

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA

**CENTRO TECNOLÓGICO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA
QUÍMICA**

**MODELAGEM DA SECAGEM CONVECTIVA EM
CONTRACORRENTE DE CERÂMICAS VERMELHAS:
Aspectos fenomenológicos e de consumo de energia**

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Santa Catarina como parte integrante dos requisitos exigidos para obtenção do título de mestre em Engenharia Química.

IANTO OLIVEIRA MARTINS

Florianópolis
2016

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA
CENTRO TECNOLÓGICO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA
QUÍMICA**

IANTO OLIVEIRA MARTINS

**ESTUDO DE MODELAGEM DA SECAGEM CONVECTIVA EM
CONTRACORRENTE DE CERÂMICAS VERMELHAS:
Aspectos fenomenológicos e de consumo de energia**

Dissertação submetida ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Santa Catarina para a obtenção do Grau de Mestre em Engenharia Química

Orientador: Prof. Dr. Marinho Bastos Quadri
Coorientador: Prof. Dr. Vicente de Paulo Nicolau

Florianópolis
2016

Ficha de identificação da obra elaborada pelo autor,
através do Programa de Geração Automática da Biblioteca Universitária da UFSC.

Martins, Ianto Oliveira

Modelagem da secagem convectiva em contracorrente de cerâmicas vermelhas : Aspectos fenomenológicos e de consumo de energia / Ianto Oliveira Martins ; orientador, Marinho Bastos Quadri ; coorientador, Vicente de Paulo Nicolau. - Florianópolis, SC, 2016.
168 p.

Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Santa Catarina, Centro Tecnológico. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química.

Inclui referências

1. Engenharia Química. 2. Economia de energia. 3. Secagem convectiva. 4. Tijolo vermelho vazado. 5. Modelagem matemática. I. Quadri, Marinho Bastos. II. Nicolau, Vicente de Paulo. III. Universidade Federal de Santa Catarina. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química. IV. Título.

**Modelagem da Secagem Convectiva em Contracorrente de
Cerâmicas Vermelhas: aspectos fenomenológicos e de
consumo de energia**

por

Ianto Oliveira Martins

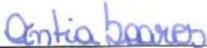
Dissertação julgada para obtenção do título de **Mestre em Engenharia Química**, área de Concentração de **Desenvolvimento de Processos Químicos e Biotecnológicos** e aprovada em sua forma final pelo Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Santa Catarina.



Prof. Dr. Marinho Bastos Quadri
orientador



Prof. Dr. Vicente de Paulo Nicolau
coorientador

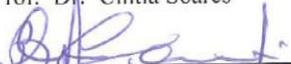


Prof.ª Dr.ª Cíntia Soares
coordenadora

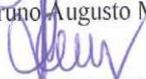
Banca Examinadora:



Prof.ª Dr.ª Cíntia Soares



Prof. Dr. Bruno Augusto Mattar Carciofi



Prof. Dr. João Borges Laurindo

Este trabalho foi desenvolvido no Laboratório de Sistemas Porosos (LASIPO) do Departamento de Engenharia Química e Engenharia de Alimentos, Centro Tecnológico, Universidade Federal de Santa Catarina. Contou com o apoio financeiro do programa: **PRH-ANP/MCT Nº 34: Formação de Engenheiros nas Áreas de Automação, Controle e Instrumentação para a Indústria do Petróleo e Gás.**

Dedico este trabalho aos meus pais que sempre fizeram dos meus estudos uma prioridade.

“...I give you the mausoleum of all hope and desire...I give it to you not that you may remember time, but that you might forget it now and then for a moment and not spend all of your breath trying to conquer it. Because no battle is ever won he said. They are not even fought. The field only reveals to man his own folly and despair, and victory is an illusion of philosophers and fools.”

(William Faulkner, *The Sound and the Fury*, 1929)

AGRADECIMENTOS

Ao PosENQ, UFSC e EQA, pela oportunidade e estrutura fornecidos para a realização deste trabalho.

Aos professores Marinho Bastos Quadri e Vicente de Paulo Nicolau, pela oportunidade de trabalhar com um tema tão interessante e desafiador e por todo o apoio, orientação e conhecimentos transmitidos que foram indispensáveis para a conclusão deste trabalho.

Ao Programa PRH34/aciPG, pela concessão da bolsa de estudos e suporte financeiro fundamentais para o desenvolvimento do trabalho.

Aos meus pais, que sempre confiaram em mim e me deram todo o suporte necessário e ao resto da minha família, que nunca deixou de me apoiar.

Aos amigos do Laboratório de Sistemas Porosos e às novas amizades feitas em Florianópolis, que tornaram os últimos dois anos muito mais agradáveis, além do constante apoio motivacional.

Aos amigos Nelson e Tiago, por me acolherem quando cheguei em Florianópolis.

À Cerâmica Heinig, por colocar a planta e o seu conhecimento prático à nossa disposição.

Aos Professores João, Cíntia e Bruno, por terem aceitado participar como membros da banca examinadora deste trabalho; auxiliando no seu aprimoramento.

À todos aqueles que de alguma maneira direta ou indireta contribuíram para a realização deste trabalho.

RESUMO

O processo de secagem na indústria cerâmica visa a retirada de água da peça antes que esta prossiga para a fase da queima. Nas plantas de grande e médio porte, a etapa de secagem ocorre em regime convectivo em secadores túnel em contracorrente. Neste tipo de secador, tijolo e ar entram em vértices contrários e escoam em diferentes sentidos. A modelagem deste processo considerou os fenômenos de transferência de quantidade de movimento no ar de secagem e a transferência de calor e de massa entre o ar de secagem e o meio poroso. Doze estudos de caso foram simulados variando parâmetros de temperatura e de velocidade do ar de secagem e tempo de residência do tijolo no secador. Com os resultados espera-se que seja possível fornecer ao produtor subsídios teóricos de modo a se melhorar a produção, com um produto de maior qualidade e com menos energia gasta durante a secagem. Os resultados indicaram que um aumento na velocidade de entrada do ar de secagem leva a maiores valores médios dos coeficientes de transferência convectiva e taxas de secagem. Para maiores velocidades, os gradientes internos residuais calculados apresentavam os menores valores. Contudo, a eficiência no uso da energia é menor quanto maior for a velocidade de entrada do ar. Já o aumento da temperatura do ar de secagem causa a elevação dos coeficientes de transferência convectiva, aumento das taxas de secagem e da eficiência no consumo de energia e uma redução nos gradientes residuais. A redução do tempo de residência do tijolo dentro do secador reduz o tempo total demandado pela secagem, levando a um menor gasto de combustível. Nestes estudos de caso, as taxas de secagem e os coeficientes de transferência convectiva são baixos se comparados a outros estudos de caso com mesma velocidade de entrada do ar de secagem. Os maiores gradientes residuais de temperatura e umidade foram encontrados nestes estudos de caso. Para velocidades de $0,2 \text{ m s}^{-1}$ obteve-se os maiores valores de eficiência térmica, mas também se obtiveram os maiores valores de gradientes residuais e em alguns estudos de caso o produto final da secagem apresentava uma quantidade maior de umidade do que o desejado. A elevação da temperatura do ar de secagem combinada com um ar entrando com velocidade de $0,5 \text{ m s}^{-1}$ apresentou os melhores resultados combinados de eficiência térmica e gradientes residuais.

PALAVRAS-CHAVE: Modelagem numérica. Secagem de tijolos. Secador túnel. Cerâmica vermelha. Eficiência térmica.

ABSTRACT

Drying process in the ceramics industry aims to remove water from the brick before it goes to the firing phase. In medium to big industries, drying phase occurs in convective regime in horizontal tunnel dryers of countercurrent type. In this type of operation, the drying air in contact with the brick becomes hotter as it approaches the outlet of the dryer, which is the entry point of drying air. Modelling for this process took into consideration momentum transfer in the drying air and heat and mass transfer between air and porous medium. Twelve simulations were made taking varying parameters such as drying air inlet velocity and temperature as well as the movement of the brick inside the tunnel. With the results, this work aims to give to manufacturers the theoretical knowledge of how to increase thermal energy consumption efficiency as well as an increase of the production. Results have indicated that increasing the drying air inlet velocity results in the increase of drying rates, convective transfer coefficients and lower residual gradients of temperature and moisture, for higher velocities the thermal energy consumption efficiency is lower. Rising drying air temperature leads to increasing convective transfer coefficients, drying rates and thermal energy consumption efficiency, and decreases the residual gradients. Increasing the displacement velocity of the brick leads to a lower time for the drying, but also lower are the values calculated for convective transfer coefficients, drying rates and thermal efficiency and it also leads to the highest calculated values for the residual gradients. For a drying air inlet velocity of $0,2 \text{ m s}^{-1}$ the biggest values of thermal efficiency were calculated, but also biggest were the residual gradients and for some simulations the final moisture content were higher than expected, indicating a non-complete drying. Elevating the drying air temperature combined with drying air inlet velocity of $0,5 \text{ m s}^{-1}$ the best results for residual gradients and thermal efficiency.

KEYWORDS: Numerical modelling. Drying of bricks. Red ceramic. Tunnel dryer. Thermal efficiency.

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 3.1 - PERFIL DE UMIDADE E TAXA TÍPICOS DURANTE UM PROCESSO DE SECAGEM.....	8
FIGURA 3.2 - REPRESENTAÇÃO DA PRIMEIRA ETAPA DA SECAGEM.....	9
FIGURA 3.3 - EXEMPLOS DE ISOTERMAS DE SORÇÃO DE UMIDADE DE ARGILAS	12
FIGURA 3.4 - DIAGRAMA DE UMIDADE EM SECADORES DO TIPO TÚNEL: (A) CONCORRENTE E (B) CONTRACORRENTE	15
FIGURA 3.5 - CONFIGURAÇÕES TÍPICAS DE UM SECADOR TIPO TÚNEL	16
FIGURA 3.6 - SECADOR TIPO TÚNEL DA CERÂMICA CINCERA.....	17
FIGURA 3.7 - SECADOR TÚNEL VERTICAL EVA-702	18
FIGURA 3.8- TIJOLOS PRODUZIDOS NA CERÂMICA HEINIG	19
FIGURA 3.9 - PROCESSO GLOBAL DE FABRICAÇÃO DE CERÂMICA VERMELHA	20
FIGURA 3.10 - ETAPAS DA PRODUÇÃO DE CERÂMICA VERMELHA NA CERÂMICA HEINIG: (A) MISTURA; (B) EXTRUSÃO E CORTE; (C) VISTA LATERAL DO SECADOR; (D) VISTA LATERAL DO FORNO.	21
FIGURA 3.11 - ESQUEMA DA VISTA LATERAL DO SECADOR.....	23
FIGURA 3.12 - DIAGRAMA DE FUNCIONAMENTO DO SECADOR EM CONTRACORRENTE	24
FIGURA 4.1 - DOMÍNIO DO CÁLCULO.....	34
FIGURA 4.2 - CONDIÇÕES DE CONTORNO PARA A TRANSFERÊNCIA DA QUANTIDADE DE MOVIMENTO	35
FIGURA 4.3 - CONDIÇÕES DE CONTORNO PARA TRANSFERÊNCIA DE CALOR NO AR.....	36
FIGURA 4.4 - CONDIÇÕES DE CONTORNO PARA O CÁLCULO DA TRANSFERÊNCIA DE CALOR EM MEIOS POROSOS	38
FIGURA 4.5 - CONDIÇÕES DE CONTORNO PARA TRANSFERÊNCIA DE MASSA NO AR.....	40
FIGURA 4.6 - CONDIÇÕES DE CONTORNO PARA A TRANSFERÊNCIA DE MASSA NO MEIO POROSO.....	43
FIGURA 4.7 - PONTOS PARA O CÁLCULO DOS GRADIENTES DE UMIDADE E TEMPERATURA	46
FIGURA 4.8 - MALHAS 2D COM ALGUNS ELEMENTOS DE GEOMETRIA TÍPICAMENTE USADOS	48
FIGURA 4.9 – MALHA: (A) USADA NA SIMULAÇÃO; (B) APROXIMADA PARA O MEIO POROSO E (C) APROXIMADA PARA UM DOS FUROS DO INTERIOR DO MEIO POROSO.	50
FIGURA 4.10 - QUALIDADE DOS ELEMENTOS DA MALHA.....	51

FIGURA 4.11 - ESTUDO DE MALHA.....	52
FIGURA 5.1 - PERFIL ESPACIAL DA VELOCIDADE DO AR DE SECAGEM (M S ⁻¹): (A) PLANOS YZ E (B) PLANO XZ.....	58
FIGURA 5.2 - CAMADAS LIMITE NA SUPERFÍCIE SUPERIOR PARA DIFERENTES ESTUDOS DE CASO: (A) $u_0 = 0,5 \text{ M S}^{-1}$; (B) $u_0 = 0,05 \text{ M S}^{-1}$ E (C) $u_0 = 1,5 \text{ M S}^{-1}$	59
FIGURA 5.3 - DISTRIBUIÇÃO LOCAL DE H (W M ⁻² K ⁻¹) EM T = 2 H: (A) PLANO XY; (B) PLANO XZ E (C) PLANO YZ; PARA O ESTUDO DE CASO 1: $0,55 < u < 0,88 \text{ M S}^{-1}$	61
FIGURA 5.4 - VALORES MÉDIOS DE H AO LONGO DO TEMPO EM DIFERENTES SUPERFÍCIES DO TIJOLO PARA O ESTUDO DE CASO 1: $0,55 < u < 0,88 \text{ M S}^{-1}$	62
FIGURA 5.5 - COMPARAÇÃO COM A CORRELAÇÃO DE CHANDRAMOHAN (2015).....	64
FIGURA 5.6 - DISTRIBUIÇÃO LOCAL DE $104hm$ (M S ⁻¹) EM T = 2 H: (A) PLANO XY; (B) PLANO XZ E (C) PLANO YZ.....	65
FIGURA 5.7 - VALORES MÉDIOS DE hm AO LONGO DO TEMPO EM DIFERENTES SUPERFÍCIES DO TIJOLO.....	66
FIGURA 5.8 - DISTRIBUIÇÃO LOCAL DE TEMPERATURA PARA O ESTUDO DE CASO 1 ($u_0 = 0,5 \text{ M S}^{-1}$, $T_{\infty 0} = 120 \text{ }^{\circ}\text{C}$, $tR = 44 \text{ H}$) EM QUATRO MOMENTOS: (A) 2 H; (B) 12 H; (C) 22 H E (D) 44 H.....	68
FIGURA 5.9 - DISTRIBUIÇÃO LOCAL DE TEMPERATURA PARA O ESTUDO DE CASO 2 ($u_0 = 0,2 \text{ M S}^{-1}$, $T_{\infty 0} = 120 \text{ }^{\circ}\text{C}$, $tR = 44 \text{ H}$) EM QUATRO MOMENTOS: (A) 2 H; (B) 12 H; (C) 22 H E (D) 44 H.....	69
FIGURA 5.10 - DISTRIBUIÇÃO LOCAL DE TEMPERATURA PARA O ESTUDO DE CASO 3 ($u_0 = 1,5 \text{ M S}^{-1}$, $T_{\infty 0} = 120 \text{ }^{\circ}\text{C}$, $tR = 44 \text{ H}$) EM QUATRO MOMENTOS: (A) 2 H; (B) 12 H; (C) 22 H E (D) 44 H.....	70
FIGURA 5.11 - DISTRIBUIÇÃO LOCAL DE TEMPERATURA PARA O ESTUDO DE CASO 4 ($u_0 = 0,5 \text{ M S}^{-1}$, $T_{\infty 0} = 140 \text{ }^{\circ}\text{C}$, $tR = 44 \text{ H}$) EM QUATRO MOMENTOS: (A) 2 H; (B) 12 H; (C) 22 H E (D) 44 H.....	71
FIGURA 5.12 - DISTRIBUIÇÃO LOCAL DE TEMPERATURA PARA O ESTUDO DE CASO 7 ($u_0 = 0,5 \text{ M S}^{-1}$, $T_{\infty 0} = 120 \text{ }^{\circ}\text{C}$, $tR = 22 \text{ H}$) EM QUATRO MOMENTOS: (A) 1 H; (B) 6 H; (C) 11 H E (D) 22 H.....	72
FIGURA 5.13 - DISTRIBUIÇÃO LOCAL DE TEMPERATURA PARA O ESTUDO DE CASO 10 ($u_0 = 0,5 \text{ M S}^{-1}$, $T_{\infty 0} = 140 \text{ }^{\circ}\text{C}$, $tR = 22 \text{ H}$) EM QUATRO MOMENTOS: (A) 1 H, (B) 6 H, (C) 11 H E (D) 22 H.....	73
FIGURA 5.14 - DISTRIBUIÇÃO LOCAL DE UMIDADE PARA O ESTUDO DE CASO 1 ($u_0 = 0,5 \text{ m s}^{-1}$, $T_{\infty 0} = 120 \text{ }^{\circ}\text{C}$, $tR = 44 \text{ H}$) EM QUATRO MOMENTOS: (A) 2 H; (B) 12 H; (C) 22 H E (D) 44 H.....	74

FIGURA 5.15 - DISTRIBUIÇÃO LOCAL DE UMIDADE PARA O ESTUDO DE CASO 2 ($u_0 = 0,2$ M S ⁻¹ , $T_{\infty 0} = 120$ °C, $tR = 44$ H) EM QUATRO MOMENTOS: (A) 2 H; (B) 12 H; (C) 22 H E (D) 44 H	75
FIGURA 5.16 - DISTRIBUIÇÃO LOCAL DE UMIDADE PARA O ESTUDO DE CASO 3 ($u_0 = 1,5$ M S ⁻¹ , $T_{\infty 0} = 120$ °C, $tR = 44$ H) EM QUATRO MOMENTOS: (A) 2 H; (B) 12 H; (C) 22 H E (D) 44 H	76
FIGURA 5.17 – VALORES: (A) MÁXIMOS E (B) MÉDIOS DE FLUXO MÁSSICO CALCULADOS NAS SUPERFÍCIES DO MEIO POROSO AO LONGO DO TEMPO PARA OS ESTUDOS DE CASO 1, 2 E 3	78
FIGURA 5.18 - DISTRIBUIÇÃO LOCAL DE UMIDADE PARA O ESTUDO DE CASO 4 ($u_0 = 0,5$ M S ⁻¹ , $T_{\infty 0} = 140$ °C, $tR = 44$ H) EM QUATRO MOMENTOS: (A) 2 H; (B) 12 H; (C) 22 H E (D) 44 H	79
FIGURA 5.19 - DISTRIBUIÇÃO LOCAL DE UMIDADE PARA O ESTUDO DE CASO 7 ($u_0 = 0,5$ M S ⁻¹ , $T_{\infty 0} = 120$ °C, $tR = 22$ H) EM QUATRO MOMENTOS: (A) 1 H; (B) 6 H; (C) 11 H E (D) 22 H	80
FIGURA 5.20 - DISTRIBUIÇÃO LOCAL DE UMIDADE PARA O ESTUDO DE CASO 10 ($u_0 = 0,5$ M S ⁻¹ , $T_{\infty 0} = 140$ °C, $tR = 22$ H) EM QUATRO MOMENTOS: (A) 1 H, (B) 6 H, (C) 11 H E (D) 22 H.....	81
FIGURA 5.21 - VALORES (A) MÁXIMOS E (B) MÉDIOS DE FLUXO MÁSSICO CALCULADOS NAS SUPERFÍCIES DO MEIO POROSO DA POSIÇÃO DO TEMPO PARA OS ESTUDOS DE CASO 1, 4, 7 E 10.....	82
FIGURA 5.22 - VALORES (A) MÁXIMOS E (B) MÉDIOS DE FLUXO MÁSSICO CALCULADOS NAS SUPERFÍCIES DO MEIO POROSO AO LONGO DA POSIÇÃO PARA OS ESTUDOS DE CASO 2, 5, 8 E 11	83
FIGURA 5.23 - VALORES (A) MÁXIMOS E (B) MÉDIOS DE FLUXO MÁSSICO CALCULADOS NAS SUPERFÍCIES DO MEIO POROSO AO LONGO DO TEMPO PARA OS ESTUDOS DE CASO 3, 6, 9 E 12.....	83
FIGURA 5.24 - VALORES MÉDIOS DO FLUXO DE SAÍDA DE ÁGUA EM DIFERENTES SUPERFÍCIES DO TIJOLO CALCULADOS NO ESTUDO DE CASO 1 ($u_0 = 0,5$ M S ⁻¹ , $T_{\infty 0} = 120$ °C, $tR = 22$ H)	84
FIGURA 5.25 - DISTRIBUIÇÃO DE TEMPERATURA E UMIDADE MÉDIA NO TIJOLO: (A) ESTUDOS DE CASO 1, 2 E 3; (B) ESTUDOS DE CASO 4, 5 E 6; (C) ESTUDOS DE CASO 7, 8 E 9 E (D) ESTUDOS DE CASO 10, 11 E 12..	85
FIGURA 5.26 - DISTRIBUIÇÃO DE TEMPERATURA E UMIDADE MÉDIA NO TIJOLO PARA OS ESTUDOS DE CASO 1, 4, 7 E 10	86
FIGURA 5.27 - DISTRIBUIÇÃO DE TEMPERATURA E UMIDADE MÉDIA NO TIJOLO PARA U = 0,05 M/S	87
FIGURA 5.28 - GRADIENTES DE: (A) UMIDADE E (B) TEMPERATURA DO ESTUDO DE CASO 1 ($u_0 = 0,5$ M S ⁻¹ , $T_{\infty 0} = 120$ °C, $tR = 44$ H).....	89

FIGURA 5.29 - GRADIENTES DE: (A) UMIDADE E (B) TEMPERATURA DO ESTUDO DE CASO 4 ($u_0 = 0,5 \text{ M S}^{-1}, T_{\infty 0} = 140 \text{ }^{\circ}\text{C}, tR = 44 \text{ H}$).....	90
FIGURA 5.30 - GRADIENTES DE: (A) UMIDADE E (B) TEMPERATURA DO ESTUDO DE CASO 2 ($u_0 = 0,2 \text{ M S}^{-1}, T_{\infty 0} = 120 \text{ }^{\circ}\text{C}, tR = 44 \text{ H}$)....	91
FIGURA 5.31 - GRADIENTES DE: (A) UMIDADE E (B) TEMPERATURA DO ESTUDO DE CASO 7 ($u_0 = 0,5 \text{ M S}^{-1}, T_{\infty 0} = 120 \text{ }^{\circ}\text{C}, tR = 22 \text{ H}$)....	92
FIGURA 5.32 - ENERGIA CONSUMIDA PARA A RETIRADA DE ÁGUA DO TIJOLO: (A) ESTUDOS DE CASO 1, 2 E 3; (B) ESTUDOS DE CASO 4, 5 E 6; (C) ESTUDOS DE CASO 7, 8 E 9 E (D) ESTUDOS DE CASO 10, 11 E 12..	93
FIGURA 5.33 - COMPARATIVO ENTRE OS MODOS DE OPERAÇÃO PARA A ENERGIA CONSUMIDA	94
FIGURA 5.34 – (A) COMPARATIVO DE CALOR ISOSTÉRICO E CALOR DE EVAPORAÇÃO E DO TEMPO PARA O ESTUDO DE CASO 1 E (B) ENERGIA GASTA EM FUNÇÃO DO CONTEÚDO DE UMIDADE PARA O ESTUDO DE CASO 1 ($u_0 = 0,5 \text{ M S}^{-1}, T_{\infty 0} = 120 \text{ }^{\circ}\text{C}, tR = 44 \text{ H}$).....	95
FIGURA 5.35 - EFICIÊNCIA DO USO DE ENERGIA AO LONGO DO TEMPO PARA: (A) ESTUDOS DE CASO 1, 2 E 3; (B) ESTUDOS DE CASO 4, 5 E 6; (C) ESTUDOS DE CASO 7, 8 E 9; (D) ESTUDOS DE CASO 10, 11 E 12....	96
FIGURA 5.36 - EFICIÊNCIA DO USO DE ENERGIA EM FUNÇÃO DA POSIÇÃO PARA OS ESTUDOS DE CASO 1, 4, 7 E 10.....	98
FIGURA A.1 - REPRESENTAÇÃO GRÁFICA DO CALOR ISOSTÉRICO	123
FIGURA B.1 - GRADIENTES DE: (A) UMIDADE E (B) TEMPERATURA DO ESTUDO DE CASO 1 ($u_0 = 0,5 \text{ M S}^{-1}, T_{\infty 0} = 120 \text{ }^{\circ}\text{C}, tR = 44 \text{ H}$) ..	125
FIGURA B.2 - GRADIENTES DE: (A) UMIDADE E (B) TEMPERATURA DO ESTUDO DE CASO 2 ($u_0 = 0,2 \text{ M S}^{-1}, T_{\infty 0} = 120 \text{ }^{\circ}\text{C}, tR = 44 \text{ H}$) ..	125
FIGURA B.3 - GRADIENTES DE: (A) UMIDADE E (B) TEMPERATURA DO ESTUDO DE CASO 3 ($u_0 = 1,5 \text{ M S}^{-1}, T_{\infty 0} = 120 \text{ }^{\circ}\text{C}, tR = 44 \text{ H}$) ..	126
FIGURA B.4 - GRADIENTES DE: (A) UMIDADE E (B) TEMPERATURA DO ESTUDO DE CASO 4 ($u_0 = 0,5 \text{ M S}^{-1}, T_{\infty 0} = 140 \text{ }^{\circ}\text{C}, tR = 44 \text{ H}$) ..	126
FIGURA B.5 - GRADIENTES DE: (A) UMIDADE E (B) TEMPERATURA DO ESTUDO DE CASO 5 ($u_0 = 0,2 \text{ M S}^{-1}, T_{\infty 0} = 140 \text{ }^{\circ}\text{C}, tR = 44 \text{ H}$) ..	126
FIGURA B.6 - GRADIENTES DE: (A) UMIDADE E (B) TEMPERATURA DO ESTUDO DE CASO 6 ($u_0 = 1,5 \text{ M S}^{-1}, T_{\infty 0} = 120 \text{ }^{\circ}\text{C}, tR = 44 \text{ H}$) ..	127
FIGURA B.7 - GRADIENTES DE: (A) UMIDADE E (B) TEMPERATURA DO ESTUDO DE CASO 7 ($u_0 = 0,5 \text{ M S}^{-1}, T_{\infty 0} = 120 \text{ }^{\circ}\text{C}, tR = 22 \text{ H}$) ..	127
FIGURA B.8 - GRADIENTES DE: (A) UMIDADE E (B) TEMPERATURA DO ESTUDO DE CASO 8 ($u_0 = 0,2 \text{ M S}^{-1}, T_{\infty 0} = 120 \text{ }^{\circ}\text{C}, tR = 22 \text{ H}$) ..	127
FIGURA B.9 - GRADIENTES DE: (A) UMIDADE E (B) TEMPERATURA DO ESTUDO DE CASO 9 ($u_0 = 1,5 \text{ M S}^{-1}, T_{\infty 0} = 120 \text{ }^{\circ}\text{C}, tR = 22 \text{ H}$) ..	128

FIGURA B.10 - GRADIENTES DE: (A) UMIDADE E (B) TEMPERATURA DO ESTUDO DE CASO 10 ($u_0 = 0,5 \text{ M S}^{-1}$, $T_{\infty 0} = 140 \text{ }^{\circ}\text{C}$, $tR = 22 \text{ H}$).	128
FIGURA B.11 - GRADIENTES DE: (A) UMIDADE E (B) TEMPERATURA DO ESTUDO DE CASO 11 ($u_0 = 0,2 \text{ M S}^{-1}$, $T_{\infty 0} = 140 \text{ }^{\circ}\text{C}$, $tR = 22 \text{ H}$).	128
FIGURA B.12 - GRADIENTES DE: (A) UMIDADE E (B) TEMPERATURA DO ESTUDO DE CASO 12 ($u_0 = 1,5 \text{ M S}^{-1}$, $T_{\infty 0} = 140 \text{ }^{\circ}\text{C}$, $tR = 22 \text{ H}$).	129
FIGURA C.1 - NÚMERO DE BIOT DE: (A) TRANSFERÊNCIA DE CALOR E (B) TRANSFERÊNCIA DE MASSA.....	133
FIGURA C.2 - CÁLCULO DA TEMPERATURA ADIMENSIONAL	134

