. Revista brasileira de engenharia agricola e ambiental, v. 10, n. 3, p. 671-678, 2006. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1590/S1415-43662006000300020>. Acesso em: 26 fev. 2021.
- MADAMBA, P.S.; DRISCOLL, R.H.; BUCKLE, K.A. **Thin-layer drying characteristics of garlic slices**. Journal of Food Engineering, v.29, p.75-97, 1996. Disponível em: [https://doi.org/10.1016/0260-8774\(95\)00062-3](https://doi.org/10.1016/0260-8774(95)00062-3). Acesso em: 26 fev. 2021.

- PALACIN, J. J. F. *et al.* **Secagem combinada de café cereja descascado**. Revista Engenharia na Agricultura Reveng, v. 17, n. 3, 2009. Disponível em: <https://doi.org/10.13083/reveng.v17i3.45>. Acesso em: 26 fev. 2021.
- RIBEIRO, R.C. M. S. *et al.* **Porosidade e massa específica de cinco variedades de café cereja descascado**. Revista Brasileira de Armazenamento, Viçosa, v.3, p.54-61, 2001. Disponível em: <http://www.sbicafe.ufv.br/handle/123456789/1191>. Acesso em: 26 fev. 2021.
- SZAFRAN, R. G.; KMIEC, A. **CFD modeling of heat and mass transfer in a spouted bed dryer**. Industrial & engineering chemistry research, v. 43, n. 4, p. 1113-1124, jan, 2004. Disponível em: <https://doi.org/10.1021/ie0305824>. Acesso em: 10 out. 2020.
- XIA, Bin; SUN, Da-Wen. **Applications of computational fluid dynamics (CFD) in the food industry: a review**. Computers and electronics in agriculture, v. 34, n. 1-3, p. 5-24, 2002. Disponível em: [https://doi.org/10.1016/S0168-1699\(01\)00177-6](https://doi.org/10.1016/S0168-1699(01)00177-6). Acesso em: 05 out. 2020.

APÊNDICE

User Defined Function para a velocidade de entrada e razão de equilíbrio.

```
#PERFIL PARABÓLICO DE VELOCIDADE

DEFINE_PROFILE(inlet_x_velocity, thread, index)
{
    real x[ND_ND];
    real a;
    real b;
    real time;
    face_t f;

    begin_f_loop(f, thread)
    {
        F_CENTROID(x, f, thread);
        time=CURRENT_TIME + CURRENT_TIMESTEP;

        {b = x[2];
        a = x[0];
        F_PROFILE(f, thread, index) =3.6*(1-
        (a/0.0785)*(a/0.0785)-(b/0.0785)*(b/0.0785));}
    }
end_f_loop(f, thread)
}

#RAZÃO DE EQUILÍBRIO DIRETA

DEFINE_MASS_TRANSFER(equilibrium_ratio, cell, thread, from_in-
dex, from_species_index, to_index, to_species_index)
{
    Thread *soja = THREAD_SUB_THREAD(thread, from_index);
    Thread *ar = THREAD_SUB_THREAD(thread, to_index);
    cell_t c;
    real eq_rat;
    real um_ar = C_YI(c, ar, 0);
    real um_so = C_YI(c, soja, 0);

    eq_rat = (um_so/um_ar);

    return eq_rat;
}

#RAZÃO DE EQUILÍBRIO INVERSA

DEFINE_MASS_TRANSFER(equilibrium_ratio, cell, thread, from_in-
dex, from_species_index, to_index, to_species_index)
{
    Thread *soja = THREAD_SUB_THREAD(thread, from_index);
    Thread *ar = THREAD_SUB_THREAD(thread, to_index);
    cell_t c;
    real eq_rat;
    real um_ar = C_YI(c, ar, 0);
    real um_so = C_YI(c, soja, 0);
```

```
real number = 0.017/0.4328  
  
eq_rat = (um_ar/um_so);  
  
if (eq_rat > 100) {  
    return number;  
} else {  
    return eq_rat;  
}  
}
```