LISTA DE TABELAS

TABELA 1.1: CONSUMO RELATIVO DO SETOR CERÂMICO EM PERCENTAGEM	2
TABELA 3.1: ETAPAS DO PROCESSO DE SECAGEM.....	11
TABELA 3.2 - RESUMO DOS TRABALHOS DESCRITOS.....	28
TABELA 4.1 - AJUSTE DAS ISOTERMAS.....	42
TABELA 4.2 - MALHAS CRIADAS	51
TABELA 4.3 - PROPRIEDADES DA MATRIZ POROSA PARA A SIMULAÇÃO ...	53
TABELA 4.4 - ESTUDOS DE CASO	54
TABELA 5.1 – VALORES MÉDIOS E MÁXIMOS DE U CALCULADOS PARA DIFERENTES U	59
TABELA 5.2 - VALORES DE H^* , H_{MIN} E H_{MAX} EM TRÊS MOMENTOS, 1/11, 1/2 E FINAL, DA SECAGEM PARA CADA ESTUDO DE CASO	62
TABELA 5.3 - VALORES DE HM , HM_{MIN} E HM_{MAX} EM TRÊS MOMENTOS, 1/11, 1/2 E FINAL, DA SECAGEM PARA CADA ESTUDO DE CASO	66
TABELA 5.4 - VALOR TOTAL DA ENERGIA FORNECIDA E CONSUMIDA E EFICIÊNCIA GLOBAL DA SECAGEM	99
TABELA A.1 - VALORES DA UMIDADE RELATIVA DO AR PARA DIFERENTES VALORES DE TEMPERATURA E UMIDADE NO TIJOLO.....	115
TABELA A.2 - UMIDADE RELATIVA EM FUNÇÃO DA TEMPERATURA PARA UMIDADE DE EQUILÍBRIO DE 0,15.....	115
TABELA A.3 - UMIDADE RELATIVA EM FUNÇÃO DA TEMPERATURA PARA UMIDADE DE EQUILÍBRIO DE 0,12.....	116
TABELA A.4 - UMIDADE RELATIVA EM FUNÇÃO DA TEMPERATURA PARA UMIDADE DE EQUILÍBRIO DE 0,09.....	116
TABELA A.5 - UMIDADE RELATIVA EM FUNÇÃO DA TEMPERATURA PARA UMIDADE DE EQUILÍBRIO DE 0,06.....	116
TABELA A.6 - UMIDADE RELATIVA EM FUNÇÃO DA TEMPERATURA PARA UMIDADE DE EQUILÍBRIO DE 0,03.....	121
TABELA A.7 - UMIDADE RELATIVA EM FUNÇÃO DA TEMPERATURA PARA UMIDADE DE EQUILÍBRIO DE 0,001.....	121
TABELA A.8 - RESULTADOS DA REGRESSÃO LINEAR.	122
TABELA A.9 - PARÂMETROS DA REGRESSÃO	122
TABELA C.1 - VALORES PARA O COMPRIMENTO CARACTERÍSTICO	132

LISTA DE SÍMBOLOS

ALFABETO LATINO

- D – difusividade mássica ($\text{m}^2 \text{s}^{-1}$)
 Q – energia de ativação (J mol^{-1})
 R_g – constante dos gases ideais ($\text{J mol}^{-1} \text{K}^{-1}$)
 T – temperatura (K)
 R – taxa de secagem ($\text{mol m}^{-2} \text{s}^{-1}$)
 A – área (m^2)
 M – massa molar (kg mol^{-1})
 m – massa (kg)
 t – tempo (s)
 h – coeficiente de transferência convectiva de calor ($\text{W m}^{-2} \text{K}^{-1}$)
 H_v – calor latente de evaporação da água (J kg^{-1})
 h_m – coeficiente de transferência convectiva de massa (m s^{-1})
 c – concentração (mol m^{-3})
 X_e – conteúdo de umidade em base seca do meio poroso (kg kg^{-1})
 a, b, c – parâmetros da isoterma
 u – velocidade (m s^{-1})
 p – pressão (Pa)
 I – matriz identidade (-)
 g – aceleração local da gravidade (m s^{-2})
 c_p – calor específico ($\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$)
 q – fluxo térmico condutivo (W m^{-2})
 k – condutividade térmica ($\text{W m}^{-1} \text{K}^{-1}$)
 f_{fs} – fator de cálculo do fluido suporte (-)
 UR – umidade relativa (-)
 d – parâmetro de conversão para a isoterma ($\text{m}^3 \text{mol}^{-1}$)
 fc – fator de correção para o coeficiente de transferência de massa (-)
 Le – número de Lewis (-)
 f – função genérica (-)
 x, y, z – direções do eixo cartesiano (-)
 $\hat{i}, \hat{j}, \hat{k}$ – vetores de módulo com sentido x, y e z, respectivamente (-)
 L_T – comprimento do secador (m)
 \dot{m} – vazão mássica (kg s^{-1})

ALFABETO GREGO

ρ - massa específica do ar de secagem (kg m^{-3})
 μ - viscosidade do ar de secagem (Pa s)
 ϵ_p - porosidade do meio poroso (-)
 κ - permeabilidade do meio poroso (m^2)
 θ_p - fração volumétrica de sólido (-)
 ∇ - gradiente (m^{-1})
 τ - tortuosidade do meio poroso (-)
 α - difusividade térmica ($\text{m}^2 \text{s}^{-1}$)
 δ - potência para a analogia de Chilton-Colburn (-)
 ∂ - símbolo de diferenciação (-)
 ξ - erro de truncamento (-)
 φ_{ij} : fator de mistura entre vapor de água e ar (-)
 η - eficiência (-)
 C - constante de integração (-)

SUBSCRITO

o - inicial
 aa - interface água-ar
 aq - aquecimento
 ar - parâmetro no ar de secagem
 sup - parâmetro na superfície do meio poroso
 sat - saturação
 ac - água no interior da cerâmica
 f - fluido
 p - meio poroso
 ag - água líquida
 n - normal a superfície
 ist - isostérico
 v - parâmetro da vagoneta
 R - residência
 S - superfície

SUMÁRIO

AGRADECIMENTOS	i
RESUMO	iii
ABSTRACT	v
LISTA DE FIGURAS	vii
LISTA DE TABELAS	xiii
LISTA DE SÍMBOLOS	xv
SUMÁRIO	xvii
1. INTRODUÇÃO.....	1
1.1. JUSTIFICATIVA.....	3
2. OBJETIVOS.....	5
2.1. OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	5
2.2. ESTRUTURA DA DISSERTAÇÃO	5
3. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	7
3.1. SECAGEM: ASPECTOS TEÓRICOS	7
3.1.1. ETAPAS DA SECAGEM.....	8
3.1.2. ISOTERMAS DE EQUILÍBRIO.....	11
3.1.3. SECADORES CONVECTIVOS	14
3.2. SECAGEM NA INDÚSTRIA CERÂMICA	18
3.2.1. MÉTODO DE SECAGEM ESTUDADO.....	22
3.3. ESTADO DA ARTE EM SECAGEM CONVECTIVA	24
3.4. EFICIÊNCIA ENERGÉTICA DA SECAGEM.....	29
4. MODELAGEM MATEMÁTICA E MÉTODO	
NUMÉRICO	33
4.1. MODELAGEM FENOMENOLÓGICA.....	33
4.1.1. TRANSFERÊNCIA DE QUANTIDADE DE	
MOVIMENTO	34
4.1.2. TRANSFERÊNCIA DE CALOR	36
4.1.3. TRANSFERÊNCIA DE MASSA.....	40
4.1.4. GRADIENTES INTERNOS.....	45
4.2. MÉTODO NUMÉRICO	47

4.2.1.	MÉTODO DOS ELEMENTOS FINITOS	49
4.2.2.	MALHA UTILIZADA NA SIMULAÇÃO.....	50
4.3.	PARÂMETROS DA SIMULAÇÃO	52
4.4.	CONSUMO DE ENERGIA DURANTE A SECAGEM	
	55	
5.	RESULTADOS: ANÁLISE E DISCUSSÃO	57
5.1.	TRANSFERÊNCIA DE QUANTIDADE DE	
	MOVIMENTO, CALOR E MASSA	57
5.1.1.	ESCOAMENTO DO AR DE SECAGEM	57
5.1.2.	COEFICIENTES DE TRANSFERÊNCIA	
	CONVECTIVA DE CALOR E MASSA.....	59
5.1.3.	PERFIS DE TEMPERATURA E UMIDADE	67
5.2.	GRADIENTES INTERNOS.....	88
5.3.	CONSUMO DE ENERGIA.....	92
5.3.1.	DESEMPENHO DA SECAGEM SIMULADA..	95
5.4.	RESUMO DOS RESULTADOS OBTIDOS.....	100
6.	CONCLUSÕES	105
6.1.	SUGESTÕES DE TRABALHOS FUTUROS.....	106
7.	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	107
	APÊNDICE A – CALOR ISOSTÉRICO	119
	APÊNDICE B – CURVAS DOS GRADIENTES INTERNOS	125
	APÊNDICE C – NÚMERO DE BIOT	131

1. INTRODUÇÃO

Desde a revolução industrial, a demanda energética da sociedade tem apresentado crescimento constante e, neste contexto, se incentiva a busca por novas fontes de energia, bem como o uso mais racional da energia disponível.

Uma destas fontes de energia é o gás natural, que ao final da década passada provia cerca de 23% da energia consumida mundialmente (WANG; ECONOMIDES, 2009). Apesar de conhecida desde o século XIX, esta fonte passou a ser explorada de maneira mais intensa somente no final da década de 80 devido ao embargo sofrido pelos EUA e a crise energética que se seguiu. Entretanto, ainda não se tinha a tecnologia para se explorar e disponibilizar o gás como fonte energética até a década de 90, consequência de anos de estudo e investimento em tecnologia de perfuração e extração (AL-MEGREN, 2012).

Segundo relatório da Empresa Energética Brasileira (BRASIL, 2015), entre os anos de 2005 e 2014 o gás natural representou 7 % das fontes energéticas brasileiras, atrás apenas da eletricidade, bagaço de cana e derivados do petróleo.

Os motivos para este incremento no consumo são a alta disponibilidade de reservas e uma queima mais eficiente e limpa do que os derivados do petróleo. Alguns autores (WANG; ECONOMIDES, 2009) preveem que na próxima década o gás natural ultrapassará o petróleo como o combustível mais utilizado no mundo.

O setor industrial brasileiro consome cerca de 32,9 % da energia consumida no país anualmente (BRASIL, 2015) e este número vem caindo ao longo dos anos, não devido a um processo de retração industrial e sim à busca de novas tecnologias e estudos de eficiência energética.

De toda a energia consumida no país, 1,9 % são consumidos pela indústria cerâmica (BRASIL, 2015). Esta indústria é um dos setores mais fortes dentro da construção civil no Brasil, em especial nas regiões sudeste e sul, onde existe oferta abundante de produtos cerâmicos dos mais diversos segmentos (ABC, 2015). O interesse por este setor ocorre pela abundância de matéria-prima no país, produção sem danos ao meio ambiente e maquinário relativamente simples para se iniciar a produção. É comum a existência de pequenas fábricas familiares, responsáveis por atender à demanda de uma pequena região.

Todo processo industrial requer energia para se manter em funcionamento. Algumas indústrias, como é o caso da sucroalcooleira, podem ser autossuficientes, gerando sua própria energia a partir dos seus insumos, podendo até comercializar a energia gerada. A indústria

cerâmica no ano de 2014 consumiu o equivalente a 5079 ton de petróleo, cuja distribuição percentual por fonte se encontra na Tabela 1.1:

Tabela 1.1: Consumo relativo do setor cerâmico em percentagem

Fonte	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014
Lenha	50,1	49,9	49,1	50,6	50,4	50,7	50,5	51,2	51,9	52,3
Gás Natural	24,3	25,5	25,0	24,0	23,7	25,4	27,3	27,4	26,7	26,4
Óleo Combustível	7,8	8,1	8,1	7,7	7,8	6,6	2,6	2,3	2,5	2,0
Eleticidade	7,9	7,8	7,4	7,1	7,3	7,1	7,2	7,5	7,5	7,4
Outras	9,8	8,7	10,4	10,6	10,8	10,1	12,3	11,6	11,4	11,9
Total	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100

Fonte: Brasil (2015).

Boa parte destes combustíveis é usada na indústria cerâmica para geração de energia térmica na fase da secagem e queima. A fase da secagem é considerada primordial, tanto para a determinação da velocidade total da produção, quanto da qualidade do produto final. A secagem, por ser um processo altamente consumidor de energia, é irreversível, requer um planejamento cuidadoso, de modo a se evitar imperfeições e quebras nas peças, além de promover uma melhor utilização de energia neste processo, que é bastante deficiente, chegando a ter uma eficiência inferior a 10% em algumas plantas.

A secagem é um processo multifísico que envolve transferência de calor e massa entre ar e a peça cerâmica e que também é influenciada pelas condições de escoamento do ar de secagem. Em razão da típica complexidade da geometria e equações do sistema, métodos numéricos e softwares comerciais são usados para a resolução deste sistema de equações diferenciais.

A modelagem matemática é um recurso de elevada utilidade, por fornecer a possibilidade de estudar um processo sem que se faça ensaios laboratoriais muitas vezes de características destrutivas com a amostra, como distribuição interna de umidade, características da matriz porosa, conteúdo de umidade, etc. A variação dos parâmetros operacionais de secagem (velocidade e temperatura do ar de secagem, tempo de residência do tijolo) no processo industrial, e até mesmo laboratorial com fins de experimento, pode resultar em prejuízos financeiros e operacionais.

A área de simulação computacional é de destaque nas mais variadas áreas do conhecimento, em especial na Engenharia Química, com uma literatura vasta que inclui periódicos e livros que se dedicam exclusivamente a este tema. O avanço da tecnologia resultou no uso de

computadores domésticos mais velozes e no desenvolvimento da ciência responsável pelos métodos numéricos. A simulação computacional não fica a cargo apenas de grandes centros de pesquisa, estando cada vez mais disponível para a indústria e a academia.

1.1. JUSTIFICATIVA

As informações previamente apresentadas permitem a afirmação de que o setor cerâmico é de alta relevância no cenário industrial brasileiro da atualidade, servindo como justificativa para os estudos que visam o desenvolvimento de novas técnicas e o aprimoramento das existentes.

A constante busca por otimização dos gastos energéticos da indústria foi outro fator motivador para o presente trabalho, principalmente se for pensando na possibilidade de se estudar a eficiência do consumo energético deste setor industrial, que é de interesse dos próprios fornecedores. A secagem por ser um processo irreversível e consumidor de energia incentiva pesquisas nas mais diversas áreas, dentre elas a cerâmica.

Como dito anteriormente, ao se trabalhar com simulação computacional, fruto de uma modelagem matemática do fenômeno físico-químico, é possível se estudar as variações do processo e propor melhorias para o processo industrial.

2. OBJETIVOS

O objetivo deste trabalho é avaliar a influência que os parâmetros operacionais da secagem afetam no processo a nível interno e externo do meio poroso. Esta avaliação é feita através de um modelo construído com uma geometria 3D da secagem convectiva contracorrente de um tijolo vazado de cerâmica vermelha.

2.1. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- obter uma distribuição local dos coeficiente de transferência convectiva de calor e de massa, bem como valores de temperatura e conteúdo de umidade;
- estimar valores médios e máximos para a taxa de secagem em diferentes regiões do meio poroso;
- avaliar a influência dos parâmetros operacionais, velocidade e temperatura do ar de secagem e tempo de residência;
- obter perfis de temperatura e umidade do tijolo para todos os estudos de caso;
- calcular o valor dos gradientes de temperatura e massa em nove pontos no interior do tijolo durante a secagem;
- estimar o consumo de energia instantâneo e global em cada estudo de caso e avaliar como os parâmetros de operação interferem nestes.

2.2. ESTRUTURA DA DISSERTAÇÃO

A presente dissertação contém seis capítulos e dois apêndices.

O Capítulo 1 traz uma breve introdução sobre o panorama energético brasileiro atual e como este se relaciona com a indústria cerâmica.

O Capítulo 2 apresenta os objetivos da dissertação, bem como a maneira em que esta está estruturada.

O Capítulo 3 apresenta um panorama teórico do processo de secagem, focando na aplicação deste na indústria cerâmica. Ao seu final, traz uma breve revisão bibliográfica sobre simulação de secagem convectiva.

O Capítulo 4 apresenta todo o equacionamento do problema de secagem convectiva, o que inclui as equações diferenciais de conservação, o cálculo de gradientes internos e o cálculo da eficiência energética.

O Capítulo 5 contém toda a análise e discussão dos resultados aqui obtidos.

O Capítulo 6 apresenta as conclusões obtidas no presente estudo, as contribuições que este traz e sugestões para trabalhos futuros.

O Apêndice A aborda a metodologia que resultou na expressão usada para o cálculo do calor isostérico.

O Apêndice B apresenta as curvas obtidas do cálculo do gradiente de umidade e temperatura para os doze estudos de caso.

O Apêndice C apresenta os resultados obtidos através do cálculo do número de Biot térmico e mássico.

3. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

Neste capítulo serão abordados os principais fenômenos de transferência relacionados ao processo de secagem e suas particularidades, a secagem no contexto da indústria cerâmica, além de um tópico dedicado ao estudo da eficiência térmica do mesmo.

3.1. SECAGEM: ASPECTOS TEÓRICOS

A secagem é uma das operações unitárias mais antigas aplicadas aos processos industriais (VASIĆ; GRBAVČIĆ; RADOJEVIĆ, 2014). Segundo Brosnan e Robinson (2003) e Mujumdar (2006), a secagem pode ser definida como a retirada de água de um produto úmido através do fornecimento de energia e posterior retirada dos vapores produzidos. Em termos fenomenológicos, se trata da transferência simultânea de calor e massa entre o material a ser secado e o meio secante (PERRY; GREEN, 1999; DEFRAEYE et al., 2012; BARATI; ESFAHANI, 2011; ALMEIDA et al., 2013).

Um processo de secagem pode ser classificado segundo alguns critérios, como a forma que o calor é fornecido ao material a ser secado e quanto ao regime de operação (KEEY, 1972; BROSNAN; ROBINSON, 2003). Segundo Keey (1972) um secador de regime de operação contínuo possui as vantagens de ocupar menos espaço físico, demanda menos esforço humano e seus produtos apresentam características mais uniformes. Por outro lado, um secador de regime de operação batelada é costumeiramente mais barato e fácil de operar, sendo adequado para operações com menor volume produtivo. A secagem em batelada ainda é amplamente usada na indústria de produtos alimentícios (AMJAD et al., 2016).

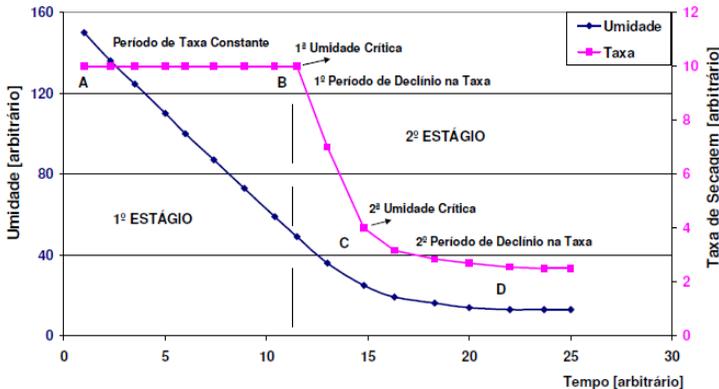
A secagem térmica pode ser dividida em quatro segmentos, segundo o mecanismo de transferência de calor: condutiva, convectiva, radiativa e dielétrica (KEEY, 1972), com a modalidade convectiva sendo a mais encontrada atualmente na indústria cerâmica, com tempo de operação variando entre 12 e 48 h.

Novas tecnologias têm sido implementadas nos últimos anos, chamadas técnicas avançadas de secagem (KUDRA; MUJUMDAR, 2009; BROSNAN; ROBINSON, 2003). Entre estas técnicas pode-se citar a secagem por micro-ondas, que combinada com o modo convectivo produz taxas iniciais de secagem significativamente mais aceleradas que o modo convectivo operando sozinho (HAMMOUDA; MIHOUBI, 2014).

3.1.1. ETAPAS DA SECAGEM

A secagem é caracterizada em três diferentes estágios de acordo com a taxa em que ocorre saída de água do meio a ser seco. A taxa de secagem é definida como a variação da umidade ao longo do tempo por unidade de área. A Figura 3.1 indica uma curva típica de secagem com os estágios bem definidos.

Figura 3.1 - Perfil de umidade e taxa típicos durante um processo de secagem

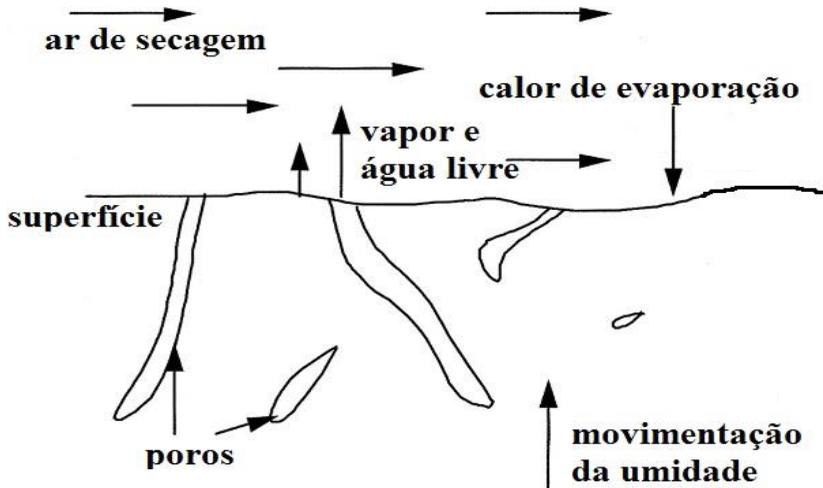


Fonte: adaptado de Brosnan e Robinson (2003) por Lehmkuhl (2004).

Mujumdar (2006) e Brosnan e Robinson (2003) definem estes três estágios como: primeira etapa (ou período de taxa constante), segunda etapa (ou primeiro período de taxa decrescente) e terceira etapa (ou segundo período de taxa decrescente).

Durante a primeira etapa a suposição primordial é que existe um filme de água livre cobrindo toda a superfície do meio poroso e este filme absorve todo o calor fornecido pelo ambiente. É nesta etapa em que ocorre de maneira mais acentuada o efeito de encolhimento do meio poroso, que é uma causa de grande preocupação, principalmente na indústria cerâmica, tendo em vista os prejuízos dele decorrentes. Em virtude disso, altas taxas de secagem são indesejáveis de modo a se evitar estes problemas. Após atingir uma umidade crítica característica, regiões secas na superfície do meio poroso começam a aparecer e dá-se início a segunda etapa da secagem, onde o efeito de encolhimento não é mais considerável (MUJUMDAR, 2006; BROSINAN; ROBINSON, 2003). Na primeira etapa, a taxa de secagem é praticamente independente do índice de saturação do meio (KAVIANY, 1991). A Figura 3.2 ilustra o mecanismo de retirada de umidade durante a primeira etapa da secagem.

Figura 3.2 - Representação da primeira etapa da secagem



Fonte: adaptado de Brosnan e Robinson (2003).

A segunda etapa se inicia após o conteúdo de umidade presente no meio atingir um valor inferior à umidade crítica. Segundo Mujumdar (2006), mesmo que o aparecimento de áreas secas na superfície do meio poroso indique uma redução na área efetiva em que a água está evaporando, o cálculo para a taxa é feito considerando a área total da superfície, e como não se observa mais um filme de água cobrindo toda a superfície do sólido, a tendência é uma queda progressiva da taxa, como visto na Figura 3.1. Nesta etapa, o mecanismo dominante do processo de secagem é a movimentação interna da umidade em direção à superfície e a energia fornecida pelo meio secante é transferida para a superfície do meio e a partir deste, para o interior do meio poroso através da condução. Segundo Brosnan e Robinson (2003) é prática comum aumento da temperatura do ar de secagem, em lugar do aumento da vazão, para se obter taxas maiores de secagem, uma vez que como afirmado por outros autores (DEFRAEYE et al., 2012; KUDRA; MUJUMDAR, 2009) a difusão interna da umidade é o fenômeno dominante e este sofre um aumento com o aumento da temperatura do meio.

A terceira etapa, ou segunda fase de taxa decrescente, pode ser considerada como segunda etapa, a depender do autor (KOWALSKI, 2003). Segundo Brosnan e Robinson (2003), o que diferencia a segunda e terceira etapas é que ao final da segunda a água residual dos capilares

internos do meio poroso e da superfície deste foi removida e o processo dominante é a difusão de vapor de água no interior do meio poroso. Como este é um processo termicamente ativado, o cálculo deste coeficiente é feito considerando uma relação do tipo Arrhenius, como mostrado na Equação (3.1) (CHANDRAMOHAN, 2015; ZHU; SHEN, 2014; JANJAI et al., 2008; TZEMPELIKOS et al., 2015), ainda que alguns autores utilizem uma equação que também leva em conta a umidade no interior do meio poroso (MIHOUBI, 2004 apud KRIAA et al., 2013; SANDER; SKANSI; BOLF, 2003) e outros utilizam um valor médio (ATEEQUE et al., 2014).

$$D = D_o \exp\left(-\frac{Q}{R_g T}\right) \quad (3.1)$$

Onde:

D, D_o : difusividade e constante de proporcionalidade ($\text{m}^2 \text{s}^{-1}$)

Q : energia de ativação (J mol^{-1})

R_g : constante dos gases ideais ($\text{J mol}^{-1} \text{K}^{-1}$)

T : temperatura (K)

A taxa de secagem pode ser obtida de maneira generalizada segundo a Equação (3.2):

$$R = \frac{1}{A.M} \frac{dm}{dt} \quad (3.2)$$

Onde:

R : taxa de secagem ($\text{mol m}^{-2} \text{s}^{-1}$)

A : área da superfície do meio poroso (m^2)

M : massa molar da água (kg mol^{-1})

m : massa de água (kg)

t : tempo (s)

Durante a etapa de taxa constante, pode ser calculada através das Equações (3.3) e (3.4) (BROSNAN; ROBINSON, 2003; KUDRA; MUJUMDAR, 2009):

$$R = \frac{h}{H_v} (T - T_{ar}) \quad (3.3)$$

$$R = h_m (c_{sup} - c_{ar}) \quad (3.4)$$

Onde:

h : coeficiente de transporte convectivo de calor ($\text{W m}^{-2} \text{K}^{-1}$)

H_v : calor latente de evaporação da água (J kg^{-1})

T_{ar} : temperatura do ar de secagem (K)

h_m : coeficiente de transporte convectivo de massa (m s^{-1})

c_{sup}, c_{ar} : concentração de água no ar em contato com a superfície do meio poroso e no ar de secagem, respectivamente (mol m^{-3})

Estas duas equações são válidas apenas para a etapa de taxa constante, uma vez que não levam em conta a difusão de umidade do interior do meio poroso em direção à superfície. Alguns autores sugerem que existe uma relação do segundo grau inversa entre a taxa de secagem e alguma propriedade instantânea do material, como a espessura da camada limite externa do meio poroso (MUJUMDAR, 2009).

A Tabela 3.1 apresenta um resumo das três etapas presentes no processo de secagem, fenômeno dominante e variáveis dominantes, elaborada a partir das informações coletadas na literatura e apresentas nesta seção.

Tabela 3.1: Etapas do processo de secagem

Etapa	Fenômeno dominante	Variável controladora	Encolhimento
Primeira	Evaporação superficial (a, b)	Velocidade do ar de secagem (a)	Sim (a, b, c)
Segunda	Difusão interna de umidade (fase líquida) (a, b)	Velocidade e temperatura do ar de secagem (a, b, c, d)	Minimizado (a, b)
Terceira	Difusão interna de umidade (fase gasosa) (a)	Temperatura do meio (a)	Inexistente (a, b)

Fonte: elaborado pelo autor.

(a) (BROSNAN; ROBINSON, 2003)

(b) (MUJUMDAR, 2006)

(c) (KUDRA; MUJUMDAR, 2009)

(d) (DEFRAEYE et al., 2012)

3.1.2. ISOTERMAS DE EQUILÍBRIO

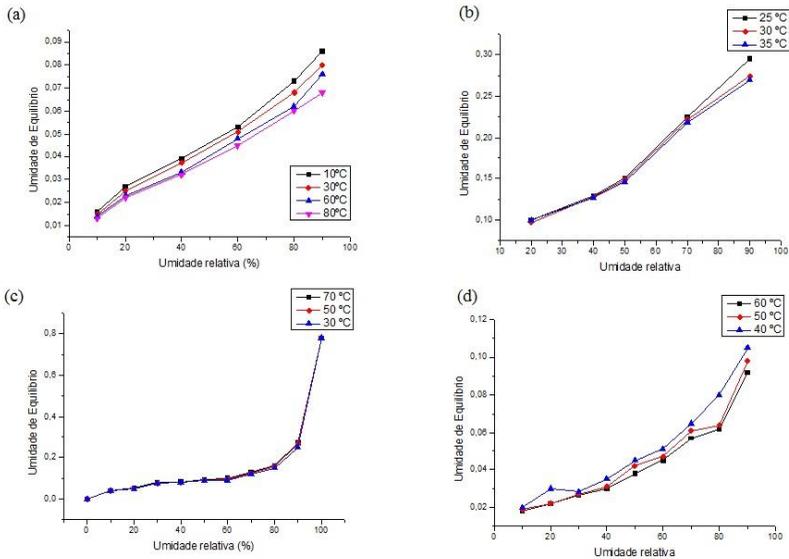
Segundo Cussler (2007), a adsorção se diferencia da absorção, destilação e extração pela presença de um corpo sólido e um fluido que se movimenta através deste. A transferência de massa entre estes dois corpos é sempre em regime transiente.

Materiais granulados secos são capazes de atrair moléculas de água (ou outro solvente) do vapor através deste processo adsorptivo (BÁLINT et al., 1981). Para se entender melhor o comportamento destes processos adsorptivos é comum o uso de isotermas de equilíbrio. Estas isotermas

apresentam a relação entre o conteúdo de umidade presente no meio poroso em equilíbrio com a umidade relativa (ou pressão parcial de vapor) do ambiente, a uma mesma temperatura.

Na literatura existem alguns trabalhos (CHEMKHI; ZAGROUBA; BELLAGI, 2004; BÁLINT et al., 1981; YONGHUI et al., 2013; ESCARDINO et al., 1987; MIHOUBI et al., 2002; SCHNEIDER; GOSS, 2012) contendo isotermas de equilíbrio para os mais diversos tipos de argilas, como representado pela Figura 3.3.

Figura 3.3 - Exemplos de isotermas de sorção de umidade de argilas



Fonte: Adaptado de: (a) Bálint et al. (1981); (b) Clausen et al. (2009); (c) Mihoubi et al. (2002); (d) Chemkhi, Zagrouba e Bellagi, 2004.

A partir da Figura 3.3 observa-se que o comportamento característico para as argilas é que para uma mesma temperatura, o aumento do conteúdo de umidade do meio poroso resulta em uma maior umidade relativa. Quanto à temperatura, a tendência é de que a umidade do meio diminua à medida que ocorra um aumento da temperatura. Diversos modelos podem representar este comportamento das isotermas, com alguns destes sendo função tanto da umidade relativa, quanto da temperatura do sistema. Nas Equações (3.5) a (3.8) são apresentados alguns dos modelos mais usados (CHUNG; PFOST, 1967; PFOST, 1976; SUN; BYRNE, 1998; THOMPSON; PEART; FOSTER, 1968 apud BORTOLOTTI; BARROZO, 2013).

$$\text{Chung-Pfost: } X_e = a - b \cdot \ln(-(T + c) \cdot \ln(UR)) \quad (3.5)$$

$$\text{Sabbah: } X_e = a \left(\frac{UR^b}{T^c} \right) \quad (3.6)$$

$$\text{Henderson-Thomson: } X_e = \left(\frac{\ln(1-UR)}{-(a \cdot T + b)} \right)^c \quad (3.7)$$

$$\text{Oswin modificada: } X_e = (a \cdot T + b) \left(\frac{UR}{1-UR} \right)^c \quad (3.8)$$

Em que:

X_e : conteúdo de umidade em base seca do meio poroso (kg kg^{-1})

T : temperatura ($^{\circ}\text{C}$)

a, b, c : parâmetros dos modelos

O modelo a ser utilizado varia de acordo com a distribuição apresentada no gráfico. Isotermas também podem representar o processo de desorção de massa da superfície do sólido, que não coincide com a isoterma de adsorção (CUSSLER, 2007). Essa diferença entre as duas curvas explica como este soluto está ligado ao sólido, não sendo apenas o gradiente de concentração na superfície do sólido a diferença de potencial necessária para que o processo de transferência de massa ocorra (BROSNAN; ROBINSON, 2003). É necessário o fornecimento de energia adicional para que essa ocorra e a este adicional de energia dá-se o nome de calor isostérico. Detalhes de como o calor isostérico é calculado são fornecidos no Apêndice A.

Isotermas de equilíbrio se tornam fundamentais para a modelagem de processos de secagem dependendo da abordagem do processo. Alguns autores (ALMEIDA et al., 2013; MOHAN; TALUKDAR, 2010; NASRALLAH; PERRE, 1988) abordam o processo fazendo um balanço de massa e de energia global do sistema e não usaram isotermas, enquanto outros autores (KAYA; AYDĖN; DINCER, 2006; KRIAA et al., 2013; KIM; SON; KIM, 2016; JANJAI et al., 2008; TZEMPELIKOS et al., 2015; FORTES; OKOS, 1981), ao calcular o fluxo na fronteira dos meios porosos usaram relações matemáticas advindas da isoterma, não necessariamente as equações anteriormente apresentadas. Essa necessidade vem do fato de que a concentração de água no meio poroso e no ar de secagem estão em diferentes unidades de massa por volume, e assim, a isoterma apresenta uma relação matemática entre estas duas grandezas, possibilitando a modelagem matemática.

Como no presente trabalho o interesse é modelar a transferência de calor e massa intrínsecos à secagem ao nível do meio poroso, se utilizará os dados experimentais da isoterma de Bálint et al. (1981) devido ao seu objeto de estudo possuir características semelhantes ao do meio poroso simulado.

3.1.3. SECADORES CONVECTIVOS

Brosnan e Robinson (2003) caracterizam secadores, primordialmente, como máquinas para efetuar transferência de energia e criar um ambiente favorável para a retirada de umidade de um objeto úmido. Assim como em outros setores industriais a secagem na indústria cerâmica ocorre de diversas formas. A mais comumente empregada é a secagem convectiva. Independente da modalidade de secagem escolhida, no interior do secador se faz necessária a existência de uma corrente de ar para retirada de umidade das proximidades do produto (BROSNAN; ROBINSON, 2003) com velocidades preferencialmente acima de $1,0 \text{ m s}^{-1}$ de modo a evitar a ocorrência de convecção natural no contato entre a superfície da cerâmica e o ar de secagem. Ainda segundo Brosnan e Robinson (2003), a necessidade de uma corrente interna de ar, aquecida ou não, exige que todo secador contenha os elementos de fornecimento de ar e exaustor. Alguns modelos de secagem que se aproximam da modalidade condutiva tem como lado negativo a geração de altos gradientes internos de temperatura e massa, levando a danos nas peças (HEIJDEN et al., 2009).

Segundo Key (1972), a escolha de qual tipo de secador e regime de operação usar ocorre segundo um critério econômico do comprador, que o fará baseado em experiências passadas, ainda que outros parâmetros, não necessariamente de origem econômica, também tenham influência, como custo de manutenção, facilidade de operação e segurança.

Uma classificação definitiva de tipos de secadores não existe devido à grande variedade existente no mercado (KRÖLL, 1959 apud KEY, 1972), apesar de alguns autores terem proposto diferentes classificações. Uma das mais extensas seria a de Kröll (1965) apud Key (1972), que é apresentada a seguir:

- temperatura e pressão de operação;
- método de aquecimento do material úmido;
- método de deslocamento do material úmido dentro do secador;
- auxílio mecânico para melhora de performance da secagem;
- método de circulação de ar e sua influência no processo de secagem;
- como o material úmido é colocado dentro do secador;
- a natureza do material úmido e como foi inserido no secador;
- o meio de aquecimento.

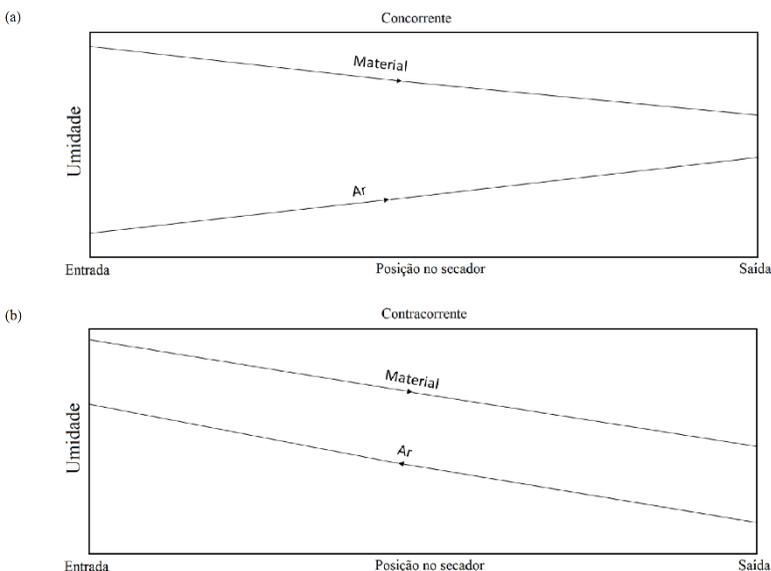
Um dos primeiros passos para se escolher o secador é definir qual será o regime de operação: batelada ou contínuo. Cerca de 85 % dos secadores do mercado são do tipo convectivo, que fornecem calor através

da injeção de ar quente para remoção de água em 99 % dos casos (MUJUMDAR, 2006).

Para o presente trabalho, o foco da exposição de informações será nos secadores convectivos tipo túnel, os mais usados pela indústria cerâmica. A literatura contém muitas fontes que debatem sobre outros tipos de secadores, dos mais diversos regimes operacionais (MUJUMDAR, 2006; BROSNAN; ROBINSON, 2003; KUDRA; MUJUMDAR, 2009; CHEN; MUJUMDAR, 2008).

De acordo com Mujumdar (2006) secadores do tipo túnel podem ser do tipo contracorrente ou concorrentes. No primeiro ar de secagem e objeto úmido se movem paralelamente no interior do túnel, no segundo, estes entram em extremos opostos do secador. Neste segundo modo de operação o ar em contato com o objeto úmido vai se tornando mais seco e quente a medida que este se aproxima da saída do secador. A Figura 3.4 apresenta um diagrama simplificado da distribuição de umidade dentro dos secadores túnel concorrente e contracorrente.

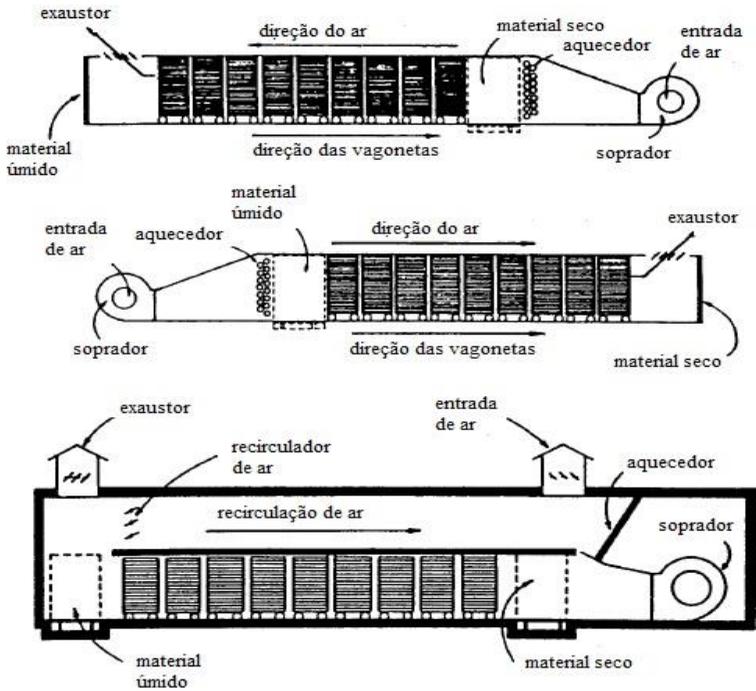
Figura 3.4 - Diagrama de umidade em secadores do tipo túnel: (a) concorrente e (b) contracorrente



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

A Figura 3.5 apresenta, com mais detalhes, estas configurações típicas de um secador convectivo contínuo do tipo túnel.

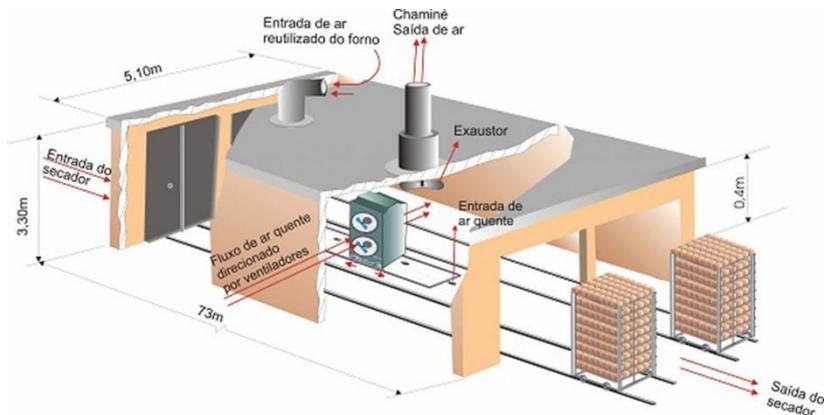
Figura 3.5 - Configurações típicas de um secador tipo túnel



Fonte: adaptado de Mujumdar (2006)

Adaptações podem ser feitas neste modelo de acordo com as particularidades da cadeia produtiva. O secador estudado por Almeida et al. (2013) é de um tipo misto entre contracorrente e fluxo cruzado já que, além de uma corrente contrária ao sentido da movimentação da vagoneta contendo os tijolos, existe um ventilador circulante que promove uma mistura entre o ar ambiente e o ar quente de secagem para distribuir melhor a temperatura e umidade dentro do secador. A Figura 3.6 ilustra este secador.

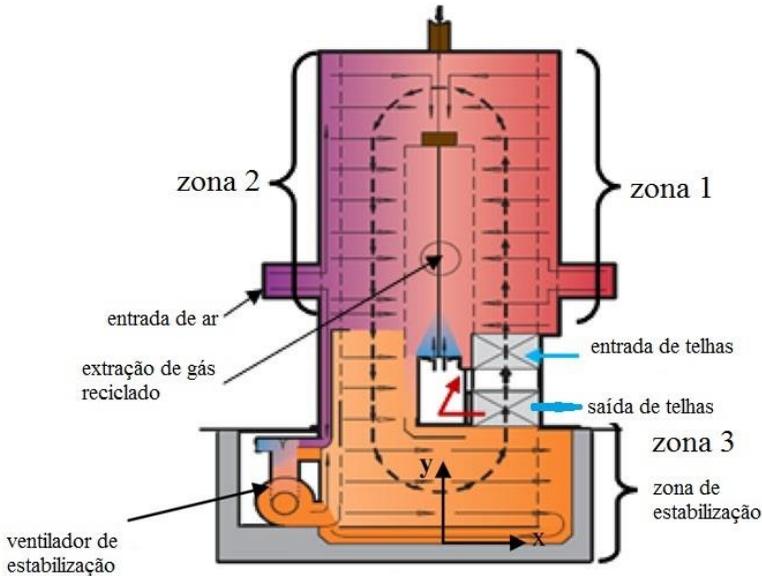
Figura 3.6 - Secador tipo túnel da Cerâmica Cincera



Fonte: Almeida (2009)

O trabalho de Kriaa et al. (2013) estuda o funcionamento de um secador tipo túnel vertical circular em que as telhas cerâmicas passam por três zonas de secagem. As duas primeiras zonas são de secagem, diferenciando entre si pelas pressões e temperaturas características, enquanto a terceira zona é de estabilização, sendo sua função reduzir a temperatura das telhas para a faixa de 80 °C para que se evite fissuras nas peças deixando o secador. Para a realização da modelagem, os autores consideraram que o escoamento do ar no interior do secador obedecia a um regime de turbulência, em função da complexa geometria do secador, representado na Figura 3.7.

Figura 3.7 - Secador túnel vertical EVA-702



Fonte: adaptado de Kriiaa et al. (2013)

Outros autores (MABROUK; KHIARI; SASSI, 2006; MABROUK; BELGHITH, 1994) também estudaram diferentes tipos de secadores do tipo túnel com diferentes regimes operacionais. Existem também estudos avaliando a performance de secadores de câmara para cerâmicas (VELTHUIS; DENISSEN, 1997; NILNONT et al., 2012; TZEMPELIKOS et al., 2012).

3.2. SECAGEM NA INDÚSTRIA CERÂMICA

Por definição, cerâmicas são materiais inorgânicos, não-metálicos, obtidos via tratamento térmico a altas temperaturas. Cerâmicas se diferem segundo sua aplicação e/ou matéria-prima da sua fabricação (ABC, 2015; GONG et al., 1998).

O segmento da cerâmica vermelha engloba os materiais avermelhados usados na construção civil, como o tijolo vazado representado na Figura 3.8, produzido na Cerâmica Heinig, localizada em Brusque.

Figura 3.8 - Tijolos produzidos na Cerâmica Heinig



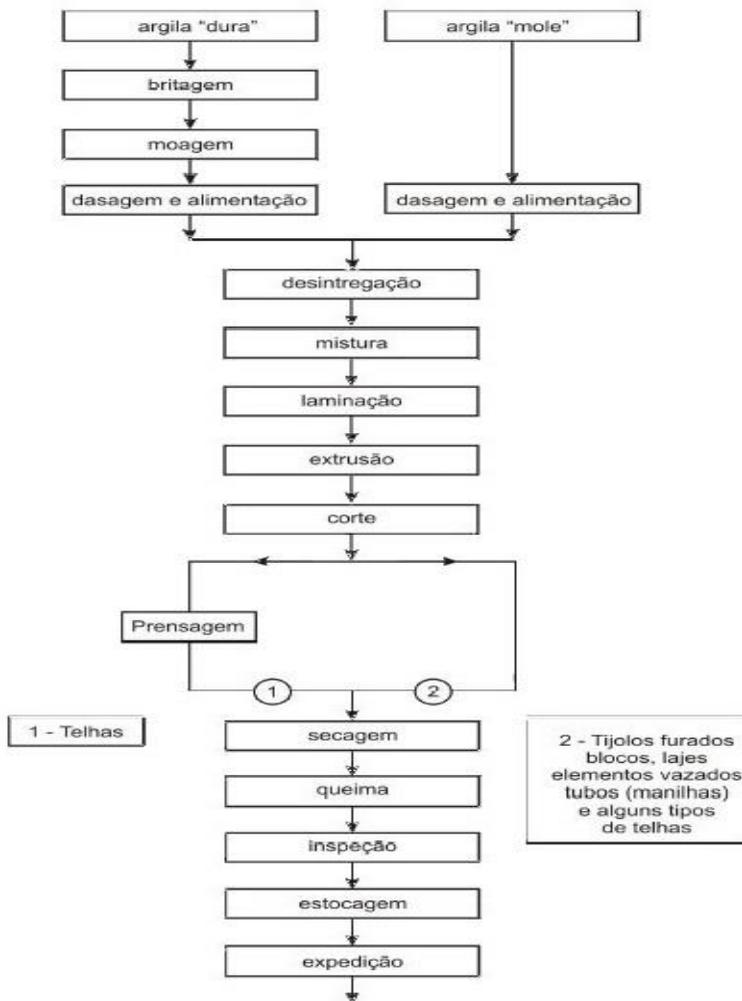
Fonte: acervo do autor (2015).

Uma das principais matérias-primas usadas na indústria de cerâmica vermelha é a argila, que é classificada de acordo com a sua fonte: argila de várzea, encontrada à margem de rios; argila de morro, encontrada longe desses; argila tipo taguá, encontrada em depósitos subterrâneos (LEHMKUHL, 2004).

Argilas são rochas sedimentares, formadas por argilominerais que possuem estrutura de filossilicatos, como a caulinita e o silicato aluminoso hidratado. A quantidade destes filossilicatos, bem como outros minerais, como feldspato e quartzo, além de outras impurezas, variam devido a diversidade das fontes de onde a argila foi extraída. Segundo Lemkuhl (2004) são estes argilominerais que conferem propriedades desejadas como plasticidade e resistência mecânica a úmido, em presença de água.

O processo global de fabricação da cerâmica vermelha está exposto na Figura 3.9.

Figura 3.9 - Processo global de fabricação de cerâmica vermelha



Fonte: adaptado de ABC (2015).

Os procedimentos de mistura, extrusão, corte, secagem e queima estão presentes na Cerâmica Heinig, como mostrado na Figura 3.10

Figura 3.10 - Etapas da produção de cerâmica vermelha na Cerâmica Heinig: (a) mistura; (b) extrusão e corte; (c) vista lateral do secador; (d) vista lateral do forno.



Fonte: acervo do autor (2016).

Ao sair do processo de corte, a peça cerâmica possui um conteúdo de umidade de 22-25 % e deseja-se obter uma peça com 0-1 % de umidade ao final do processo (BROSNAN; ROBINSON, 2003). Segundo Lemkuhl (2004), uma quantidade maior de água dificultaria a secagem e posterior queima, levando até à quebra da peça. Por outro lado, uma quantidade menor dificulta a moldagem da mesma.

Água é adicionada à argila para sua conformação. Primeiramente ela cobre a superfície do pó, depois cobre os capilares internos e, em seguida, causa a separação interna das partículas ao ocupar os espaços entre elas. A remoção de água na secagem ocorre no sentido inverso: água livre é retirada primeiro, seguida pela água dos caminhos capilares, e, por fim, da superfície das partículas (BROSNAN; ROBINSON, 2003).

Durante a secagem de cerâmicas ocorre o processo de encolhimento das mesmas. Existe pouca literatura levando em consideração os efeitos deste encolhimento no processo e suas consequências, mas existem indícios de que ocorre uma retração linear da ordem de 5 % (MUJUMDAR, 2006) e que pode afetar o coeficiente de

transporte convectivo de calor em até 50 % para altas temperaturas do ar de secagem (RAHMAN; KUMAR, 2006).

Este encolhimento é uma das causas do maior defeito resultante da secagem: as (micro-)rachaduras resultantes desta. Estas rachaduras são resultado de gradientes internos de pressão, umidade, densidade e temperatura, além da reabsorção de umidade após o final (SŌMIYA et al., 2003; AUGIER et al., 2002; POURCEL et al., 2007; MUJUMDAR, 2006). Trabalhos publicados (AUGIER et al., 2002; POURCEL et al., 2007; WU et al., 2015) indicam que o momento crítico em que ocorrem as quebras é por volta de 80 % da umidade inicial e que altas taxas de secagem, acima de $3 \times 10^{-4} \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$, resultavam em rachaduras no produto. Para se evitar rachaduras no interior do secador, onde as taxas são mais altas, é uma prática comum entre os produtores a exposição do produto a ventiladores que vão realizar uma secagem inicial a temperatura ambiente a menores taxas de modo a se retirar a água livre da superfície da cerâmica. O interesse desta prática é de que, quando a cerâmica entrar no secador para dar início ao processo, o produto esteja com uma quantidade de umidade próxima da umidade crítica, abaixo da qual o efeito de encolhimento é minimizado, como mencionado anteriormente.

Segundo Brosnan e Robinson (2003) e Mujumdar (2006), condições operacionais também são responsáveis pelas quebras, como ar de secagem não uniforme para toda a peça, erros na conformação da mesma, incluindo superfícies impermeáveis sob as peças, que leva a gradientes internos de umidade, citados como causadores de rachaduras.

3.2.1. MÉTODO DE SECAGEM ESTUDADO

O secador simulado tem um funcionamento semelhante ao encontrado na Cerâmica Heinig, localizada na cidade de Brusque, estado de Santa Catarina, em que a cerâmica entra no secador com uma umidade em base seca inicial de aproximadamente 15 %, 40 m de comprimento, seção reta de entrada $2 \times 2 \text{ m}^2$ e tempo de operação de aproximadamente 44 h. O secador é do tipo túnel contracorrente, com ventiladores viajantes, conforme esquema apresentado na Figura 3.11.

Figura 3.11 - Esquema da vista lateral do secador

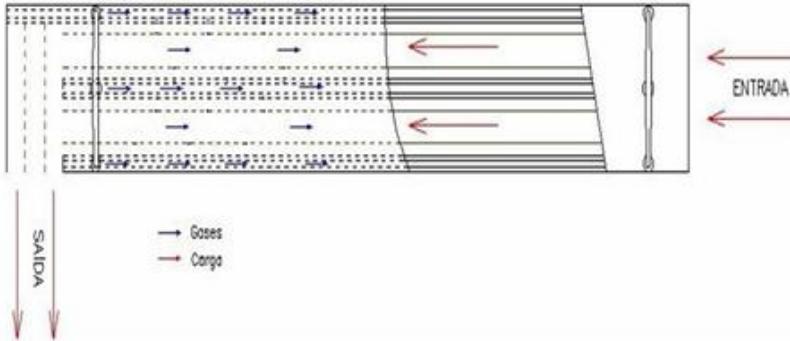


Fonte: Lehmkuhl (2004).

Como observado na imagem, o ar quente e seco é inserido no lado oposto ao da entrada do material úmido. Assim, o material mais úmido é exposto a um ar de menor temperatura e com maior conteúdo de umidade, o que, segundo autores citados em tópicos anteriores, torna este ar menos eficiente para a retirada de umidade do material. Com isso, a taxa de secagem é reduzida, minimizando, por consequência, efeitos de encolhimento e rachaduras. À medida que esse material passa pelo secador, vai sendo progressivamente exposto a um ar mais quente e seco, melhor para a retirada de umidade, uma vez que com menores conteúdos de umidade presentes o efeito de encolhimento é desprezível (BROSNAN; ROBINSON, 2003; MUJUMDAR, 2006) e a exposição a este ar mais seco impede um efeito de reumidificação do meio, que poderia ocorrer caso fosse exposto a um com maior conteúdo de umidade.

Os tijolos que vão passar pelo processo de secagem não prosseguem para este assim que saem do processo de extrusão, onde estão com a sua quantidade máxima de água. Antes disso passam por um tempo de repouso, que pode ser ao ar ambiente ou expostos a um ventilador circulante, cujo ar é ventilado a uma velocidade que varia entre $0,80 \text{ m s}^{-1}$ e $1,60 \text{ m s}^{-1}$ a temperatura ambiente. Com isto, a umidade superficial é removida quase que em sua totalidade e as etapas do processo de secagem no interior do secador são as de taxa decrescente. Assim como para a progressão do tijolo no interior do secador, esta prática é para garantir taxas menores de secagem em um tijolo mais úmido, diminuindo os riscos de rachaduras. A Figura 3.12 ilustra o secador da Cerâmica Heinig, mostrando esta prática.

Figura 3.12 - Diagrama de funcionamento do secador em contracorrente



Fonte: Lehmkuhl (2004).

Não é de interesse dos produtores uma secagem até quantidades baixíssimas de umidade dos tijolos, uma vez que, saindo do secador, antes de prosseguirem para o forno, o contato com o ar ambiente pode causar uma reumidificação, especialmente em épocas do ano em que o ar esteja mais úmido e frio, que causa expansão das peças e pode vir a danificá-las.

3.3. ESTADO DA ARTE EM SECAGEM CONVECTIVA

A maior parte dos trabalhos publicados na literatura sobre secagem convectiva são de gêneros alimentícios, e estes se expandem em inúmeros trabalhos distintos entre si, para os mais variados tipos de secagem empregados. Mesmo os estudos que tratam de secagem convectiva de materiais cerâmicos ainda distinguem-se devido às diferentes técnicas empregadas para a secagem como, por exemplo, o fato do secador ser do tipo túnel ou circular ou a corrente de ar de secagem ser no mesmo sentido ou perpendicular ao movimento do material a ser seco.

O presente tópico não planeja esgotar a literatura existente sobre o tema de modelagem matemática do processo de secagem convectiva, e sim apresentar um panorama de trabalhos publicados dentro deste assunto e que foram úteis para o desenvolvimento da metodologia e obtenção dos resultados deste trabalho.

Chemkhi e Zagrouba (2005) realizaram um estudo sobre a secagem experimental de cerâmicas e seus resultados indicaram que o ar de secagem a maiores temperaturas e menos úmido é mais eficiente na retirada de umidade. Os resultados obtidos neste estudo eram na forma de um polinômio gerado em função dos valores de temperatura e umidade

do ar de secagem. A justificativa para a escolha das condições do ar de secagem e não do meio poroso é de que é mais difícil de se medir as condições deste segundo. Os maiores valores de difusividade interna calculados no experimento foram para o ar de secagem a 60 °C e 40 % de umidade relativa.

Kaya, Ayddn e Dincer (2006) simularam a secagem convectiva de um objeto retangular 2D de diferentes relações de largura/altura. Os maiores coeficientes de massa e calor foram encontrados para os sólidos que possuíam os menores valores largura/altura. A discretização das equações foi realizada pelo método dos volumes finitos e os resultados apresentaram boa concordância com os resultados experimentais de Velić et al. (2004).

Rahman e Kumar (2006) avaliaram a influência do efeito de encolhimento no coeficiente de transferência de calor convectivo durante a secagem de batatas em escala laboratorial em condições de convecção natural. Para a parte experimental, registrou-se a variação transiente da temperatura da amostra e conteúdo de umidade. Foi realizado o cálculo de um parâmetro de encolhimento através de uma correlação presente na literatura. Este parâmetro foi acrescentado ao cálculo do coeficiente de transferência e verificou-se que, ao considerar o efeito de encolhimento, os valores para este coeficiente são maiores durante todo o processo de secagem, podendo chegar a ser duas vezes maior ao final da mesma.

Almeida (2009) e Almeida et al. (2013) estudaram todo o processo de secagem realizado na companhia Cerâmica Cincera, localizada na cidade de Santa Rita, estado de Pernambuco. Neste trabalho foi realizada uma caracterização da argila utilizada como matéria-prima, que revelou uma composição majoritária de sílica e alumina. A secagem em estufa indicou um tempo de aproximadamente 12 h para se atingir o equilíbrio térmico e de massa. A modelagem matemática foi feita através do balanço de energia e de massa no ar e no meio poroso no interior do secador. A discretização foi feita através do método dos volumes finitos e implementada no software Wolfram *Mathematica*, sendo validada por comparação com resultados medidos na indústria. Adicionalmente, foi feita uma análise energética e exergética do processo de secagem, o que revelou baixas eficiências energética e exergética de aproximadamente 6 e 14 %, respectivamente.

Mohan e Talukdar (2010) e Chandramohan (2015) estudaram a variação local dos coeficientes de transferência de calor e de massa convectivos na superfície de meios porosos úmidos. A modelagem matemática foi feita através das equações de transferência de massa, de

energia e de quantidade de movimento e implementada em um código de CFD baseado no método de volumes finitos, com malha gerada pelo software ANSYS ICEM CFD. Os resultados gerados ilustram a influência que a velocidade do ar de secagem possui sobre os coeficientes de transferência de calor e de massa convectivos. Simulações considerando um valor constante destes coeficientes foram feitas e demonstraram menor concordância com resultados experimentais. Correlações para os números de Nusselt e Sherwood foram desenvolvidas relacionando estes parâmetros com o número de Reynolds. Seus resultados foram comparados com os de Wang e Brennan (1995), Velić et al. (2004) e Sarsavadia et al. (1999) mostrando que o modelo serviu para diferentes materiais e geometrias.

Ruiz-López et al. (2011) avaliaram a influência da geometria no processo de secagem de produtos sólidos em uma casca semiesférica. Os resultados obtidos através de um modelo matemático resolvido pelo método de diferenças centrais indica que o teor de umidade perto da superfície exposta à atmosfera de secagem é menor, enquanto os resultados para a temperatura indicaram uma maior temperatura na superfície exposta. Através de uma solução analítica foi desenvolvida uma equação relacionando uma analogia da transferência de massa desta geometria para placa plana. Sobre à geometria, Tzempelikos et al. (2012; 2015) estudaram a secagem de fatias cilíndricas de marmelo em um secador tipo câmara com recirculação e obtiveram resultados que indicaram maiores coeficientes de transferência convectiva de massa na face em que ocorre o choque frontal da corrente de ar e na superfície mais externa.

Nilnont et al. (2012) usaram o método dos elementos finitos para simular a secagem de café processado de duas maneiras diferentes: processamento úmido e a seco. A sua modelagem levou em conta as propriedades distintas para o grão de café em cada modo de processamento e o efeito de encolhimento do grão durante a secagem. Os resultados apresentaram boa concordância com a secagem experimental em um secador convectivo do tipo câmara. Os resultados indicaram que o café processado a úmido é seco mais rapidamente, mesmo possuindo um coeficiente mais baixo de difusão mássica; suas altas taxas são devido a uma área de contato maior. Por fim, uma análise sensorial indicou que o café seco a 60 °C apresentou melhores resultados que as amostras secas a 40 e 50 °C.

Kriia et al. (2013) fizeram a simulação de um secador vertical de telhas cerâmicas com escoamento turbulento do ar no interior do secador.

Os campos de temperatura e de velocidade foram calculados de acordo com a resolução da equação para a convecção mista no ambiente do secador. Os resultados para temperatura e umidade das peças cerâmicas foram obtidos através do estudo da evolução do número de Biot dos mesmos. Os resultados encontrados para as peças seguem o que é esperado pelos padrões de secagem. Os resultados do escoamento indicaram que ao final do processo os valores médios dos coeficientes de transferência convectiva de calor e massa atingem valores mínimos e o ar atinge valores máximos de conteúdo de umidade. As maiores velocidades são encontradas próximas às zonas de carregamento e descarregamento das vagonetas, mesmas regiões onde o ar estava mais quente.

Zhu e Shen (2014) realizaram a secagem de fatias de pêssegos em um secador do tipo túnel em escala laboratorial. O objetivo foi avaliar a influência das condições do ar (temperatura e velocidade) de secagem e da espessura das fatias na taxa de secagem e no perfil temporal de umidade. Os resultados indicaram os maiores valores para a taxa de secagem para o menor valor de espessura e maior valor de velocidade e temperatura. Adicionalmente, uma relação de Arrhenius foi obtida para a difusividade efetiva da umidade no interior do meio para uma modelagem de transferência de massa envolvendo a lei de Fick de difusão.

Esfahani, Vahidhosseini e Barati (2015) conduziram um trabalho de simulação da transferência de calor e de massa durante a secagem de produtos alimentícios. Diferente de praticamente todos os últimos trabalhos publicados nos últimos anos, a resolução do acoplamento das equações de conservação de quantidade de movimento, energia e espécie química foi realizada via solução analítica do conjunto de equações diferenciais pela Função de Green. Seus resultados apresentaram concordância com dados experimentais e, assim como trabalhos citados anteriormente, um aumento nas taxas de secagem à medida que se aumenta a vazão do ar de secagem.

O trabalho de Kim, Son e Kim (2016b) utilizou o modelo numérico desenvolvido por Kim, Son e Kim (2016a) para avaliar a secagem de um objeto úmido em deslocamento. Os resultados numéricos apresentaram boa correlação com o modelo analítico proposto e também mostraram que para maiores velocidades de deslocamento, a secagem não se completaria ao final do percurso, visto que ocorreria uma redução do tempo de contato do ar quente com o meio poroso.

Tabela 3.2 - Resumo dos trabalhos descritos

Autor(es)	Experimento	Simulação			Material
		MNum	CTC	CTM	
Chemkhi e Zagrouba (2005)	Influência da temperatura na difusividade	-	-	-	Argilas
Kaya, Ayddn e Dincer (2006)	Resultados de Velić et al. (2004)	MDF	CLF	ACC	Maçã
Rahman e Kumar (2006)	Influência do encolhimento no CTC	-	-	-	Batata
Almeida (2009) e Almeida et al. (2013)	Temperatura e umidade na secagem industrial	MVF	Cor	-	Tijolos vazados
Mohan e Talukdar (2010) e Chandramohan (2015)	Resultados de Wang e Brennan (1995), Velić et al. (2004) e Sarsavadia et al. (1999)	MVF	CLF	ACC	Cebola, maçã e batata
Ruiz-López et al. (2011)	Solução analítica	MDC	Cor	Cor	-
Nilnont et al. (2012)	Secador em laboratório	MEF	-	Cor	Café
Kriaa et al. (2013)	Dados industriais	MVF	Cor	ACC	Telha cerâmica
Zhu e Shen (2014)	Variação da velocidade e temperatura do ar de secagem	-	-	-	Pêssego
Esfahani, Vahidhosseini e Barati (2015)	Comparação com dados de laboratório	SAn	CLF	ACC	-
Tzempelikos et al. (2012; 2015)	Comparação com dados de laboratório	MVF	CLF	ACC	Marmelo
Kim, Son e Kim (2016a, b)	Solução analítica	MVF	CLF	ACC	-

Fonte: elaborado pelo autor (2016).

MNum: método numérico ou analítico que foi usado
Cor: correlação
CTC: coeficiente de transferência de calor
CTM: coeficiente de transferência de massa
MDF: método das diferenças finitas
MVF: método dos volumes finitos
MEF: método dos elementos finitos
MDC: método das diferenças centrais
CLF: cálculo local na fronteira
ACC: analogia de Chilton-Colburn

Através da Tabela 3.2 é possível observar que, a partir do atual século, em especial na presente década, ocorreu um aumento significativo dos trabalhos envolvendo modelagem matemática com resultados numéricos da secagem envolvendo geometrias e condições de contorno cada vez mais complexas, bem como transientes mais longos, devido à popularização de softwares comerciais como COMSOL e Fluent, capazes de gerar malhas complexas e refinadas, além de resolver sistemas lineares em um menor tempo. Todos os estudos indicam um padrão semelhante nos resultados: aumento da temperatura e velocidade do ar de secagem resultam em taxas de secagem potencialmente maiores. Os trabalhos que também envolveram espessura do corpo a ser seco chegaram à conclusão que espessuras menores resultam em maiores taxas de secagem.

Mas como debatido ao longo deste capítulo, taxas de secagem maiores não são necessariamente algo a ser visado durante o processo, uma vez que secagens aceleradas estão intimamente relacionadas a efeitos de encolhimento do meio e rachaduras, bem como outros possíveis defeitos, característicos de cada produto a ser seco, como descoloração no caso de materiais têxteis (SANTOS et al., 2014) e perdas sensoriais no caso de produtos agrícolas (NILNONT et al., 2012).

Trabalhos de revisão da literatura (DEFRAEYE, 2012; CACCAVALE; BONIS; RUOCCO, 2016) concluem que cada vez mais os métodos numéricos aliados aos experimentais representam com fidelidade o processo da secagem, além de auxiliarem no desenvolvimento de novas técnicas de secagem, menos destrutivas, e no aprimoramento de técnicas clássicas, como a secagem convectiva.

3.4. EFICIÊNCIA ENERGÉTICA DA SECAGEM

O processo de secagem é por definição um grande consumidor de energia térmica e de exergia (UTLU; HEPBAŞLİ, 2014). Por exergia compreende-se o máximo de energia que pode ser obtido de um trabalho, no deslocamento do estado inicial até o estado final. Este conceito é

aplicado em nível industrial para se localizar os processos onde se tem mais exergia sendo destruída, sendo assim, por definição, um processo irreversível (DINCER; CENGEL, 2001).

O processo de secagem é inerentemente irreversível. Conseqüentemente, um grande destruidor de exergia, com valores reportados na literatura na faixa de 15% (ALMEIDA, 2009; AGHBASHLO et al., 2013). Este fato apenas evidencia a necessidade de que o secador e seu regime de operação sejam bem executados, de modo a se evitar perdas desnecessárias.

A eficiência energética é comumente dada através da Segunda Lei da Termodinâmica, ou seja, a energia que é fornecida é igual a toda a energia consumida em todo o processo (SMITH; VAN NESS; ABBOTT, 2005). Neste caso, leva-se em conta que a energia fornecida seria a energia térmica contida no ar de secagem e a energia consumida englobaria diversos termos, como energia para aquecer a peça, energia para a evaporação da água, energia perdida na tubulação de ar, energia perdida pelas paredes e pela vagoneta e outros. O processo de secagem de tijolos pode atingir valores baixos, como o secador estudado por Almeida et al. (2013), que possuía 7% de eficiência em média. Ou seja, de toda a energia fornecida para o secador, menos de 1/10 era utilizada para a remoção de umidade dos tijolos.

Agrafiotis e Tsoutsos (2001) propuseram as seguintes inovações para se tornar mais eficiente o processo de secagem de bens cerâmicos:

- otimização da recirculação de ar: adoção de ventiladores para se misturar o ar ambiente com o ar de secagem para se retirar umidade de dentro do ambiente de secagem;
- reutilização do ar do exaustor: o ar liberado pelo exaustor do forno e do secador pode ser injetado no interior do secador ou em uma etapa de pré-aquecimento dos tijolos antes da secagem;
- uso de secadores horizontais: secadores horizontais são energeticamente mais eficientes que secadores verticais, além de terem um produto de saída significativamente mais seco;
- desumidificação controlada: ao invés de se descartar o ar úmido, ocorre uma condensação da umidade da água, reaproveitando o seu calor latente;
- secagem sem ar: vapor superaquecido possui capacidade e condutividade térmicas maiores que o ar quente;
- pulsos de ar quente: uso de jatos localizados perpendicularmente ao deslocamento da vagoneta de ar mais quente que o ar paralelo, ou frontal, reduzem o tempo de secagem;

- secagem a micro-ondas: a ideia por trás desse método é o aquecimento da cerâmica a partir do seu interior, aumentando a difusão da água do centro até a superfície, reduzindo o tempo de secagem e reduzindo os problemas de quebra (GULATI et al., 2015);
- secagem infravermelha: necessita de fontes de calor que emitam radiação em uma camada maior do espectro infravermelho, não é recomendado o uso para peças que sejam muito espessas, devido ao risco de quebra (ADAK et al., 2017).

No contexto dos secadores tipo túnel, as alternativas encontradas no ambiente industrial são o emprego de ventiladores para recirculação do ar dentro do secador, reaproveitamento da energia vinda da queima e pré-aquecimento das peças. Considerando que a secagem é um processo que é determinante na qualidade do produto ao final da queima é importante que qualquer alteração no processo que vise uma melhoria energética não interfira na qualidade do produto.

4. MODELAGEM MATEMÁTICA E MÉTODO NUMÉRICO

Na presente seção será apresentada a modelagem matemática dos fenômenos associados ao processo de secagem convectiva. Inicialmente serão apresentadas as equações diferenciais relacionadas ao cálculo da transferência da quantidade de movimento, calor e massa no ar e no meio poroso, com as devidas condições de contorno e hipóteses escolhidas. Em seguida será apresentado o método numérico e a malha escolhida para a resolução do cálculo. E por último a metodologia da análise da eficiência energética do processo analisado.

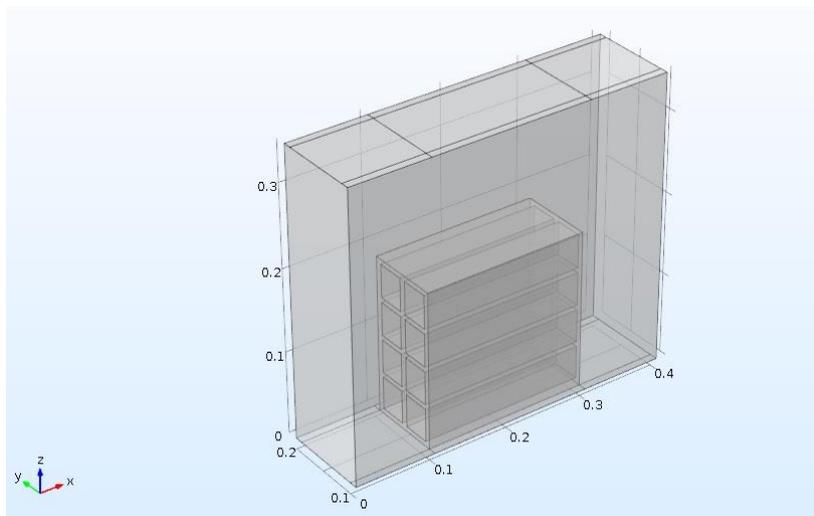
4.1. MODELAGEM FENOMENOLÓGICA

Considerando a revisão bibliográfica sobre o tema de secagem convectiva apresentada no item 3.3, para o estudo do processo de secagem escolhido as seguintes hipóteses simplificadoras foram consideradas para a construção do modelo:

- i. o efeito de encolhimento da cerâmica não foi considerado;
- ii. não há geração ou consumo de umidade no interior do meio poroso;
- iii. coordenadas cartesianas em 3 dimensões;
- iv. regime de escoamento é laminar, estacionário e incompressível (CHANDRAMOHAN, 2015);
- v. o cálculo das propriedades físicas no interior do meio poroso é feito assumindo-se a existência de um fluido suporte virtual, cujas propriedades variam linearmente entre as do ar seco (meio poroso totalmente seco) e a água (meio poroso saturado) (SANTOS et al., 2014);
- vi. o ar de secagem é tratado como gás ideal;
- vii. transferência de calor via radiação desprezível (KAYA; AYDdN; DINCER, 2006);
- viii. a evaporação ocorre apenas na superfície do meio poroso (KAYA; AYDdN; DINCER, 2006);
- ix. propriedades físicas da matriz porosa foram consideradas constantes.

A Figura 4.1 apresenta a geometria escolhida para o estudo. As condições de contorno serão apresentadas posteriormente.

Figura 4.1 - Domínio do cálculo



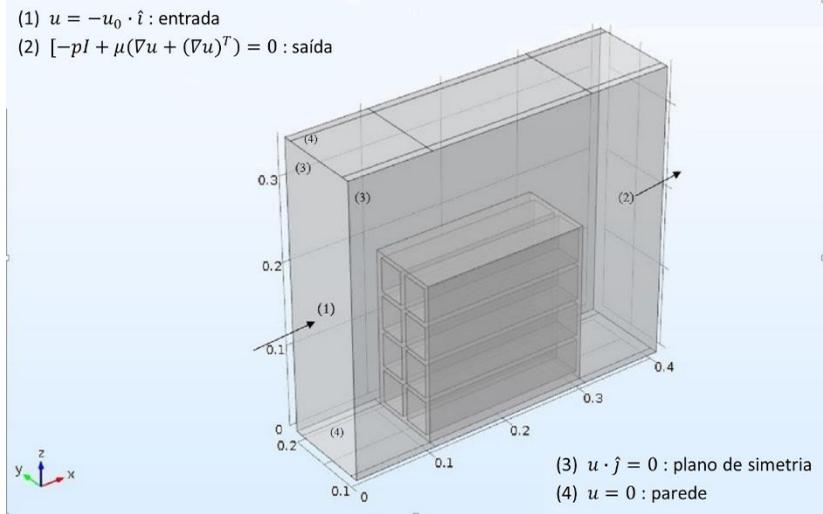
Fonte: elaborado pelo autor (2016).

O sistema aqui modelado é uma representação local do tijolo, o que vai permitir uma análise da distribuição de temperatura, umidade e outras propriedades ao longo do tijolo, o que não seria possível em uma análise global.

4.1.1. TRANSFERÊNCIA DE QUANTIDADE DE MOVIMENTO

Na Figura 4.2 está presente o domínio de cálculo do fenômeno de transferência da quantidade de movimento com a indicação das condições de contorno consideradas.

Figura 4.2 - Condições de contorno para a transferência da quantidade de movimento



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Para as hipóteses propostas, a equação de conservação da quantidade de movimento para o escoamento do ar é dada pelas Equações (4.1) e (4.2):

$$\rho(\nabla \cdot u) = 0 \quad (4.1)$$

$$\rho u \cdot (\nabla u) = \nabla \cdot [-pl + \mu(\nabla u + (\nabla u)^T)] + \rho g \quad (4.2)$$

Onde:

ρ : massa específica do ar de secagem (kg m^{-3})

u : vetor velocidade do ar de secagem (m s^{-1})

p : pressão (Pa)

I : matriz identidade (-)

g : aceleração local da gravidade (m s^{-2})

μ : viscosidade do ar de secagem (Pa s)

A transferência da quantidade de movimento do ar no interior do meio poroso é descrito pela Equação (4.3):

$$\frac{\rho}{\epsilon_p^2} (u_v \cdot (\nabla u_v)) = \nabla \cdot [-pl + \frac{\mu}{\epsilon_p} (\nabla u_v + (\nabla u_v)^T)] - \frac{2\mu}{3\epsilon_p} (\nabla \cdot u_v) I + \frac{\mu}{\kappa} u_v + \rho g \quad (4.3)$$

Onde:

ϵ_p : porosidade do meio poroso (-)

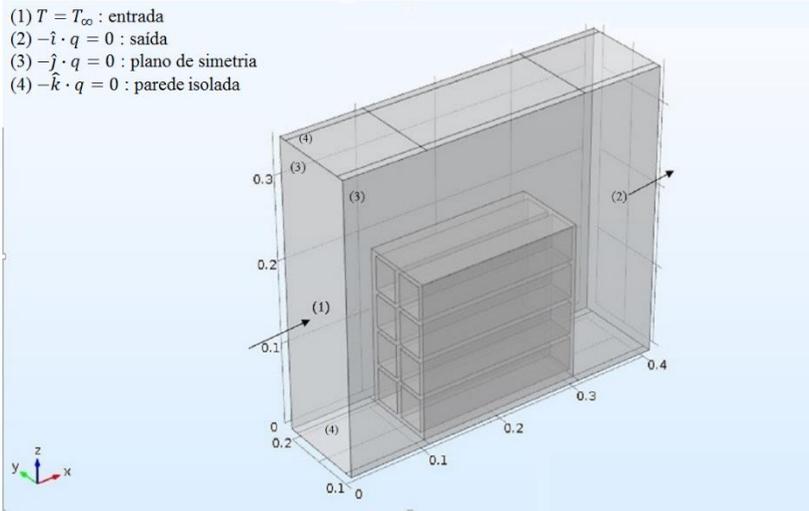
κ : permeabilidade do meio poroso (m^2)

u_t : velocidade relativa da cerâmica no interior do secador (m s^{-1})

4.1.2. TRANSFERÊNCIA DE CALOR

As condições de contorno para a transferência de calor no ar são representadas pela Figura 4.3.

Figura 4.3 - Condições de contorno para transferência de calor no ar



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Para as hipóteses consideradas, a equação de conservação de energia é dada pelas Equações (4.4) e (4.5):

$$\rho c_{p_f} \frac{\partial T}{\partial t} + \rho c_{p_f} u \cdot \nabla T + \nabla \cdot q = 0 \quad (4.4)$$

$$q = -k_f \nabla T \quad (4.5)$$

Onde:

C_{p_f} capacidade calorífica do ar ($\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$)

T : temperatura (K)

q : fluxo de calor condutivo (W m^{-2})

k_f : condutividade térmica local ($\text{W m}^{-1} \text{K}^{-1}$)

A condição de temperatura do ar de secagem apresentada na Figura 4.3 com o índice 1 será abordada com mais detalhes no item 4.3. Cabe ressaltar que a expressão para T_∞ varia com o tempo, representando

a variação da temperatura do ambiente do secador em função da posição dentro do mesmo.

A transferência de calor em meios porosos é dada pelas Equações (4.6) a (4.9):

$$(\rho c_p)_{ef} \frac{\partial T}{\partial t} + \rho_{fs} c_{p_{fs}} (u \cdot \nabla T) + \nabla \cdot q_p = 0 \quad (4.6)$$

$$q_p = -k_{ef} \nabla T \quad (4.7)$$

$$k_{ef} = \theta_p k_p + (1 - \theta_p) k_{fs} \quad (4.8)$$

$$(\rho c_p)_{ef} = \epsilon_p \rho_p c_{p_p} + (1 - \epsilon_p) \rho_{fs} c_{p_{fs}} \quad (4.9)$$

Onde:

ρ_{fs} , ρ_p : massa específica do fluido suporte e da matriz porosa, respectivamente (kg m^{-3})

$c_{p_{fs}}$, c_{p_p} : capacidade calorífica do fluido suporte e da matriz porosa, respectivamente ($\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$)

q_p : fluxo térmico condutivo no interior do meio poroso (W m^{-2})

k_{ef} , k_p , k_{fs} : condutividade térmica efetiva, da matriz porosa e do fluido suporte, respectivamente ($\text{W m}^{-1} \text{K}^{-1}$)

$(\rho c_p)_{ef}$: capacidade calorífica volumétrica efetiva ($\text{J m}^{-3} \text{K}^{-1}$)

θ_p : fração volumétrica do meio (-)

O método dos volumes médios usado para calcular a condutividade efetiva, representado pela Equação (4.8), foi escolhido devido à sua velocidade de convergência, comparado a outros métodos (WHITAKER, 1999).

Foi apresentada no início do capítulo, a hipótese v, que diz que as propriedades físicas no interior do meio poroso se relacionam linearmente de acordo com o conteúdo de umidade no seu interior. Estas propriedades são calculadas de acordo com as Equações (4.10) a (4.13):

$$\rho_{fs} = \rho_{ag} - (\rho_{ag} - \rho_{as}) f_{fs} \quad (4.10)$$

$$k_{fs} = k_{ag} - (k_{ag} - k_{as}) f_{fs} \quad (4.11)$$

$$c_{p_{fs}} = c_{p_{ag}} - (c_{p_{ag}} - c_{p_{as}}) f_{fs} \quad (4.12)$$

$$f_{fs} = \frac{c_0 - c_{mp}}{c_0} \quad (4.13)$$

Onde:

f_{fs} : fator de cálculo do fluido suporte (-)

c_0 : umidade inicial no meio poroso ($\text{mol}_{\text{água}} \text{m}^{-3} \text{meio poroso}$)

c_{mp} : umidade no interior do meio poroso ($\text{mol}_{\text{água}} \text{m}^{-3} \text{meio poroso}$)

ρ_{ag} , ρ_{as} : massa específica da água líquida e do ar seco, respectivamente (kg m^{-3})

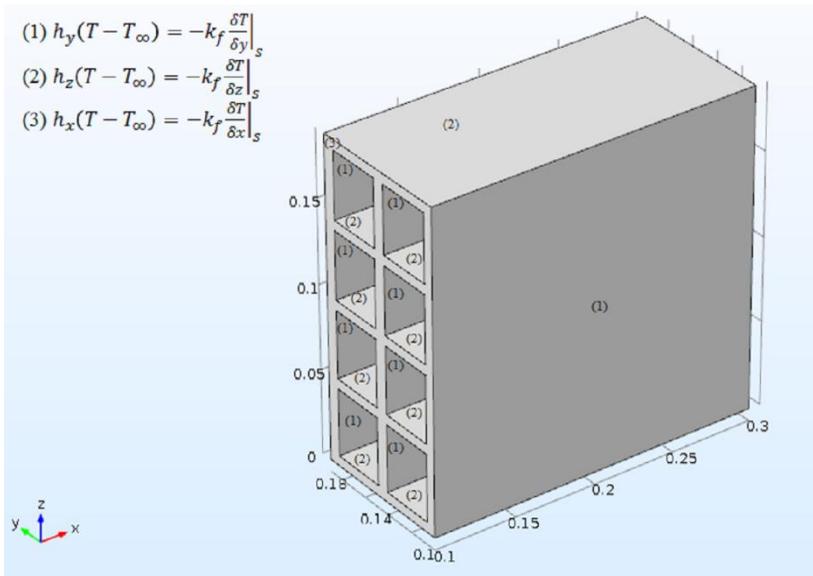
k_{ag} , k_{as} : condutividade térmica da água líquida e do ar seco, respectivamente ($\text{W m}^{-1} \text{K}^{-1}$)

c_{pag} , c_{pas} : capacidade calorífica da água líquida e do ar seco, respectivamente ($\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$)

Pelas equações apresentadas é possível observar que no início da secagem, $c_{mp} = c_0$, as propriedades físicas do fluido no interior da matriz porosa são iguais as da água líquida e quando $c_{mp} = 0$ as propriedades são iguais às do ar seco, ou seja, a água anteriormente presente nos poros é substituída por ar seco. Tal relação linear entre propriedade e conteúdo de umidade no interior de um meio poroso foi usada por Santos et al. (2014) com boa velocidade de convergência.

O domínio de cálculo e as condições de contorno para a situação de transferência de calor em meios porosos estão representados na Figura 4.4:

Figura 4.4 - Condições de contorno para o cálculo da transferência de calor em meios porosos



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

O cálculo da transferência de calor é feito de modo acoplado, no ar e no meio poroso, com a mesma variável T , de modo que o fluxo de calor nos dois domínios possua o mesmo valor, variando o sinal, ou seja, o calor

perdido pelo meio poroso é transferido integralmente para o ar, tornando este sistema adiabático.

Na Figura 4.4 estão presentes 3 diferentes índices para as condições de contorno. Em todas estas fronteiras os fenômenos presentes serão os mesmos, o que vai diferir é o modo de cálculo devido à posição relativa desta fronteira em relação ao escoamento do ar de secagem. Os fenômenos que ocorrem nestas fronteiras são de transferência de calor convectiva devido ao escoamento externo do ar de secagem e o consumo de energia para evaporação da umidade na superfície do meio poroso. Estas condições são descritas pelas Equações (4.14) e (4.15):

$$q = h_n(T_\infty - T) - Q_{ev} \quad (4.14)$$

$$Q_{ev} = (H_v + q_{ist})M_{ag}R_n \quad (4.15)$$

Onde:

h_n : coeficiente de transferência de calor convectivo na direção normal à superfície ($W m^{-2} K^{-1}$)

T_∞ : temperatura do ar de secagem calculada pela Equação (K)

M_{ag} : massa molar da água ($kg mol^{-1}$)

q_n : calor total consumido para o fluxo de massa na direção normal à superfície ($W m^{-2}$)

H_v : entalpia de evaporação da água ($J kg^{-1}$)

R_n : fluxo de massa na direção normal à superfície ($mol m^{-2} s^{-1}$)

q_{ist} : calor isostérico ($J kg^{-1}$)

O coeficiente de transferência de calor convectivo, apresentado na Figura 4.4 é definido nessas fronteiras através do balanço entre transferência de calor condutiva e convectiva, representado pela Equação (4.16) (WELTY et al., 2007):

$$h_n(T - T_\infty) = -k_f \left. \frac{\partial T}{\partial n} \right|_s \quad (4.16)$$

O procedimento numérico utilizado para o cálculo da equação anterior é do tipo implícito.

O termo referente ao fluxo de massa na superfície do meio poroso será exposto com mais detalhes no item seguinte que trata da transferência de massa do ar e no meio poroso. Tal termo é usado uma vez que a entalpia de evaporação da água é dada em unidade de energia por massa e este termo multiplicado fornece uma taxa de energia gasta no processo de evaporação da água.

O calor isostérico é incluído na soma da entalpia de evaporação da água para se realizar o cálculo da quantidade de energia para a remoção de água do meio poroso. Detalhes de como o calor isostérico foi calculado são apresentados no Apêndice A. Por ora, o cálculo dele é dado pela

Equação (4.17), enquanto a Equação (4.18) descreve o comportamento da entalpia de evaporação da água em função da temperatura (PAKOWSKI et al., 1991):

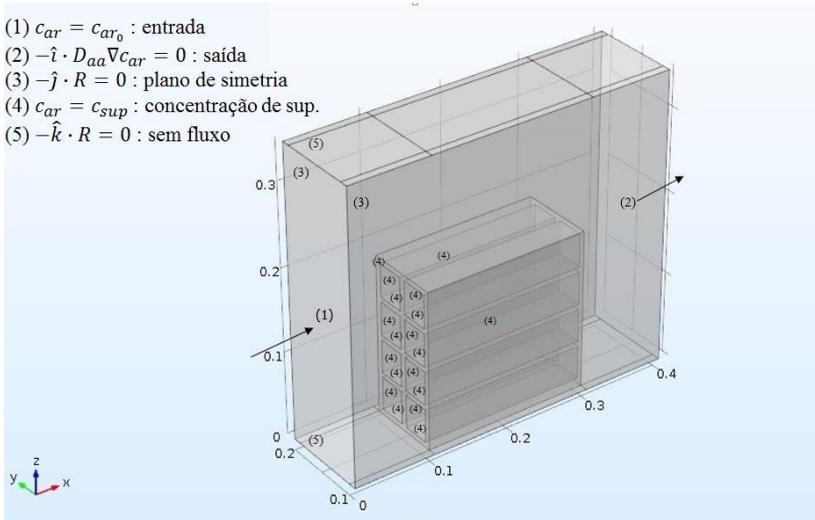
$$q_{ist} = \frac{360,6206}{1 + \exp(44,6297(X - 0,0392))} \quad (4.17)$$

$$H_v = 352,8(374,14 - (T - 273,15))^{0,33052} \quad (4.18)$$

4.1.3. TRANSFERÊNCIA DE MASSA

Na Figura 4.5 é apresentado o domínio de cálculo de transferência de massa no ar com a indicação das condições de contorno consideradas.

Figura 4.5 - Condições de contorno para transferência de massa no ar



- (1) $c_{ar} = c_{ar_0}$: entrada
- (2) $-\hat{i} \cdot D_{aa} \nabla c_{ar} = 0$: saída
- (3) $-\hat{j} \cdot R = 0$: plano de simetria
- (4) $c_{ar} = c_{sup}$: concentração de sup.
- (5) $-\hat{k} \cdot R = 0$: sem fluxo

Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Para as hipóteses consideradas, a equação para a transferência de massa no ar é dada pelas Equações (4.19) e (4.20):

$$\frac{\partial c_{ar}}{\partial t} + \nabla \cdot (-D_{aa} \nabla c_{ar}) + u \cdot \nabla c_{ar} = 0 \quad (4.19)$$

$$R = -D_{aa} \nabla c_{ar} + u c_{ar} \quad (4.20)$$

Onde:

c_{ar} : umidade no ar ($\text{mol}_{\text{água}} \text{m}^{-3}_{\text{ar}}$)

D_{aa} : difusividade de água no ar ($\text{m}^2 \text{s}^{-1}$)

Q_m : termo fonte de massa ($\text{mol} \text{m}^{-3} \text{s}^{-1}$)

R : fluxo de água ($\text{mol} \text{m}^{-2} \text{s}^{-1}$)

A difusividade da água no ar em função da temperatura é dada pela Equação (4.21) (PAKOWSKI et al., 1991):

$$D_{aa} = 21,6.10^{-6} \left(\frac{T}{273.15} \right)^{1.8} \quad (4.21)$$

Na Figura 4.5, a fronteira de índice 1 indica a concentração de água no ar de entrada. Para esta, foi usado um valor médio de $1,2776 \text{ mol m}^{-3}$, visto que, segundo Lehmkuhl (2004), ainda que a umidade relativa do ar dentro do secador altere-se entre a entrada e a saída, esta variação não é numericamente alta e, por questões de convergência, optou-se por um valor médio.

Assim como para a temperatura, a condição de saída de fluxo, índice 2, é de fluxo condutivo e igual a zero devido ao gradiente de concentração normal a fronteira ser nulo. As fronteiras de índice 3 são os planos de simetria do domínio, cujo cálculo procede de maneira semelhante ao que foi feito para este tipo de condição de contorno em itens anteriores.

As fronteiras de índice 4, que foram colocadas em todas as superfícies da peça cerâmica em contato com o ar de secagem, representam o estado de equilíbrio da superfície do meio poroso com o ar de secagem. Este estado de superfície é calculado através da isoterma de secagem. A isoterma usada no presente trabalho é a de Bálint et al. (1981) devido às características do tijolo em estudo serem plásticas, assim como a argila, cuja isoterma foi representada na Figura 3.3a. Para que se possa definir qual modelo de isoterma usar, é preciso que se defina qual deles se adapta mais ao gráfico. Quatro modelos foram escolhidos, sendo eles os de Henderson-Thompson, Sabbah, Chung-Pfost e Oswin modificada. Os resultados estão na Tabela 4.1.

Tabela 4.1 - Ajuste das isotermas.

Modelo	a	b	c	R ²
Chung-Pfost Eq. (3.5)	0,13809	0,02053	120,75337 °C	0,98764
Sabbah Eq. (3.6)	0,11071	0,82823	0,09031	0,97885
Henderson-Thompson Eq. (3.7)	1,7204 °C ⁻¹	240,64867	0,51863	0,99706
Oswin modificada Eq. (3.8)	-1,14155.10 ⁻⁴ °C ⁻¹	0,04487	0,32415	0,97515

Fonte: elaborado pelo autor (2016)

Por ter apresentado um coeficiente de correlação mais alto, o modelo de Henderson-Thompson foi utilizado para os cálculos. Fazendo uma manipulação para se isolar a variável de umidade relativa (UR) em função da umidade de equilíbrio no meio poroso (X_e), obtém-se a Equação (4.22):

$$UR = 1 - \exp[(-aT - b)X_e^{\frac{1}{c}}] \quad (4.22)$$

Sabe-se que para o ar como gás ideal (GEANKOPLIS, 1993; MURRAY, 1967):

$$UR = c_{sup} \frac{R_g T}{P_{sat}} \quad (4.23)$$

$$P_{sat} = 610,8e^{\left(\frac{17,26939T - 4725,5}{T - 35,86}\right)} \quad (4.24)$$

$$c_{sat} = \frac{P_{sat}}{R_g T} \quad (4.25)$$

Onde:

R_g : constante universal dos gases (J mol⁻¹ K⁻¹)

P_{sat} : pressão de saturação do ar (Pa)

c_{sat} : concentração de saturação do ar (mol_{água} m⁻³_{ar})

c_{sup} : concentração de água na superfície do meio poroso (mol_{água} m⁻³_{ar})

Combinando as Equações (4.22) a (4.25) obtém-se a Equação (4.26):

$$c_{sup} = c_{sat} (1 - \exp[(-aT - b)X_e^{\frac{1}{c}}]) \quad (4.26)$$

A variável X_e pode ser convertida para a variável c_{mp} que representa a concentração de água no interior do meio poroso, através das Equações (4.27) e (4.28):

$$X_e = c_{mp}d \quad (4.27)$$

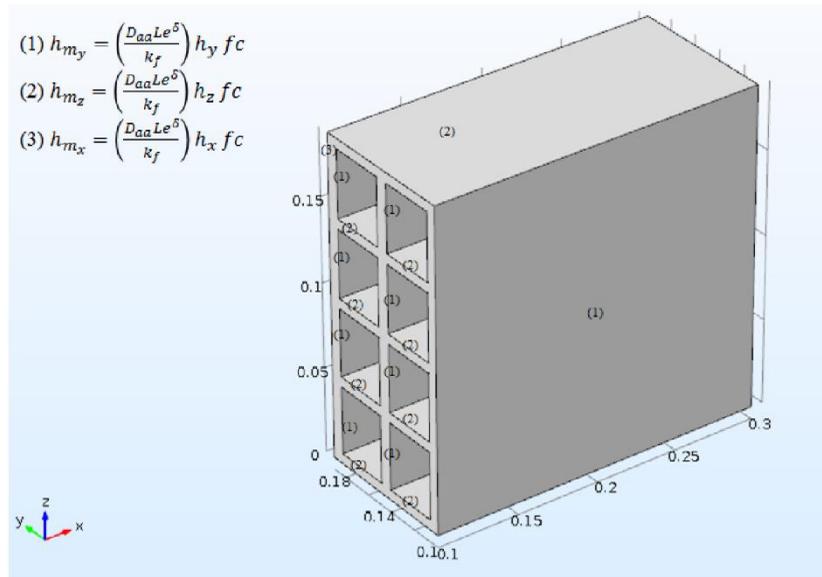
$$d = \frac{M_{ag}}{\rho_{mp}} \quad (4.28)$$

Onde o parâmetro d tem unidades ($m^3_{mp} \text{ mol}^{-1}_{\text{água}}$) ($kg_{\text{água}} \text{ kg}_{mp}^{-1}$). Substituindo (4.27) em (4.26):

$$c_{sup} = c_{sat} (1 - \exp[(-aT - b)(c_{mp}d)^{1/c}]) \quad (4.29)$$

A Figura 4.6 apresenta o domínio de cálculo da transferência de massa em meios porosos com a indicação das condições de contorno consideradas:

Figura 4.6 - Condições de contorno para a transferência de massa no meio poroso



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Para as hipóteses consideradas, a equação para a transferência de massa no ar é dada pelas Equações (4.30) e (4.31):

$$\epsilon_p \frac{\partial c_{mp}}{\partial t} + \nabla \cdot (-D_{ac} \nabla c_{mp}) + u \cdot \nabla c_{mp} = 0 \quad (4.30)$$

$$R_{a_{mp}} = -D_{ac,c} \nabla c_{mp} + u c_{mp} \quad (4.31)$$

Onde:

$D_{ac,c}$: difusão de água no interior da cerâmica corrigida ($m^2 \text{ s}^{-1}$)

R_{amp} : fluxo de massa no interior do meio poroso ($\text{mol m}^{-2} \text{s}^{-1}$)

O termo D_{ac} varia em função da concentração de água no interior do meio poroso e da temperatura do mesmo, utilizando a Equação (4.32) (MIHOUBI, 2004 apud KRIAA et al., 2013). A correção do termo D_{ac} ocorre pelo cálculo da tortuosidade τ_p do meio poroso, utilizando o modelo de Bruggeman, calculado através das Equações (4.33) e (4.34):

$$D_{ac} = (5.611 \cdot 10^{-10}) \exp\left(\frac{-510}{T}\right) 7,5 \exp\left(\frac{44c_{mp}d}{1.6+c_{mp}d}\right) \quad (4.32)$$

$$D_{ac,c} = \frac{\epsilon_p}{\tau_p} D_{ac} \quad (4.33)$$

$$\tau_p = \epsilon_p^{-\frac{1}{2}} \quad (4.34)$$

Na Figura 4.6 estão representadas as fronteiras para o cálculo dos fluxos de massa, que são obtidas através da analogia de Chilton-Colburn, representada de modo generalizado pela Equação (4.35):

$$h_{m_n} = \left(\frac{D_{aa}Le^\delta}{k_f}\right)h_{c_n} \quad (4.35)$$

Onde Le é o número de Lewis, que é definido como uma razão entre a difusividade térmica e a difusividade molecular de massa, calculado pelas Equações (4.36) e (4.37):

$$Le = \frac{\alpha_f}{D_{aa}} \quad (4.36)$$

$$\alpha_f = \frac{k_f}{\rho_f c_{p_f}} \quad (4.37)$$

Onde α_f é a difusividade térmica do fluido, cujas unidades são $\text{m}^2 \text{s}^{-1}$. O valor de δ na Equação (4.38) para a presente aplicação será tomado como 1/3 (BERGMAN et al., 2011). Com esta alteração, a combinação das Equações (4.35), (4.36) e (4.37) resulta em:

$$h_{m_n} = \left(\frac{D_{aa}}{k_f}\right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{1}{\rho_f c_{p_f}}\right)^{\frac{1}{3}} h_{c_n} \quad (4.38)$$

No presente trabalho, propõe-se a inclusão de um fator de correção fc na Equação (4.39). Esta variável vai corrigir o valor de h_m levando em consideração a concentração de água no interior do meio poroso. Kim, Son e Kim (2016) concluíram que somente para situações em que a temperatura do meio é próxima a temperatura de equilíbrio é que se pode utilizar a analogia de Chilton-Colburn. No presente trabalho ocorre uma variação constante da temperatura de equilíbrio, mesmo que a baixos valores. Matematicamente, fc é dado pela Equação (4.40) e o valor do fluxo de água evaporada é dado pela Equação (4.41):

$$fc = \frac{c_{mp} - c_{eq}}{c_0 - c_{eq}} \quad (4.40)$$

$$R_n = h_{m_n}(c_\infty - c_{sup}) \quad (4.41)$$

O uso de fatores de correção para o fluxo de massa prevenindo a divergência da solução foi usado primeiramente por de Kaya, Ayddn e Dincer (2006) e seu modelo foi extensivamente reproduzido por trabalhos que vieram adiante. Em seu trabalho, o fator de correção foi incorporado à equação do fluxo com um valor constante de 0,5. De modo distinto, no presente estudo, o termo de correção varia entre 0 e 1 e se aproxima de 0 no final da secagem, diminuindo a taxa, como se espera que aconteça experimentalmente. Diz-se que o modelo é pseudo-linear em função de c_{mp} porque o termo c_{eq} também é variável, pois é função da temperatura e da umidade do ambiente. c_{eq} é a concentração de equilíbrio do meio poroso, e ela é proveniente da isoterma e o seu valor é calculado pela Equação (4.37):

$$c_{eq} = \frac{\frac{\ln(1-\frac{c_{ar}}{c_{sat}})}{(-a.T+b)}c}{d} \quad (4.42)$$

Na Equação (4.41) a diferença de potencial para que ocorra transferência de massa é a diferença entre concentração de água no ar de secagem e a concentração de água na camada limítrofe de ar na superfície da peça cerâmica, que está em equilíbrio com o meio poroso. Nota-se que o valor de R_n deverá sempre ser negativo durante a secagem, uma vez que o esperado é a migração de umidade do meio poroso para o ar de secagem, de modo que caso $c_\infty > c_{sup}$ (ou $P_{var} > P_{vinterface}$), R_n assumirá um valor positivo, indicando que o ar está mais úmido que o meio poroso, resultando na umidificação deste.

4.1.4. GRADIENTES INTERNOS

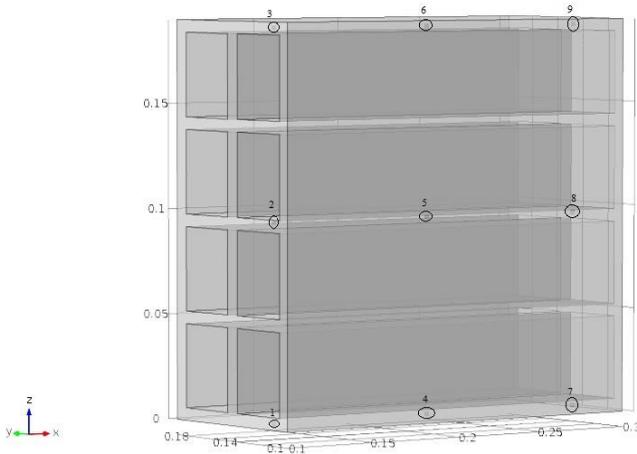
Matematicamente, o gradiente é uma operação que transforma um campo escalar em um campo vetorial (KREYSZIG; KREYSZIG; NORMINTON, 2011). Assim, o gradiente de um campo escalar $f(x,y,z)$, definido e diferenciável em um dado domínio é calculado segundo a Equação (4.42):

$$\nabla f = \left(\frac{\partial f}{\partial x}\hat{i} + \frac{\partial f}{\partial y}\hat{j} + \frac{\partial f}{\partial z}\hat{k}\right) \quad (4.42)$$

Onde \hat{i} , \hat{j} e \hat{k} são vetores de módulo unitário, cuja direção são os eixos x, y, z.

A aplicação de gradientes na engenharia é pela possibilidade de se calcular a variação de uma grandeza em função da posição em um ponto. No presente trabalho, serão calculados os gradientes de umidade e temperatura em 9 pontos distintos no interior do tijolo, ilustrados na Figura 4.7:

Figura 4.7 - Pontos para o cálculo dos gradientes de umidade e temperatura



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Os pontos destacados da Figura 4.7 possuem as seguintes coordenadas (x, y, z):

- Ponto 1: (0,110; 0,125; 0,020)
- Ponto 2: (0,110; 0,125; 0,096)
- Ponto 3: (0,110; 0,125; 0,187)
- Ponto 4: (0,200; 0,125; 0,020)
- Ponto 5: (0,200; 0,125; 0,096)
- Ponto 6: (0,200; 0,125; 0,187)
- Ponto 7: (0,289; 0,125; 0,020)
- Ponto 8: (0,289; 0,125; 0,096)
- Ponto 9: (0,289; 0,125; 0,187)

Como ilustrado pela figura, os pontos 1, 2 e 3 indicam pontos na região frontal do tijolo, onde ocorre o choque com o ar de secagem. Os pontos 4, 5 e 6 estão localizados na região central do tijolo e os pontos 7, 8 e 9 são pontos localizados região traseira do tijolo.

Este cálculo tem a finalidade de quantificar a magnitude dos gradientes de umidade e temperatura em 9 diferentes pontos do tijolo ao longo do tempo. Estes gradientes são prejudiciais, em especial no fim da secagem, quando o tijolo vai para a etapa de queima e altos valores de gradiente podem resultar em defeitos no produto.

Os gradientes de temperatura e umidade, juntamente com a sua magnitude são calculados pelas Equações (4.43) a (4.46):

$$\nabla X = \left(\frac{\partial X}{\partial x} \hat{i} + \frac{\partial X}{\partial y} \hat{j} + \frac{\partial X}{\partial z} \hat{k} \right) \quad (4.43)$$

$$\nabla T = \left(\frac{\partial T}{\partial x} \hat{i} + \frac{\partial T}{\partial y} \hat{j} + \frac{\partial T}{\partial z} \hat{k} \right) \quad (4.44)$$

$$|\nabla X| = \sqrt{\left(\frac{\partial X}{\partial x} \right)^2 + \left(\frac{\partial X}{\partial y} \right)^2 + \left(\frac{\partial X}{\partial z} \right)^2} \quad (4.45)$$

$$|\nabla T| = \sqrt{\left(\frac{\partial T}{\partial x} \right)^2 + \left(\frac{\partial T}{\partial y} \right)^2 + \left(\frac{\partial T}{\partial z} \right)^2} \quad (4.46)$$

4.2. MÉTODO NUMÉRICO

Como observado anteriormente a representação do fenômeno de secagem resulta em uma combinação de equações diferenciais parciais com múltiplas condições de contorno. A obtenção de uma solução analítica para problemas desta complexidade pode ser considerada inviável, levando em consideração a geometria do domínio, o que tornaria a resolução ainda mais complexa.

Neste contexto se recorre a aplicação de ferramentas numéricas, que por definição são ferramentas usadas para aproximação de funções utilizadas para se determinar a solução aproximada de uma equação diferencial.

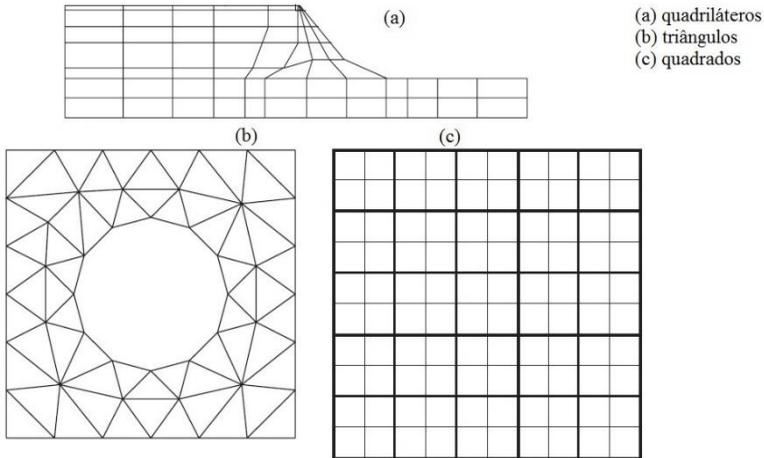
De modo simplificado, um método numérico consiste em dividir a geometria do domínio em um número finito de elementos, onde os cálculos serão realizados, através de aproximações, como, por exemplo, a expressão para diferenças centrais, obtida a partir da série de Taylor, representado pela Equação (4.47):

$$\left(\frac{\partial f}{\partial x} \right)_i = \frac{f(x+\Delta x) - f(x-\Delta x)}{2\Delta x} + \xi(\Delta x) \quad (4.47)$$

Onde $\xi(\Delta x)$ representa um erro de truncamento associado a Δx , que seria o comprimento deste elemento, ao qual é dado o nome volume de controle. Este erro associado é inversamente proporcional ao comprimento (área para problemas 2D e volume para problemas 3D) do volume de controle, ou seja, quanto mais volumes de controle tivermos na malha do domínio, mais refinada, mais aproximado o resultado ficaria da solução analítica.

Os volumes de controle podem se apresentar das mais variadas formas, dependendo do tipo de problema a se estudar, podendo ser triangular, quadrado, retangular, prismático, dentre outros. Algumas geometrias típicas de elementos 2D estão representadas na Figura 4.8.

Figura 4.8 - Malhas 2D com alguns elementos de geometria tipicamente usados



Fonte: adaptado de (a) Zienkiewicz e Taylor (2000); (b) Fish e Belytschko (2007) e (c) Versteeg e Malalasekera (2007).

Para cada volume de controle ocorrerão estas aproximações das equações diferenciais, ou seja, cada volume de controle terá associado a ele um valor de velocidade, temperatura, pressão, concentração, etc. O método de aproximação de funções via série de Taylor é apenas um dentro das mais variadas classes de métodos existentes. O que se tem em comum entre todos estes métodos é o fato de que os cálculos executados nos volumes de controle se farão levando em conta o valor dos volumes vizinhos.

A quantidade de volumes de controle na malha está diretamente relacionada com a qualidade do resultado final: quanto mais refinada, mais aproximado está o resultado; porém, mais demorado se tornará para obter o resultado, visto que se fará necessário resolver um sistema linear maior. O final de um processo pode ser definido de maneiras distintas para cada caso, sendo o mais comum a situação de convergência, que é quando o erro específico do sistema é menor do que um valor definido. Problemas de convergência ocorrem quando volumes vizinhos possuem valores muito distintos. Gradientes elevados influenciam de maneira negativa na resolução numérica dos problemas.

Existe uma ampla variedade de métodos numéricos, dentre os quais se destacam o método das diferenças finitas (LEVEQUE, 2007), volumes finitos (VERSTEEG; MALALASEKERA, 2007) e elementos

finitos (FISH; BELYTSCHKO, 2007). O método usado para o presente estudo foi o método dos elementos finitos, utilizado pelo software COMSOL *Multiphysics*.

4.2.1. MÉTODO DOS ELEMENTOS FINITOS

Neste subitem não se deseja realizar uma revisão extensa do método numérico dos elementos finitos, visto que este não é um objeto de estudo do presente trabalho, mas apenas uma ferramenta utilizada para obtenção dos resultados. Aqui se observarão algumas pequenas particularidades do método e alguns detalhamentos em alguns pontos que foram aplicados no presente trabalho. Uma extensa literatura (FISH; BELYTSCHKO, 2007; RAO, 2005; ZIENKIEWICZ; TAYLOR, 2000) existe com toda a funcionalidade e aplicabilidade do método dos elementos finitos.

Este método é amplamente usado na resolução de problemas de análise de estrutura, escoamento com transferência de calor e massa e eletromagnetismo (FISH; BELYTSCHKO, 2007). O método das diferenças finitas foi por muito tempo o mais utilizado, mas a obtenção de resolução de problemas que continham uma geometria mais complexa era dificultada.

A ideia básica por trás do método dos elementos finitos é separar a geometria em um número finito de elementos, conectados entre si por nós, onde para cada elemento obtém-se um valor para cada variável e nas fronteiras destes se calcula os fluxos para cada elemento (ZIENKIEWICZ; TAYLOR, 2000).

Segundo Fish e Belytschko (2007), o método dos elementos finitos consiste nos seguintes passos:

- pré-processamento: subdivisão da geometria em um conjunto de elementos independentes;
- formulação dos elementos: desenvolvimento de equações para os elementos;
- montagem: obtenção do sistema de equações para todo o sistema a partir das equações individuais de cada elemento;
- resolução do sistema de equações;
- pós-processamento: obtenção dos resultados das variáveis de interesse.

Todos os passos acima relatados são realizados de maneira automática pelo software COMSOL *Multiphysics*. O primeiro passo, o de criação da malha, foi realizado pelo autor do presente trabalho, visto que a malha gerada de maneira automática pelo software não se mostrou

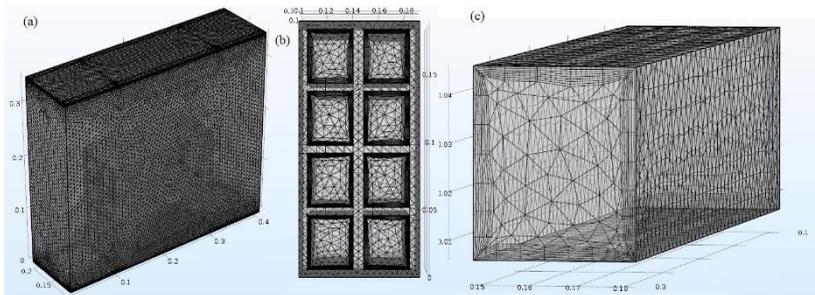
adequada. A malha será apresentada no próximo subitem. A discretização das equações para todas as variáveis calculadas foi realizada linearmente, uma escolha que acelera o tempo de convergência.

A resolução do sistema linear resultante se deu pelo método de resíduos generalizados (GMRES). Este é um método iterativo que possui convergência mais acelerada que métodos diretos tradicionais devido a não necessidade de se armazenar variáveis. O cálculo de velocidade e pressão foi realizado de maneira acoplada, por estarem somente os dois sendo calculados na fase estacionária da simulação, enquanto o cálculo das demais variáveis foi realizado de maneira segregada, uma escolha que leva a uma maior estabilidade, ainda que de maneira mais lenta. O passo de tempo da fase transiente foi de 0,01 h, o que corresponde a 36 s.

4.2.2. MALHA UTILIZADA NA SIMULAÇÃO

Para a realização das simulações foram desenvolvidas 4 malhas distintas. Todas as quatro malhas apresentam um formato parecido, variando entre si na quantidade de camadas próximo às paredes e no grau de refino dos demais elementos. A Figura 4.9 apresenta uma destas malhas geradas, aproximada em dois níveis: para o meio poroso e para os furos no interior do meio poroso.

Figura 4.9 – Malha: (a) usada na simulação; (b) aproximada para o meio poroso e (c) aproximada para um dos furos do interior do meio poroso.

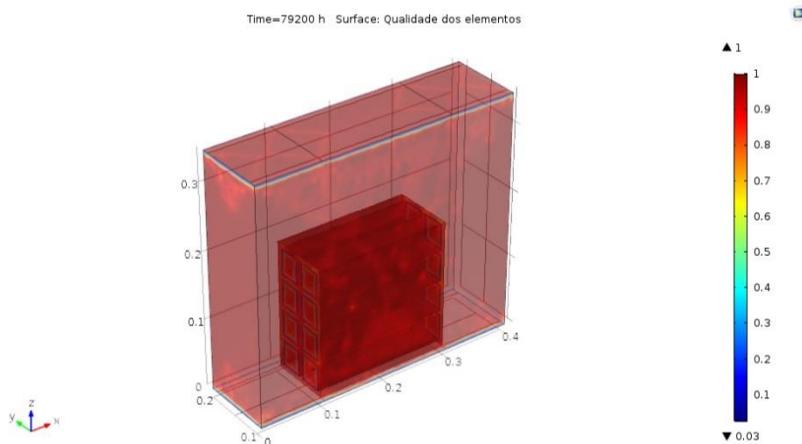


Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Nesta Figura está explicitada a existência de camadas nas paredes do domínio e em todas as superfícies do meio poroso. Estas camadas foram adicionadas como forma de se apresentar um refinamento extra nestas regiões, onde ocorre o cálculo de gradientes das variáveis. A não existência destas camadas prejudica o cálculo dos gradientes, resultando em simulações que não convergem. A Figura 4.10 representa a qualidade

dos volumes de controle desta malha, tendo uma distribuição semelhante ocorrido para todas as outras três.

Figura 4.10 - Qualidade dos elementos da malha



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

A Tabela 4.2 apresenta em detalhes as características de cada malha desenvolvida:

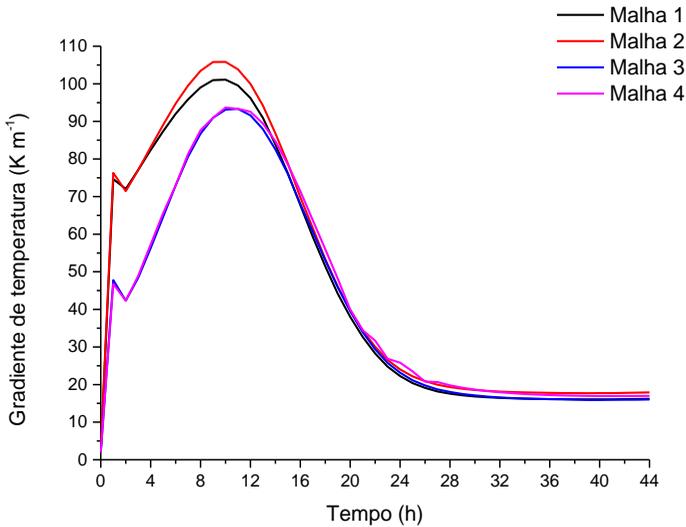
Tabela 4.2 - Malhas criadas

Malha	Número de camadas	Número de elementos
1	4	322.695
2	6	470.475
3	8	1.040.533
4	12	1.772.504

Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Para se escolher a malha foi realizado um estudo envolvendo a Equação (4.46) no ponto 3 da Figura 4.7. O resultado deste estudo está representado na Figura 4.11:

Figura 4.11 - Estudo de malha



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

A partir da Figura 4.11 é possível perceber que as curvas referentes às malhas 3 e 4 se sobrepõem durante boa parte do tempo, sendo a malha 4 a mais refinada de todas as malhas construídas. Portanto, a malha escolhida para a simulação foi a malha 3 que apresentou resultados semelhantes à malha 4 e obteve resultados em menor tempo.

A malha 3 cerca de 10^6 elementos, sendo a sua maioria elementos do tipo prismáticos e tetraédricos. O tempo que o software levou para a simulação variou entre 3 e 6 h. Cerca de 30 % do tempo foi gasto para a resolução da fase estacionária.

4.3. PARÂMETROS DA SIMULAÇÃO

As propriedades da matriz porosa usada nas simulações estão representadas na Tabela 4.3 (ALMEIDA et al., 2013).

Tabela 4.3 - Propriedades da matriz porosa para a simulação

Parâmetro	Valor	Unidade
ρ_p	1965,8	kg m ⁻³
ϵ_p	0,86	-
C_{p_p}	1673	kJ kg ⁻¹ K ⁻¹
k_p	0,65	W m ⁻¹ K ⁻¹
dimensões do tijolo	0,2 x 0,09 x 0,19	m
dimensões do furo	0,034 x 0,040	m

Fonte: elaborada pelo autor a partir dos dados de Almeida et al. (2013).

A viscosidade dinâmica, massa específica, condutividade térmica e calor específico do ar úmido (gás ideal) são calculados pelas Equações (4.48) a (4.56) (ZHANG; GUPTA; BAKER, 2007; TSILINGIRIS, 2008; BERGMAN et al., 2011; WAGNER; KRETZSCHMAR, 2008 apud COMSOL, 2014):

$$\rho_f = \frac{p}{RT} (M_a X_a + M_v X_v) \quad (4.48)$$

$$k_f = \sum_{i=a,v} \frac{X_i k_i}{\sum_{j=a,v} X_j \varphi_{ij}} \quad (4.49)$$

$$\mu_f = \sum_{i=a,v} \frac{X_i \mu_i}{\sum_{j=a,v} X_j \varphi_{ij}} \quad (4.50)$$

$$C_{p_f} = \frac{M_a}{M_f} X_a C_{p_a} + \frac{M_v}{M_f} X_v C_{p_v} \quad (4.51)$$

$$X_a + X_v = 1 \quad (4.52)$$

$$M_f = X_a M_a + X_v M_v \quad (4.53)$$

$$\varphi_{ij} = \frac{\left(1 + \left(\frac{\mu_i}{\mu_j} \right)^{\frac{1}{2}} + \left(\frac{M_j}{M_i} \right)^{\frac{1}{4}} \right)^2}{\left(8 \left(1 + \frac{M_j}{M_i} \right) \right)^{\frac{1}{2}}} \quad (4.54)$$

$$X_a = \frac{p - UR \cdot P_{sat}}{p} \quad (4.55)$$

$$X_v = \frac{UR \cdot P_{sat}}{p} \quad (4.56)$$

Onde:

X_a, X_v : fração molar do ar seco e de vapor de água, respectivamente (-)

M_a, M_v, M_f : massa molar de ar seco, vapor de água e da mistura, respectivamente (kg mol⁻¹)

φ_{ij} : fator de mistura entre vapor de água e ar (-)

Um dos objetivos deste estudo é avaliar a influência que certos fatores têm durante o processo de secagem, sendo os seguintes: velocidade de escoamento do ar de secagem, temperatura de injeção do ar de secagem e velocidade de deslocamento da vagoneta contendo os tijolos. Os estudos de caso estão descritos na Tabela 4.4:

Tabela 4.4 - Estudos de caso

Estudo de caso	u_0 (m s ⁻¹)	T_{∞} (K)	u_v (m s ⁻¹)
1	0,5	Eq. (4.59) $T_{\infty_0} = 120$ °C	$2,548 \cdot 10^{-4}$ $t_R = 44$ h
2	0,2		
3	1,5		
4	0,5	Eq. (4.60) $T_{\infty_0} = 140$ °C	$2,548 \cdot 10^{-4}$ $t_R = 44$ h
5	0,2		
6	1,5		
7	0,5	Eq. (4.61) $T_{\infty_0} = 120$ °C	$5,096 \cdot 10^{-4}$ $t_R = 22$ h
8	0,2		
9	1,5		
10	0,5	Eq. (4.62) $T_{\infty_0} = 140$ °C	$5,096 \cdot 10^{-4}$ $t_R = 22$ h
11	0,2		
12	1,5		

Fonte: elaborado pelo autor (2016).

A condição atual de operação na cerâmica Heinig é a representada pelo estudo de caso 1, correspondente a uma vazão de entrada de aproximadamente 5,5 kg s⁻¹ de ar a 120 °C, em um ciclo de 44 horas. Segundo Lehmkuhl (2004) o ar na saída estava a 40 °C. Considerando que o comprimento do túnel é de 40 m, o valor de deslocamento do meio poroso no interior do túnel é dado pela Equação (4.56):

$$u_v = \frac{L_T}{t_{ciclo}} \quad (4.57)$$

Onde:

u_v : velocidade de deslocamento da vagoneta (m s⁻¹)

L_T : comprimento do túnel (m)

t_{ciclo} : tempo total do ciclo de secagem (s)

A partir dos dados de Lemhkuhl (2004), aplicou-se um modelo logarítmico que se adequa a estes dados. A Equação (4.58) apresenta este modelo:

$$T_{\infty} = T_i \left(\frac{T_f}{T_i} \right)^{\frac{L_T - u_v t}{L_T}} \quad (4.58)$$

Nesta equação o produto $u_v t$ representa a posição dentro do túnel em que se encontra o tijolo, a escolha por uma distribuição em função do tempo, ao invés de ser em função da posição, é pela facilidade para a implementação. Neste caso tem-se uma condição de contorno que varia com o tempo.

Os estudos de caso 2 e 3 servirão como referência para se avaliar o efeito de se aumentar a vazão de entrada do ar de secagem. Os estudos de caso 4 a 6 avaliam a influência da temperatura do ar de secagem, com um ar entrando a 140 °C e saindo a 50 °C, mantendo-se o tempo de residência de 44 horas. Os estudos de caso 7 a 9 avaliarão o efeito da redução pela metade do tempo de residência, supondo uma mesma distribuição de temperatura ao longo do secador. Os estudos de caso 10 a 12 representam a combinação dos efeitos de aumento de temperatura no ar de secagem e redução do tempo de residência.

As Equações (4.59) a (4.62) representam as funções de temperatura do ar de secagem em função do tempo que serão usadas nas simulações:

$$T_{\infty} = 393 \left(\frac{313}{393} \right)^{\frac{40-2,548.10^{-4}t}{40}} \quad (4.59)$$

$$T_{\infty} = 413 \left(\frac{323}{413} \right)^{\frac{40-2,548.10^{-4}t}{40}} \quad (4.60)$$

$$T_{\infty} = 393 \left(\frac{313}{393} \right)^{\frac{40-5,096.10^{-4}t}{40}} \quad (4.61)$$

$$T_{\infty} = 413 \left(\frac{323}{413} \right)^{\frac{40-5,096.10^{-4}t}{40}} \quad (4.62)$$

4.4. CONSUMO DE ENERGIA DURANTE A SECAGEM

A energia utilizada no processo de secagem é a combinação de dois fenômenos distintos: a energia para a retirada de água do objeto úmido, descrita pela Equação (4.15) e a energia para aquecimento do meio poroso, calculada pela Equação (4.63). A energia para retirada de água, por sua vez, contém dois fenômenos distintos: a entalpia de evaporação da água e a energia requerida para superar a interação matriz porosa/água livre, chamada aqui de calor isostérico.

$$q_{aq} = (C_p)_{ef}(T_{\infty} - T) \quad (4.63)$$

Para o presente trabalho, considera-se que a energia total utilizada para a secagem é a soma das Equações (4.63) e (4.15).

$$Q_{sec} = (H_v + q_{ist} + q_{aq})M_{ag}R_n \quad (4.64)$$

O cálculo para a quantidade de calor evaporado será feito para cada superfície do tijolo devido às taxas diferentes calculadas para cada uma das superfícies.

Para se determinar quanto calor o ar de secagem forneceu ao sistema se utiliza a Equação (4.65). Este cálculo envolve a vazão mássica de energia do ar no domínio em cada instante de tempo calculado. E a diferença de temperatura, ΔT , é entre a temperatura atual e a temperatura em um instante de tempo anterior.

$$Q_{for} = \dot{m}_{ar}(C_p)_{ar}\Delta T \quad (4.65)$$

A eficiência instantânea de energia é calculada pela Equação (4.66):

$$\eta = \frac{Q_{sec}}{Q_{for}} \quad (4.66)$$

As Equações (4.64) e (4.65) fornecerão um perfil com o tempo da energia consumida e fornecida durante o processo. Para se determinar o calor total consumido e fornecido, durante todo o tempo de operação, as Equações (4.67) e (4.68) serão usadas. A eficiência global é calculada segundo a Equação (4.69):

$$Q_{sec_{tot}} = \int_{início}^{final} Q_{sec} dt \quad (4.67)$$

$$Q_{for_{tot}} = \int_{início}^{final} Q_{for} dt \quad (4.68)$$

$$\eta_{tot} = \frac{Q_{sec_{tot}}}{Q_{for_{tot}}} \quad (4.69)$$

O cálculo das integrais presente nas Equações (4.67) e (4.68) é realizado de modo numérico, através da soma de Riemann. Matematicamente, este cálculo é a área abaixo das curvas geradas pelas Equações (4.64) e (4.65).

5. RESULTADOS: ANÁLISE E DISCUSSÃO

As simulações foram realizadas conforme o proposto no capítulo referente a modelagem matemática do processo de secagem e os resultados obtidos serão apresentados neste capítulo e discutidos comparando com o que é comumente encontrado na indústria e também com outros publicados na literatura.

Como mostrado no capítulo anterior, o estudo se baseia em vários estudos de caso que consistem em variações nas condições de operação: temperatura e velocidade do ar de secagem e velocidade de deslocamento da vagoneta de tijolos no interior do secador. Os resultados foram divididos em dois grupos:

- escoamento com transferência de calor e massa entre ar e meio poroso: nesta parte se planeja apresentar e discutir os resultados referentes aos campos de velocidade, temperatura e distribuição de massa no processo de secagem, bem como outras grandezas relevantes, como coeficientes de transferência convectiva de calor e massa e gradientes internos de umidade e temperatura;
- análise energética do processo: em um segundo momento se deseja realizar uma análise do consumo de energia do processo da maneira que é realizada atualmente, bem como comparar com os resultados numéricos obtidos para os demais estudos de caso, podendo, assim, fornecer subsídios teóricos para se promover uma melhora no consumo de energia térmica do processo.

5.1. TRANSFERÊNCIA DE QUANTIDADE DE MOVIMENTO, CALOR E MASSA

Os resultados apresentados nesta seção serão separados por fenômenos e não necessariamente os resultados para todos os estudos de caso serão aqui apresentados. Para se evitar uma poluição visual, causada por uma repetição de figuras semelhantes, o foco será dado para apresentar os resultados que evidenciem a influência das modificações das condições operacionais nos resultados finais.

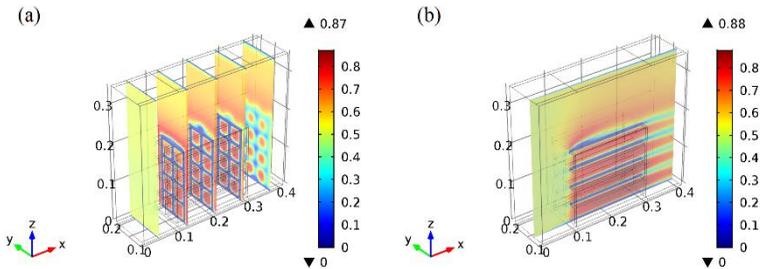
5.1.1. ESCOAMENTO DO AR DE SECAGEM

O modelo considerou que o escoamento do ar de secagem ocorre em regime estacionário, esta consideração é válida porque para todos os estudos de caso o regime de escoamento vai sempre ser linear, devido às baixas velocidades envolvidas (CHANDRAMOHAN, 2015). A escolha por um regime estacionário para o escoamento do ar de secagem é

importante para a simulação, pois este é um estágio que tradicionalmente demanda maior tempo para atingir a convergência. Cerca de 30 % do tempo investido para a simulação do processo é gasto para a resolução da condição estacionária do escoamento do ar.

A Figura 5.1 representa dois diferentes cortes no plano xz e yz do sistema que mostram o perfil espacial da velocidade do ar de secagem. Esta figura é referente ao estudo de caso 1.

Figura 5.1 - Perfil espacial da velocidade do ar de secagem (m s^{-1}): (a) planos yz e (b) plano xz

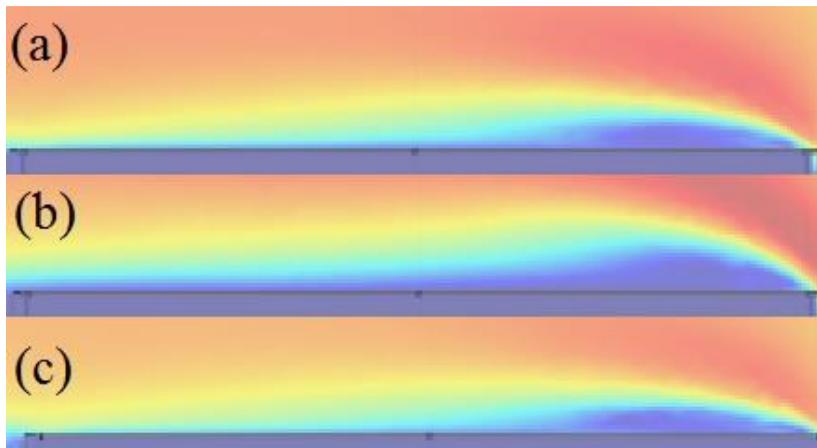


Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Na Figura 5.1 pode-se observar que as velocidades máximas ocorrem próxima às paredes e no interior dos furos devido à mistura das correntes, causada pelas paredes do tijolo. Da figura também pode-se observar um padrão de simetria do escoamento do ar: na Figura 5.1a pode-se perceber que um plano $y = 0,15 \text{ m}$ representa um eixo de simetria do escoamento, característica do regime laminar.

Nesta figura também é possível observar a formação da camada limite típica de placas planas. A Figura 5.2 ilustra as camadas limites na superfície externa dos tijolos. Através desta figura a conclusão que se chega é que maiores velocidades levam à formação de camadas limites de menor espessura. Para uma visualização melhor da influência da velocidade na espessura desta camada limite, foi realizada uma simulação com uma condição de velocidade extremamente baixa, que no caso é de $0,05 \text{ m s}^{-1}$.

Figura 5.2 - Camadas limite na superfície superior para diferentes estudos de caso: (a) $u_0 = 0,5 \text{ m s}^{-1}$; (b) $u_0 = 0,05 \text{ m s}^{-1}$ e (c) $u_0 = 1,5 \text{ m s}^{-1}$



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Os valores máximos e médios de velocidade calculados diferentes velocidades estão apresentados na Tabela 5.1. Os valores mínimos calculados serão sempre iguais a 0, devido a existência das condições de contorno de parede na superfície do meio poroso. Nesta tabela se observa que o valor máximo da velocidade alcançada pelo ar de secagem varia entre 60 e 100% do valor inicial. Como foi feita a suposição de escoamento laminar, incompressível e estacionário, o único parâmetro que afeta significativamente o valor da velocidade de escoamento do ar de secagem é a velocidade de injeção deste.

Tabela 5.1 – Valores médios e máximos de u calculados para diferentes u

$u_0 \text{ (m s}^{-1}\text{)}$	$\bar{u} \text{ (m s}^{-1}\text{)}$	$u_{max} \text{ (m s}^{-1}\text{)}$
0,05	0,0553	0,1049
0,2	0,2194	0,3690
0,5	0,5473	0,8789
1,5	1,6396	2,6267

Fonte: elaborado pelo autor (2016).

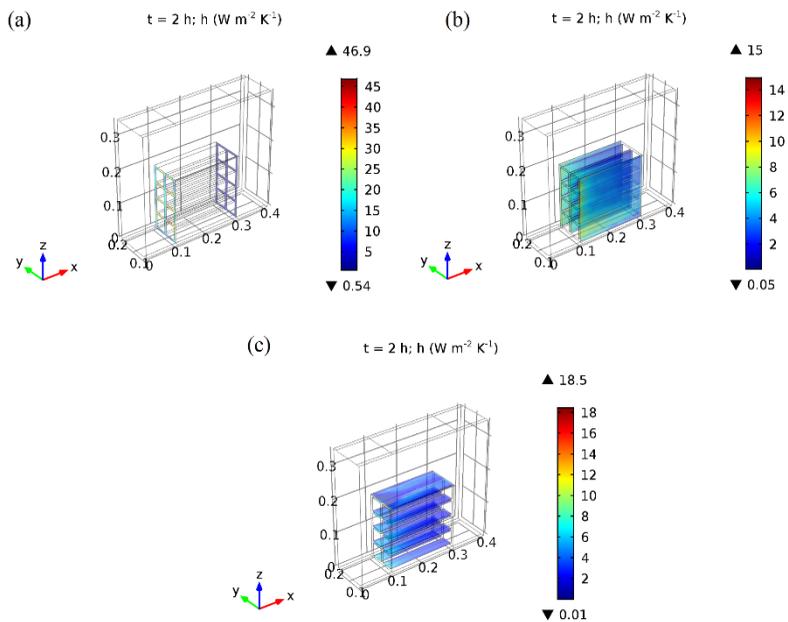
5.1.2. COEFICIENTES DE TRANSFERÊNCIA CONVECTIVA DE CALOR E MASSA

Diz-se que este modelo de secagem é convectivo porque o modo de transferência de calor e de massa dominante é a convecção. Este modo

é caracterizado pela transferência de calor e espécie química entre um fluido em movimento e uma superfície sólida. Segundo Bergman et al. (2011), este modo inclui tanto a transferência pela advecção (devido ao movimento de um fluido) quanto pela difusão (movimento aleatório das partículas do fluido). O coeficiente de transferência convectiva de calor foi calculado através da Equação (4.16) e o coeficiente de transferência de massa através da Equação (4.38). Como foi utilizada a analogia de Chilton-Colburn para o cálculo de h_m , a discussão para os dois coeficientes serão realizadas de maneira análoga.

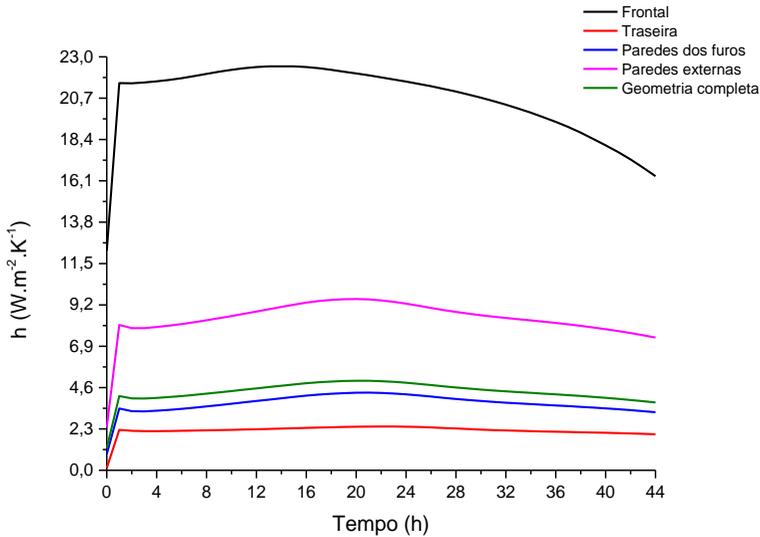
Na Figura 5.3 é apresentada a distribuição local de h em um momento do transiente da secagem para o estudo de caso 1. Este padrão de distribuição se mantém ao longo do tempo, variando os valores de máximo e mínimo encontrados. Na Figura 5.4 são apresentados os valores médios ao longo do tempo de h nas regiões frontal, traseira, dentro dos furos, externa do tijolo e de toda a geometria para o estudo de caso 1. Na Tabela 5.2 são apresentados os valores de máximo, mínimo e médio calculados para h dos estudos de caso. Como o transiente é diferente entre os estudos de caso, optou-se por apresentar a variação do tempo como a posição da vagoneta no interior do carrinho. Desse modo, todos os estudos de caso puderam ser apresentados na mesma escala. As regiões escolhidas foram 1/11, 1/2 e final da secagem.

Figura 5.3 - Distribuição local de h ($W m^{-2} K^{-1}$) em $t = 2$ h: (a) plano xy ; (b) plano xz e (c) plano yz ; para o estudo de caso 1: $0,55 < u < 0,88 m s^{-1}$



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Figura 5.413 - Valores médios de h ao longo do tempo em diferentes superfícies do tijolo para o estudo de caso 1: $0,55 < u < 0,88 \text{ m s}^{-1}$



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Tabela 5.2 - Valores de h , h_{min} e h_{max} em três momentos, 1/11, 1/2 e final, da secagem para cada estudo de caso

Estudo de caso	\bar{h} (W m ⁻² K ⁻¹)			h_{min} (W m ⁻² K ⁻¹)			h_{max} (W m ⁻² K ⁻¹)		
	1/11	1/2	Fim	1/11	1/2	Fim	1/11	1/2	Fim
1	3,79	4,69	3,57	0,51	0,24	0,34	46,9	44,3	34,4
2	2,60	3,16	2,53	0,46	0,48	0,40	28,8	27,2	23,1
3	6,03	7,03	5,49	0,52	0,01	0,29	64,2	64,0	46,3
4	3,93	4,33	2,19	0,53	0,01	0,12	46,6	42,1	16,6
5	2,62	3,16	1,67	0,44	0,15	0,32	28,4	26,3	13,7
6	6,51	6,60	3,05	0,55	0,10	0,22	64,9	60,4	19,1
7	3,82	4,48	3,65	0,53	0,47	0,34	46,9	44,5	34,4
8	1,92	2,12	1,96	0,49	0,44	0,12	28,7	27,3	23,1
9	6,09	7,35	5,53	0,50	0,41	0,30	64,3	64,9	46,2
10	3,84	4,57	2,30	0,53	0,38	0,16	46,5	42,3	16,4
11	2,64	3,04	1,79	0,47	0,46	0,36	28,4	26,4	14,0
12	6,22	6,94	3,08	0,54	0,01	0,20	64,7	60,7	18,5

Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Através das Figuras 5.3 e 5.4 observa-se que os maiores valores para h são aqueles da face frontal, onde ocorre um choque perpendicular da corrente de ar. Tanto para as regiões externas quanto dentro dos furos os maiores valores estão mais próximos da entrada, onde o primeiro contato com o ar quente ocorre. Estes valores maiores estão associados a um maior movimento advectivo do fluido na região próxima à superfície. À medida que o escoamento se desloca sobre esta superfície, a camada limite é atingida e este movimento de advecção está mais afastado da superfície do tijolo. Os valores médios calculados de h nas paredes externas do tijolo foram maiores quando comparados aos calculados no interior dos furos do tijolo pela formação de gradientes de temperatura maiores do lado de fora do que dentro dos furos. O próximo item incluirá figuras ilustrando a distribuição local de temperatura que auxiliará nesta conclusão.

Chandramohan (2015) encontrou valores maiores de h para maiores velocidades do ar de secagem. Tal conclusão também se obtém no presente trabalho de acordo com a Tabela 5.2. Os dados da Tabela 5.2 indicam que os valores dos coeficientes de transferência convectiva estão relacionados diretamente com a velocidade de escoamento do ar de secagem, com os maiores valores sendo encontrados nos estudos de caso 3, 6, 9 e 12, que contam com velocidade de entrada do ar de secagem de $1,5 \text{ m s}^{-1}$.

Os valores dos coeficientes para $u_0 \leq 0,5 \text{ m s}^{-1}$ estão em uma faixa que pode ser considerada de convecção natural. Isto ocorre para escoamentos a baixas velocidades, em que o principal gradiente de pressão para que ocorra movimento do ar é uma diferença de densidades que surge devido às diferenças de temperatura (BEJAN, 2004; WELTY et al., 2007; BERGMAN et al., 2011).

Chandramohan (2015) desenvolveu uma correlação a partir de dados numéricos para estimar o coeficiente de transferência convectiva de calor para diferentes seções de um objeto úmido, incluindo uma para toda a geometria. A correlação para este último caso é apresentada na forma da Equação (5.1).

$$Nu = 0,1943Re^{0,4819} \quad (5.1)$$

Onde:

Nu : número de Nusselt

Re : número de Reynolds

Por definição (WELTY et al., 2007):

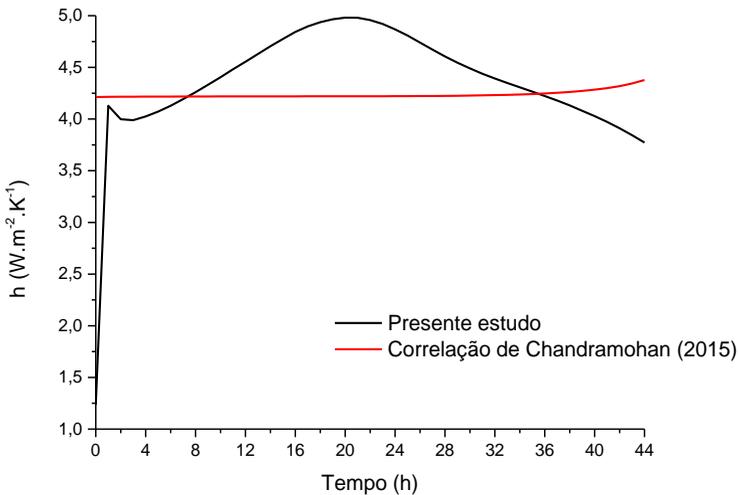
$$Nu = \frac{hL}{k} \quad (5.2)$$

$$Re = \frac{\rho u L}{\mu} \quad (5.3)$$

Onde L é um comprimento característico, que para o cálculo para a propriedade média considerando a geometria completa será tomado como a razão entre volume e área. As demais propriedades são relativas ao fluido em escoamento.

A comparação entre \bar{h} médio calculado via correlação e estimativa local, para o estudo de caso padrão, é dado na Figura 5.5:

Figura 5.5 - Comparação com a correlação de Chandramohan (2015)



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

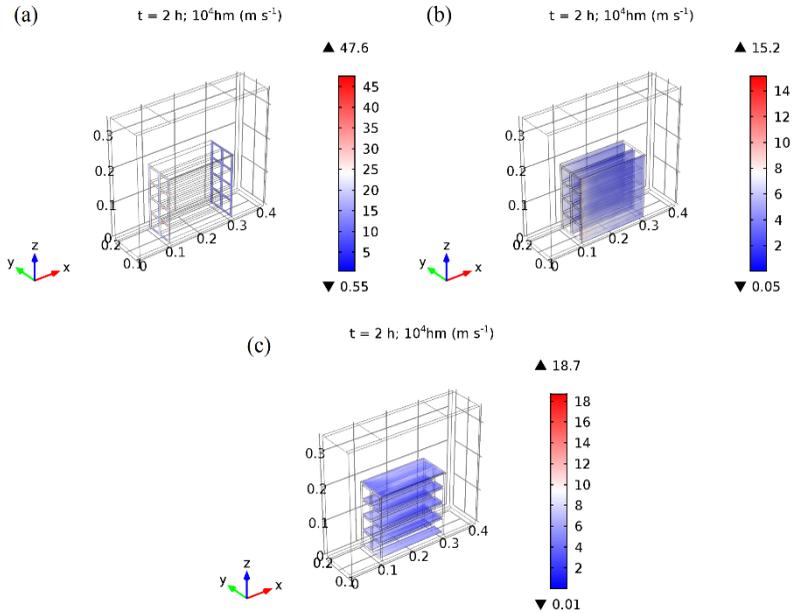
Se utilizássemos o valor médio de h calculado neste trabalho o cálculo dos fluxos de calor seria imensamente prejudicado, como visto na Figura 5.4, e um resultado ainda mais impreciso obteríamos ao utilizar a correlação de Chandramohan (2016), pois esta apresenta um valor virtualmente constante durante todo o tempo de secagem.

Matematicamente, o valor de h é diretamente proporcional ao gradiente de temperatura e maiores velocidades de escoamento favorecem o desenvolvimento de gradientes maiores na interface entre o regime de escoamento do ar de secagem e o meio poroso. Através da Figura 5.4 e da Tabela 5.2 percebe-se que o valor médio de h apresentou uma tendência crescente até metade do tempo de residência e decrescente até o final da secagem, e isto pode ser explicado pela aproximação de um

equilíbrio térmico entre o ar de secagem e o tijolo que existe ao final da secagem, que será mostrado com mais detalhes no próximo item.

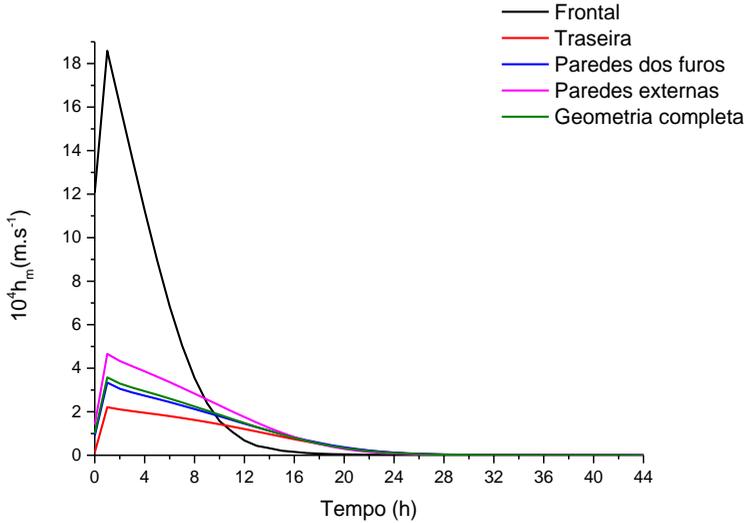
Os resultados para o coeficiente de transferência convectiva de massa estão apresentados de maneira análoga ao que foi feito para h nas Figuras 5.6 e 5.7 e Tabela 5.3.

Figura 5.6 - Distribuição local de $10^4 h_m$ (m s^{-1}) em $t = 2$ h: (a) plano xy; (b) plano xz e (c) plano yz



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Figura 5.7 - Valores médios de h_m ao longo do tempo em diferentes superfícies do tijolo



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Tabela 5.3 - Valores de h_m , h_{mmin} e h_{mmax} em três momentos, 1/11, 1/2 e final, da secagem para cada estudo de caso

Estudo de caso	$10^4 \cdot \overline{h_m}$ (m s ⁻¹)			$10^4 \cdot h_{mmin}$ (m s ⁻¹)			$10^4 \cdot h_{mmax}$ (m s ⁻¹)		
	1/11	1/2	Fim	1/11	1/2	Fim	1/11	1/2	Fim
1	3,25	0,36	0,01	0,45	0,02	0,01	40,1	3,36	0,06
2	2,21	0,24	0,01	0,39	0,04	0,01	24,6	2,07	0,04
3	5,31	0,53	0,01	0,44	0,05	0,01	55,2	4,87	0,08
4	3,41	0,33	0,01	0,46	0,01	0,01	40,6	3,25	0,06
5	2,27	0,24	0,01	0,38	0,01	0,01	24,7	2,02	0,05
6	5,67	0,51	0,01	0,48	0,01	0,01	56,8	4,64	0,07
7	3,25	0,34	0,01	0,45	0,04	0,01	40,1	3,39	0,06
8	2,25	0,22	0,01	0,41	0,03	0,01	24,6	2,07	0,04
9	5,20	0,56	0,01	0,43	0,03	0,01	55,1	4,94	0,08
10	3,32	0,35	0,01	0,46	0,03	0,01	40,6	3,25	0,06
11	2,28	0,23	0,01	0,40	0,04	0,01	24,6	2,03	0,05
12	5,40	0,53	0,01	0,47	0,02	0,01	56,6	4,67	0,07

Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Os resultados encontrados para h_m permitem a previsão de uma queda progressiva ao longo do tempo da taxa de secagem. Esta queda progressiva pode ser associada a uma destruição da camada limite pelas altas concentrações de água, advindas da superfície do meio poroso. A superfície frontal apresenta os maiores valores no início mas ao longo do tempo apresenta uma queda progressiva. Outra conclusão que se pode tirar da Tabela 5.3 é que a transferência de massa ocorre de maneira semelhante no final da secagem independente das condições operacionais. Isto se deve aos baixos valores calculados para h_m , devido à já citada destruição da camada limite da espécie.

5.1.3. PERFIS DE TEMPERATURA E UMIDADE

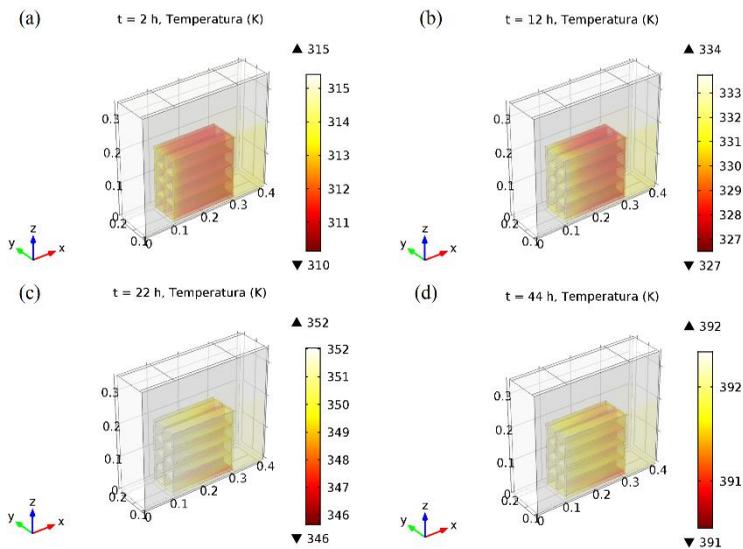
A importância de se estudar a distribuição local de temperatura e umidade em um corpo que está sendo seco é para avaliar a distribuição de umidade e temperatura, pois a distribuição irregular destes é um potencial causador de fissuras em materiais cerâmicos, como relatado no Capítulo 3.

Neste item, os resultados de umidade e temperatura serão apresentados de maneira separada, para um melhor entendimento de ambos.

5.1.3.1. DISTRIBUIÇÃO LOCAL DE TEMPERATURA

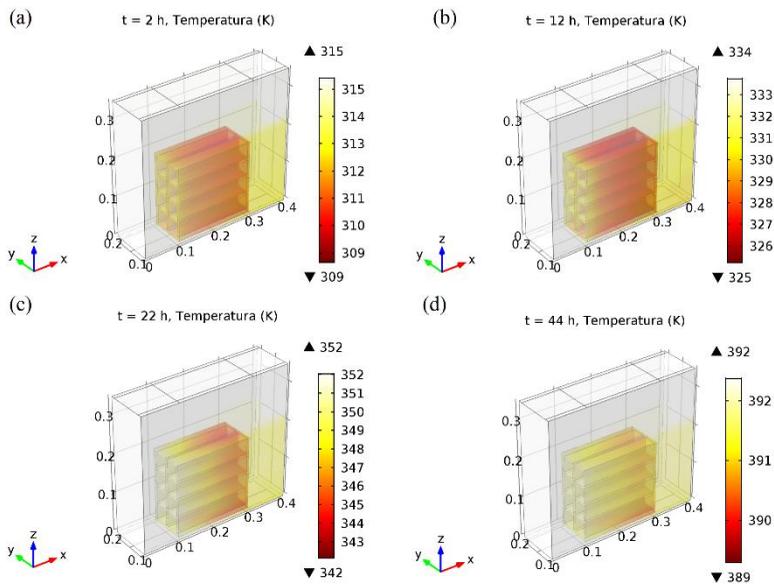
Nas Figuras 5.8, 5.9 e 5.10 são apresentadas a distribuição local de temperatura nos estudos de caso 1, 2 e 3, respectivamente. Para cada estudo de caso são apresentados quatro momentos da secagem: os tempos de 2 h, 12 h, 22 h e 44 h. Estas figuras ilustrarão a influência da velocidade na distribuição de temperatura ao longo do meio poroso.

Figura 5.8 - Distribuição local de temperatura para o estudo de caso 1 ($u_0 = 0,5 \text{ m s}^{-1}$, $T_{\infty 0} = 120 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_R = 44 \text{ h}$) em quatro momentos: (a) 2 h; (b) 12 h; (c) 22 h e (d) 44 h



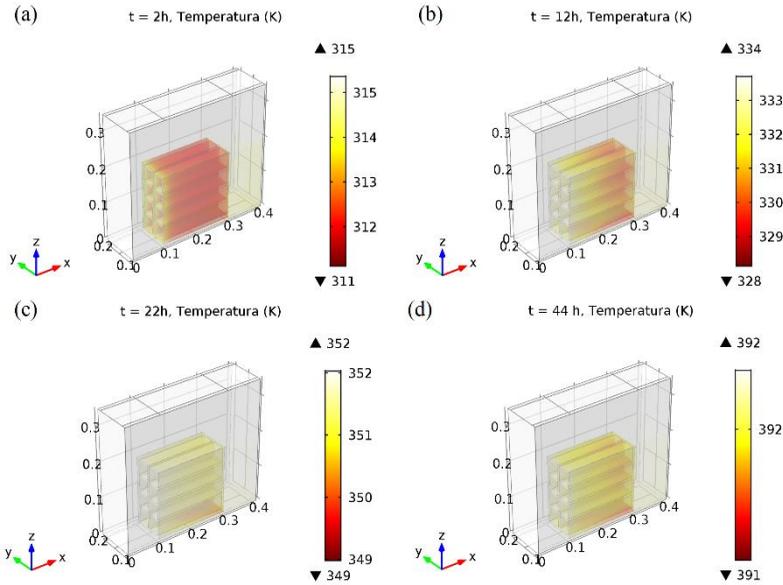
Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Figura 5.9 - Distribuição local de temperatura para o estudo de caso 2 ($u_0 = 0,2$ m s⁻¹, $T_{\infty_0} = 120$ °C, $t_R = 44$ h) em quatro momentos: (a) 2 h; (b) 12 h; (c) 22 h e (d) 44 h



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Figura 5.10 - Distribuição local de temperatura para o estudo de caso 3 ($u_0 = 1,5 \text{ m s}^{-1}$, $T_{\infty} = 120 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_R = 44 \text{ h}$) em quatro momentos: (a) 2 h; (b) 12 h; (c) 22 h e (d) 44 h



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Nestas figuras observa-se que para maiores velocidades de escoamento do ar a tendência é que haja uma maior uniformidade da temperatura ao longo do tijolo desde o início da secagem. A tendência é que ao final do processo de secagem, para qualquer velocidade de injeção do ar, o tijolo possua uma variação interna de apenas 2 K, indicando praticamente uma distribuição uniforme. A etapa crítica do aquecimento seria no início da secagem, onde apareceriam as maiores diferenças internas de temperatura.

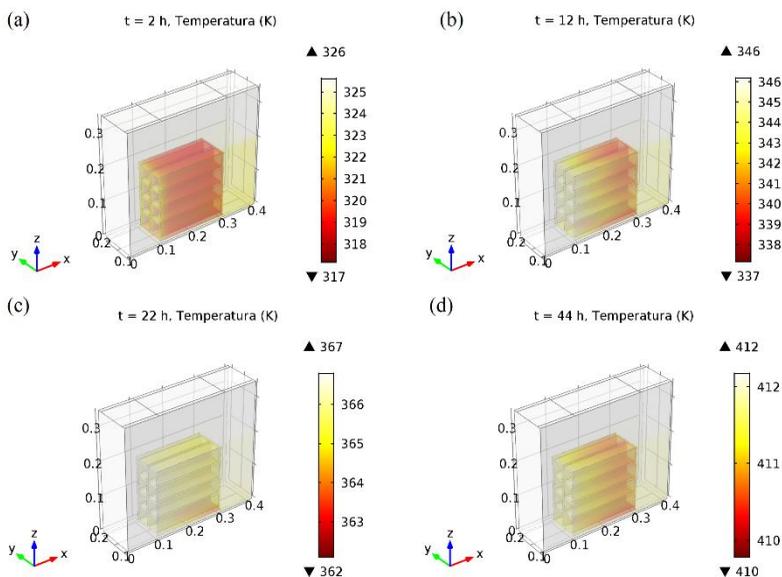
Atribui-se essa maior uniformidade de temperatura ao aumento do efeito advectivo na transferência de calor entre o ar de secagem e o meio poroso. Este aumento do efeito de convecção é causado pela elevação da velocidade de escoamento do ar.

A função deste regime de aquecimento progressivo é evitar um choque térmico prejudicial à peça no início da secagem, quando a peça entra fria e tem contato com um ar quente. Operando-se deste modo, existe a garantia de que dificilmente haverá um equilíbrio térmico

absoluto, o que favorecerá também o transporte interno de umidade, que como relatado, é favorecido pelo aquecimento do meio poroso.

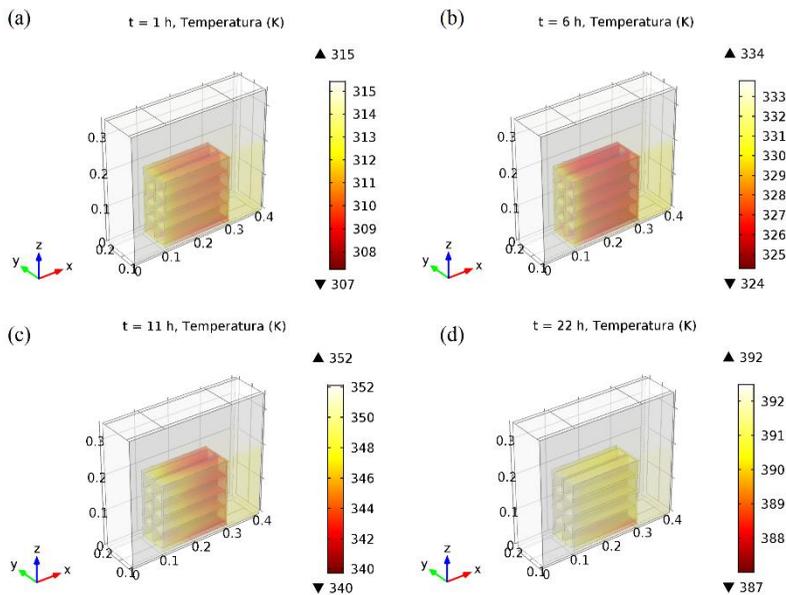
Nas Figuras 5.11 a 5.13 são apresentadas a distribuição local de temperatura nos estudos de caso 4, 7 e 10 em diferentes posições dentro do secador. Considerando que os estudos de caso 7 e 10 possuem um tempo de residência menor, esta escolha de mudança no instante de tempo representado foi feita. Os tempos são equivalentes entre si, pois representam a vagoneta em uma mesma posição dentro do túnel. A análise destas figuras evidenciará qualitativamente o efeito que parâmetros operacionais de temperatura do ar e velocidade de deslocamento da vagoneta tem sobre o aquecimento da peça.

Figura 5.11 - Distribuição local de temperatura para o estudo de caso 4 ($u_0 = 0,5 \text{ m s}^{-1}$, $T_{\infty 0} = 140 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_R = 44 \text{ h}$) em quatro momentos: (a) 2 h; (b) 12 h; (c) 22 h e (d) 44 h



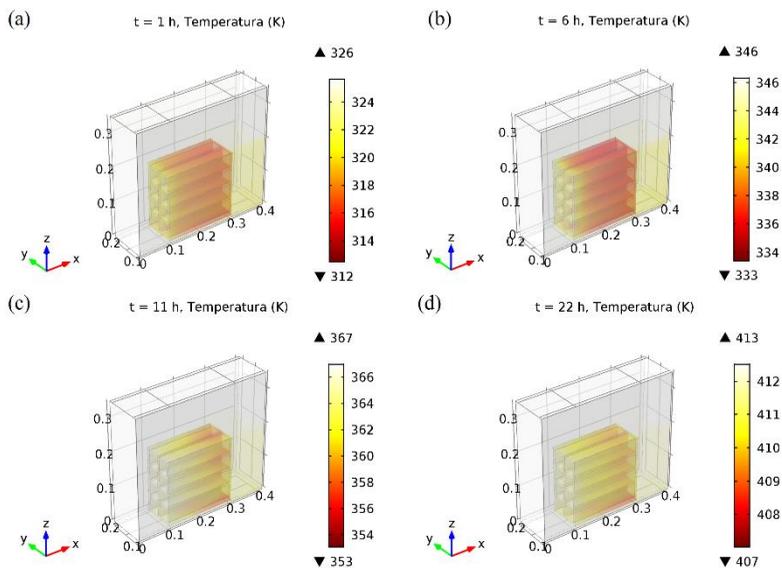
Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Figura 5.12 - Distribuição local de temperatura para o estudo de caso 7 ($u_0 = 0,5$ m s⁻¹, $T_{\infty 0} = 120$ °C, $t_R = 22$ h) em quatro momentos: (a) 1 h; (b) 6 h; (c) 11 h e (d) 22 h



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Figura 5.13 - Distribuição local de temperatura para o estudo de caso 10 ($u_0 = 0,5 \text{ m s}^{-1}$, $T_{\infty 0} = 140 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_R = 22 \text{ h}$) em quatro momentos: (a) 1 h, (b) 6 h, (c) 11 h e (d) 22 h



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

A Figura 5.8, ao ser comparada com as três últimas, apresenta as menores variações locais de temperatura. Em um mesmo ponto no interior do secador, o estudo de caso 4 apresenta variações qualitativamente semelhantes ao estudo de caso 1, variando os extremos da faixa de temperatura, e isto é devido ao fato de ar e tijolo possuírem um tempo de contato igual, pois a velocidade de deslocamento da vagoneta é a mesma.

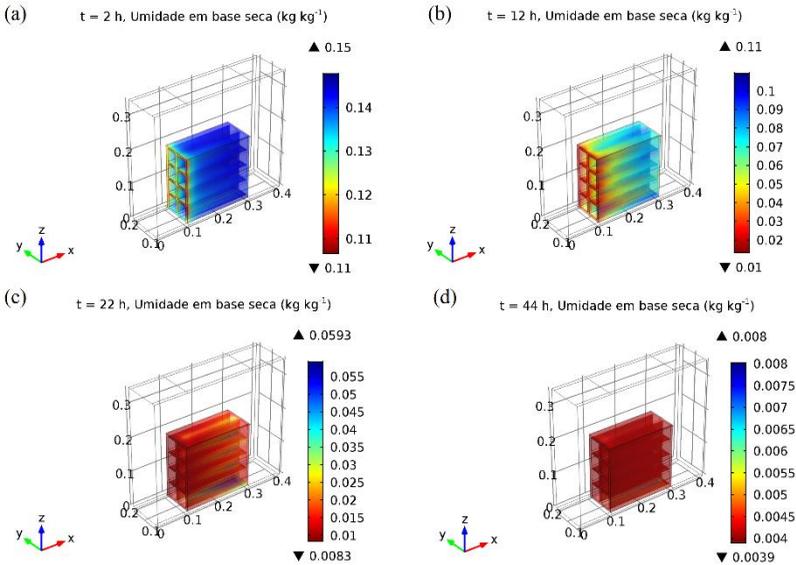
As Figuras 5.12 e 5.13 evidenciam que o aumento de u_v causa uma distribuição local menos uniforme de temperatura no tijolo. Esta distribuição irregular é devida ao menor contato entre o ar de secagem e o meio poroso, levando a um aquecimento menos eficiente, já que até nos momentos finais do transiente a faixa de variação interna de temperatura chega a até 6 K, enquanto para os estudos de caso 1 e 4 essa faixa é de 2 K.

5.1.3.2. DISTRIBUIÇÃO LOCAL DE UMIDADE

Nas Figuras 5.14 a 5.16 são apresentadas a distribuição local de umidade em quatro momentos do transiente para os estudos de caso 1, 2

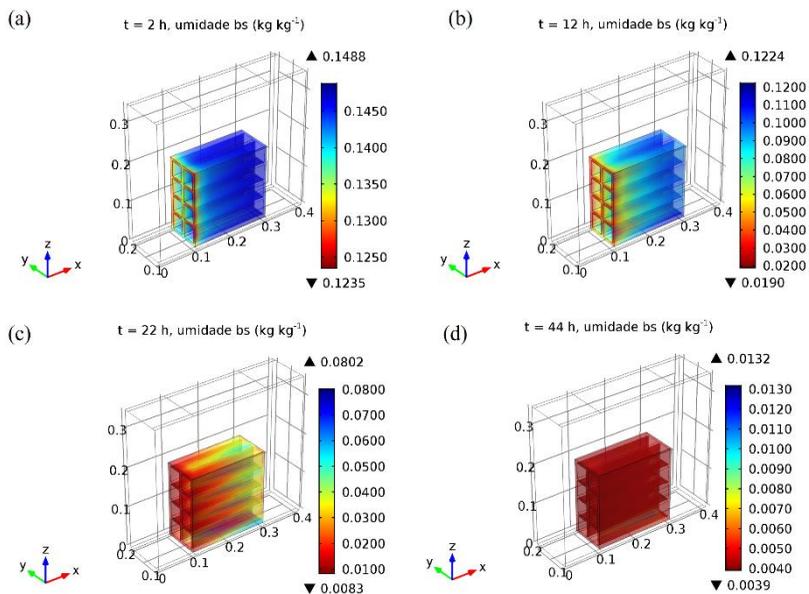
e 3. A partir destas figuras pode-se observar a influência da velocidade de escoamento do ar de secagem na distribuição local de umidade.

Figura 5.14 - Distribuição local de umidade para o estudo de caso 1 ($u_0 = 0,5 \text{ m s}^{-1}$, $T_{\infty} = 120 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_R = 44 \text{ h}$) em quatro momentos: (a) 2 h; (b) 12 h; (c) 22 h e (d) 44 h



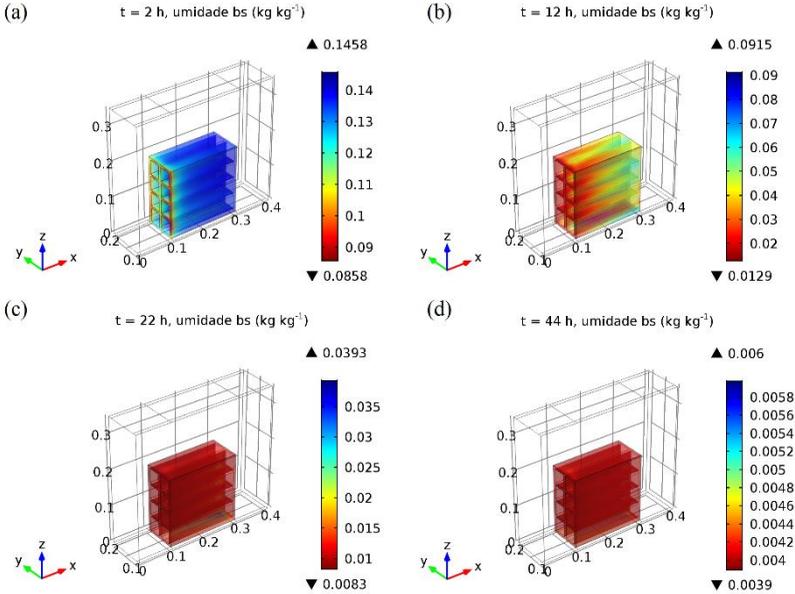
Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Figura 5.15 - Distribuição local de umidade para o estudo de caso 2 ($u_0 = 0,2$ m s⁻¹, $T_{\infty 0} = 120$ °C, $t_R = 44$ h) em quatro momentos: (a) 2 h; (b) 12 h; (c) 22 h e (d) 44 h



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Figura 5.16 - Distribuição local de umidade para o estudo de caso 3 ($u_0 = 1,5 \text{ m s}^{-1}$, $T_{\infty_0} = 120 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_R = 44 \text{ h}$) em quatro momentos: (a) 2 h; (b) 12 h; (c) 22 h e (d) 44 h



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

A partir destas figuras, o que primeiramente se observa é que a seção em que a secagem principalmente ocorre é na face frontal, mesma seção em que ocorre um maior aquecimento. Esta ocorrência é devido tanto pelo coeficiente de transferência convectiva de massa quanto pela temperatura serem maiores nesta região, uma vez que um aumento da temperatura influencia de maneira direta na elevação da concentração superficial (ou pressão de vapor) naquela face, devido à isoterma, aumentando a taxa de secagem. A região traseira, por ter pouco contato com o ar de secagem, apresenta valores menores de concentração de umidade. Chandramohan (2015) não apresentou resultados com uma distribuição local detalhada de temperatura e umidade, mas em seu trabalho também foram calculados valores médios de temperatura e do coeficiente de transferência convectiva de massa maiores nas faces frontais e externas, o que resultaria em quantidade de água menores nestas regiões.

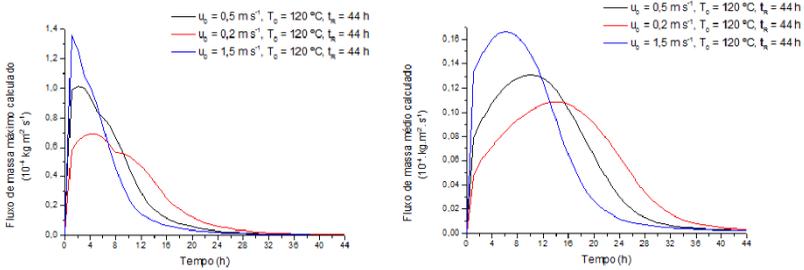
Pela comparação das Figuras 5.14 a 5.16, é possível notar que até cerca de metade do tempo de operação o aumento de u_0 induz uma maior secagem nas faces externas e dentro dos furos do tijolo. A partir de metade do tempo se obtém uma distribuição qualitativamente igual, independente da velocidade do ar. Ruiz-López et al. (2011) encontraram resultados semelhantes na simulação da secagem de produtos com geometria elipsoidal, e também para estas geometrias a secagem diferencial em diferentes regiões do material representa um risco de quebra. Este risco de quebra é minimizado ao final da secagem, quando o efeito de retração da peça pode ser desconsiderado.

Assim como para a temperatura, este aumento na remoção de umidade é devido ao aumento do efeito advectivo de transferência de massa. Como debatido anteriormente, a vantagem do aumento da velocidade do ar de secagem é acelerar o aquecimento da peça, o que favorecerá a movimentação interna de umidade em direção a superfície, onde ocorrerá a saída da umidade. Este efeito é devido a uma secagem prévia em ventiladores que retira a umidade superficial dos tijolos à temperatura ambiente.

Como a distribuição de umidade ao longo do tijolo varia, as taxas de saída de água também variarão, tendo valores diferentes ao longo desta superfície. Como dito no Capítulo 3, alguns pesquisadores (AUGIER et al., 2002; POURCEL et al., 2007; WU et al., 2015) experimentalmente determinaram taxas de retirada de água superiores a $3.10^{-4} \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$ durante a secagem de peças cerâmicas são prejudiciais, pois causam fissuras ao longo do tijolo. Ainda segundo estes mesmos autores, do início da secagem até cerca de 80 % da umidade inicial é a faixa de tempo onde o tijolo está mais suscetível à ocorrência de fissuras e pode-se ver pela Figura 5.17 que o valor máximo ocorre logo no início, em cerca de 2-5 horas do processo iniciado.

A Figura 5.17 apresenta o resultado do cálculo do valor máximo do fluxo de saída de água do tijolo e o valor do fluxo médio calculado de saída de água.

Figura 5.17 – Valores: (a) máximos e (b) médios de fluxo mássico calculados nas superfícies do meio poroso ao longo do tempo para os estudos de caso 1, 2 e 3



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

A partir da Figura 5.17a é possível afirmar que em nenhum dos três estudos de caso foi calculado em nenhum ponto na superfície do tijolo um fluxo de saída de água superior a $3.10^{-4} \text{ kg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$, com os estudos de caso 1 e 3 possuindo valores máximos calculados bastante próximos e ambos ocorreram logo no início da secagem, como é esperado. O estudo de caso 2 apresentou um padrão distinto, com uma taxa crescente até pouco mais do processo de secagem. Este efeito pode ser atribuído ao fato do ar estar praticamente em repouso, não removendo de modo eficiente a umidade na superfície do meio poroso.

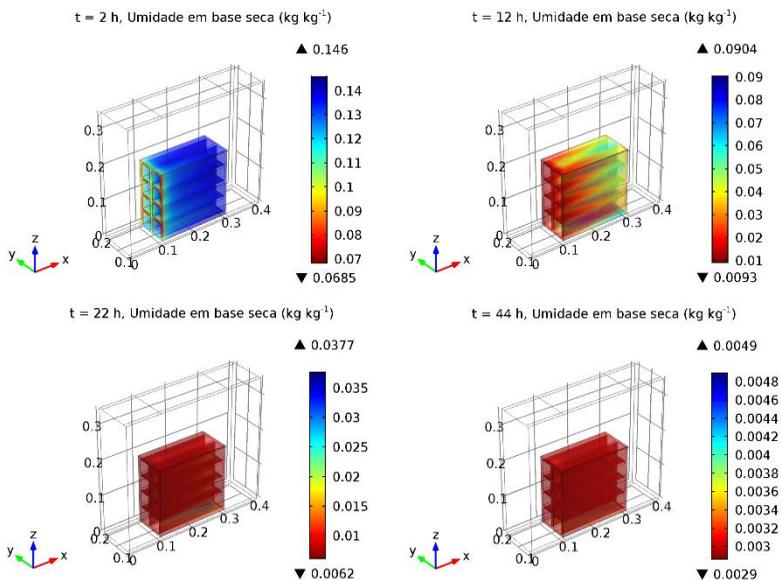
Na Figura 5.17b observa-se um crescimento da taxa de secagem no início, que é mais acelerada à medida que se tem um aumento da velocidade do ar. Este aumento da taxa de secagem pode ser atribuído a uma “preparação” da peça, já que esta entra fria e com uma baixa concentração de água em sua superfície, no secador. Ao entrar no secador é aquecida de maneira gradual, o que beneficiará a migração da umidade em direção à superfície, aumentando gradativamente a taxa de secagem. Este processo é relativamente rápido dentro de todo o intervalo de tempo e após este a taxa de secagem decresce de maneira gradativa.

Ainda na Figura 5.17b pode-se perceber dois estágios de taxa de secagem decrescente para os estudos de caso 1 e 3, enquanto o estudo de caso 2 apresenta apenas um estágio de taxa decrescente a uma razão constante.

Nas Figuras 5.18 a 5.20 são apresentadas a distribuição local de umidade em quatro momentos do transiente, para os estudos de caso 4, 7 e 10. Assim como nas comparações anteriores, os tempos para comparação não são necessariamente os mesmos, pois os tempos de residência são diferentes. A interpretação destas figuras evidenciará a

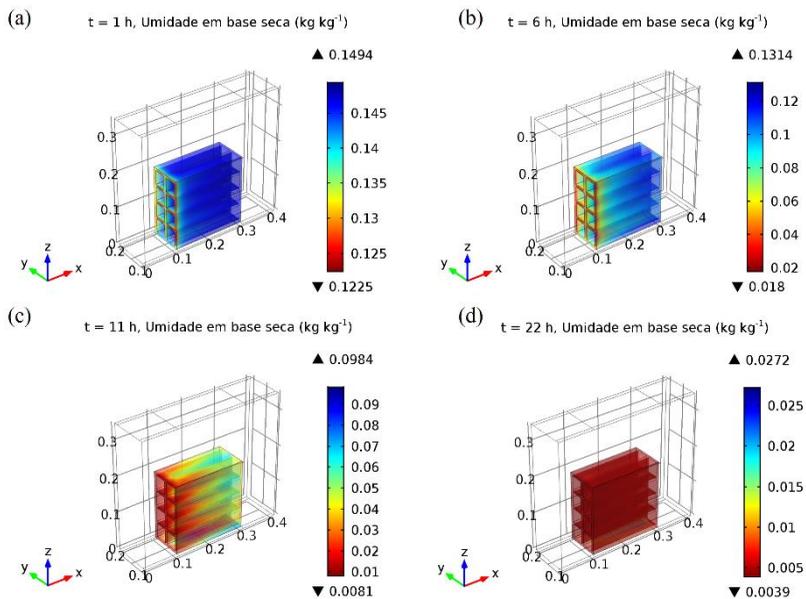
influência que o modo de operação da secagem tem na distribuição local da umidade no meio poroso.

Figura 5.18 - Distribuição local de umidade para o estudo de caso 4 ($u_0 = 0,5 \text{ m s}^{-1}$, $T_{\infty_0} = 140 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_R = 44 \text{ h}$) em quatro momentos: (a) 2 h; (b) 12 h; (c) 22 h e (d) 44 h



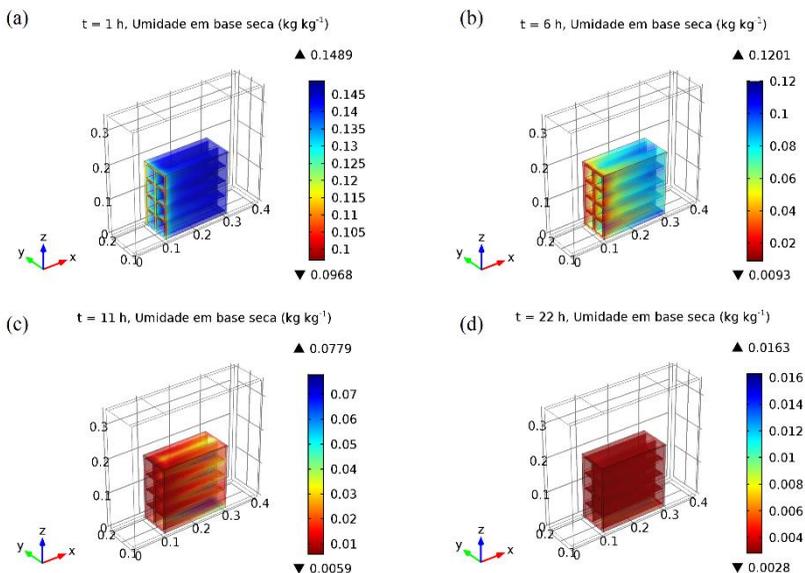
Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Figura 5.19 - Distribuição local de umidade para o estudo de caso 7 ($u_0 = 0,5$ m s⁻¹, $T_{\infty 0} = 120$ °C, $t_R = 22$ h) em quatro momentos: (a) 1 h; (b) 6 h; (c) 11 h e (d) 22 h



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Figura 5.20 - Distribuição local de umidade para o estudo de caso 10 ($u_0 = 0,5$ m s⁻¹, $T_{\infty 0} = 140$ °C, $t_R = 22$ h) em quatro momentos: (a) 1 h, (b) 6 h, (c) 11 h e (d) 22 h

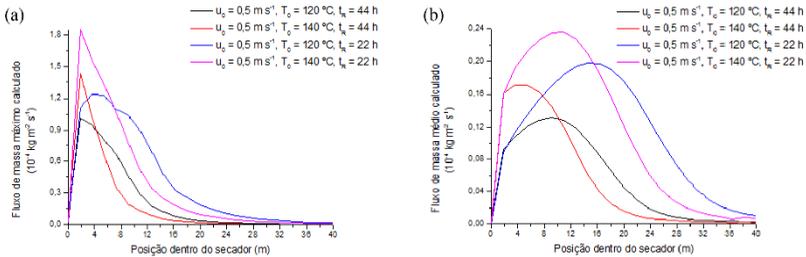


Fonte: elaborado pelo autor (2016).

A simulação do estudo de caso 4, Figura 5.18, apresentou os menores valores de umidade na distribuição local desta no meio poroso. Este resultado é devido à maior temperatura do ar de secagem, que favorece a secagem a partir do segundo estágio. No estudo de caso 10, Figura 5.21, o ar de secagem possui o mesmo perfil local de temperatura, mas o tijolo se movimenta mais rapidamente dentro do secador, desfavorecendo a secagem pois diminui o tempo de contato do meio poroso com o ar de secagem. O estudo de caso 7, Figura 5.18, representa apenas o efeito de aumento dessa velocidade de deslocamento e apresentou os maiores valores de umidade no tijolo, quando comparado aos demais. O aumento da temperatura do ar de secagem, que diferencia os estudos de caso 7 e 10, resulta nos menores valores de umidade encontrado no estudo de caso 10.

Na Figura 5.21 são apresentados os valores máximos do fluxo de saída de água, calculados em toda a superfície do meio poroso, para os estudos de caso 1, 4, 7 e 10.

Figura 5.21 - Valores (a) máximos e (b) médios de fluxo mássico calculados nas superfícies do meio poroso da posição do tempo para os estudos de caso 1, 4, 7 e 10



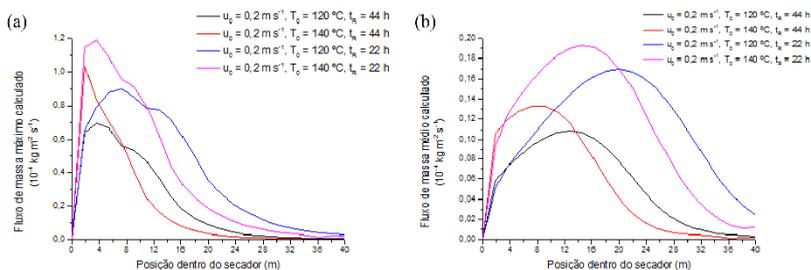
Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Em nenhum destes estudos de caso houve um valor maior que o valor de segurança informado na literatura, com os maiores valores sendo encontrados nos estudos de caso 4 e 10, onde o ar de secagem está em maiores temperaturas, o que favorece a secagem. No estudo de caso 10 ocorre um aquecimento mais brusco no início, pois ele se move mais rapidamente em direção às regiões mais quentes do secador, o que explica os maiores valores iniciais da taxa de secagem média e máxima, em comparação com os estudos de caso 1 e 4. Estes resultados estão de acordo com a teoria de que maiores temperaturas do ar de secagem levam a maiores taxas de secagem.

Os gráficos presentes na Figura 5.17b possuem um mesmo padrão, com dois períodos distintos de taxa decrescente. O estudo de caso 4 possui uma forma relativamente diferente, com um valor máximo atingido logo no início do período de secagem. Isto ocorre pois os valores de temperatura do ar de secagem são maiores e a movimentação da vagoneta no interior do secador é reduzida, ocorrendo então um aquecimento mais eficiente da peça no início, como visto na Figura 5.11(a) e na Tabela 5.2.

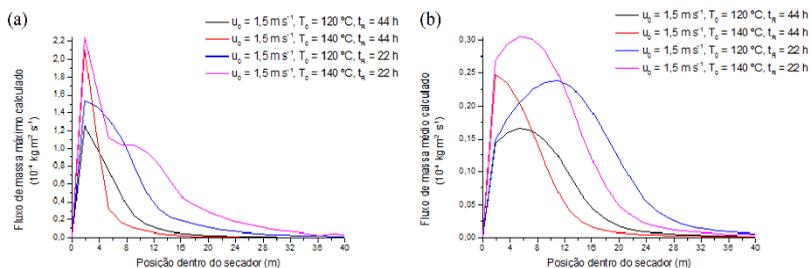
O equivalente da Figura 5.21 para os estudos de caso 2, 5, 8 e 11 estão representados na Figura 5.22 e para os estudos de caso 3, 6, 9 e 12 na Figura 5.23.

Figura 5.22 - Valores (a) máximos e (b) médios de fluxo mássico calculados nas superfícies do meio poroso ao longo da posição para os estudos de caso 2, 5, 8 e 11



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Figura 5.23 - Valores (a) máximos e (b) médios de fluxo mássico calculados nas superfícies do meio poroso ao longo do tempo para os estudos de caso 3, 6, 9 e 12



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

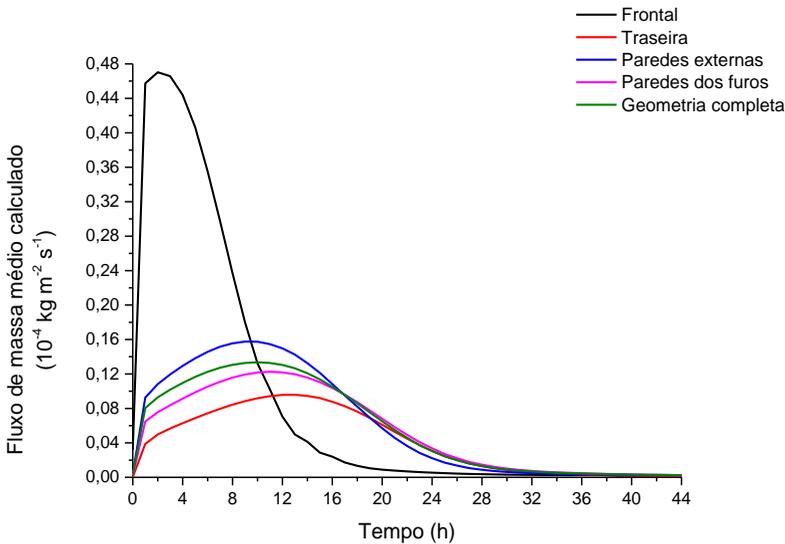
Nas duas figuras anteriores estão representadas as taxas de secagem em que o ar de secagem está com uma velocidade de $0,05 \text{ m s}^{-1}$ (estudos de caso 2, 5, 8 e 11) e $1,5 \text{ m s}^{-1}$ (estudos de caso 3, 6, 9, 12). Como esperado, os maiores valores das taxas de secagem foram calculados para condições em que o ar de secagem se move mais rapidamente. Estes valores são alcançados logo no início, em especial nos estudos de caso 6 e 12, que representam as situações em que o ar de secagem está mais quente durante todo o processo. Estes resultados também permitem a conclusão de que velocidades de entrada do ar de secagem acima de $1,5 \text{ m s}^{-1}$ podem ser prejudiciais, pois a taxa de secagem pode atingir valores que seriam prejudiciais ao tijolo.

Na Figura 5.22b observa-se que os valores médios da taxa de secagem atingem o máximo em uma posição à frente daquela que estão representadas nas Figuras 5.21b e 5.23b. Isso se deve ao fato de que uma

menor velocidade do ar de secagem proporciona um menor aquecimento inicial do meio poroso. Ainda nesta figura é possível perceber que para u_0 de $1,5 \text{ m s}^{-1}$ também se observam dois estágios decrescentes da taxa de secagem, ao contrário do que ocorre para u_0 de $0,2 \text{ m s}^{-1}$, onde só se observa um estágio decrescente, que ao final da secagem ainda não está em um valor desprezível.

A Figura 5.24 apresenta o cálculo dos valores médios de fluxo de massa, no estudo de caso 1, em quatro regiões diferentes do meio poroso: face frontal, face traseira, paredes internas dos furos e paredes externas.

Figura 5.24 - Valores médios do fluxo de saída de água em diferentes superfícies do tijolo calculados no estudo de caso 1 ($u_0 = 0,5 \text{ m s}^{-1}$, $T_{\infty_0} = 120 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_R = 22 \text{ h}$)



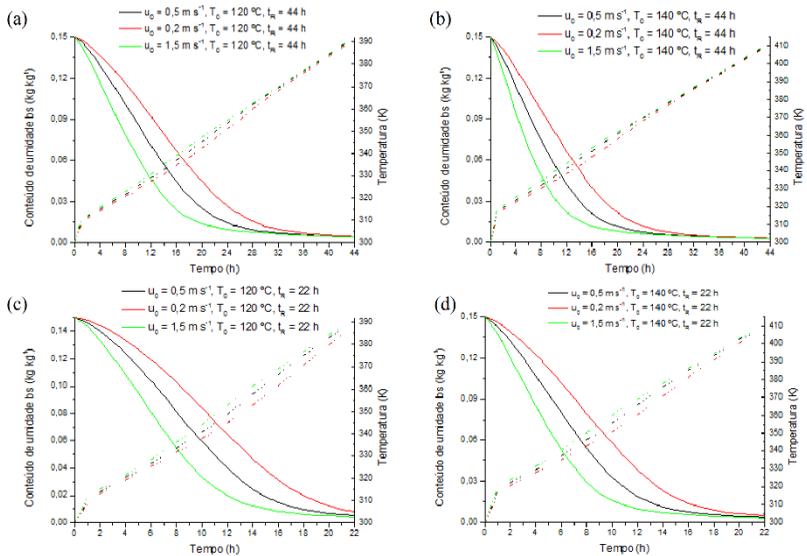
Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Como esperado, o valor médio do fluxo de massa é maior na face frontal, onde se encontram os maiores valores de h_m , como visto na Figura 5.6. As paredes externas e a face frontal sofrem uma maior retirada de umidade no início, o que causa uma queda progressiva no valor do fluxo calculado nestas regiões. O aquecimento mais rápido na face frontal causa um máximo na curva da taxa de secagem logo no início, enquanto a taxa nas outras faces acontecem entre 10 e 14 h após o início do processo.

5.1.3.3. DISTRIBUIÇÃO DE UMIDADE E TEMPERATURA NO TEMPO

Na Figura 5.25 são apresentados os perfis combinados de temperatura e umidade média de todos os estudos de caso, agrupados para a comparação do efeito de velocidade.

Figura 5.25 - Distribuição de temperatura e umidade média no tijolo: (a) estudos de caso 1, 2 e 3; (b) estudos de caso 4, 5 e 6; (c) estudos de caso 7, 8 e 9 e (d) estudos de caso 10, 11 e 12

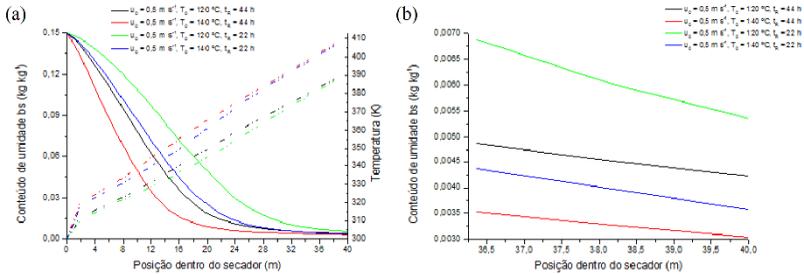


Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Na Figura 5.25 é possível ver que para todos os estudos de caso em que $u_0 \geq 0,5 \text{ m s}^{-1}$ (1, 3, 4, 6, 7, 9, 10 e 12) a secagem ocorre de maneira satisfatória, com um produto final que deixa o secador com quantidade de umidade abaixo de 1 %. É possível perceber também que as curvas de aquecimento relativas a estes estudos de caso estão bastante próximas. O aumento de u_0 tem um efeito de acelerar o efeito da secagem no início, resultado este também encontrado por Zhu e Shen (2014). Ao final da secagem, este efeito já não é mais relevante, já que as curvas estão bastante próximas. Nos casos em que o tempo de residência é reduzido à metade os conteúdos residuais de umidade possuem os valores mais próximos do máximo desejado, 1 %, principalmente para as situações em que a velocidade do ar de secagem é $0,2 \text{ m s}^{-1}$.

Para se avaliar o efeito que o modo de operação tem no perfil de umidade e temperatura médias, a Figura 5.26a apresenta um gráfico comparativo entre os estudos de caso 1, 4, 7 e 10. A Figura 5.26b apresenta um zoom da região final da curva, possibilitando uma distinção clara entre os modos de operação.

Figura 5.26 - Distribuição de temperatura e umidade média no tijolo para os estudos de caso 1, 4, 7 e 10

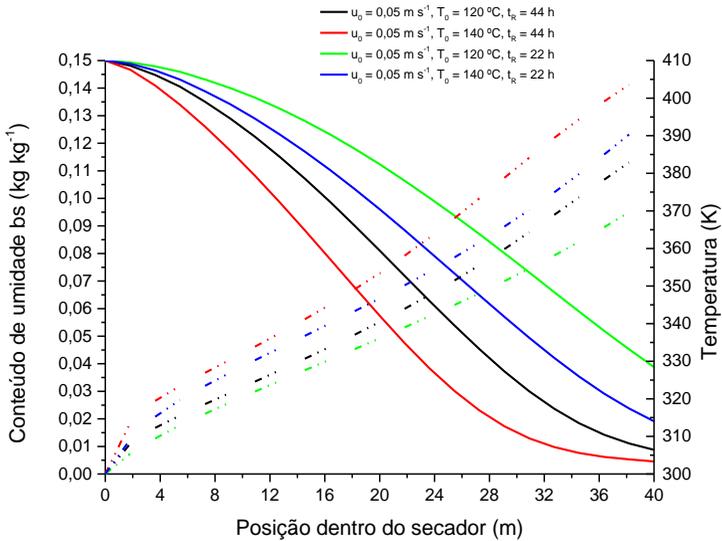


Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Pelas curvas de aquecimento observa-se uma clara distinção entre os estudos de caso 1 e 7 e estudos de caso 4 e 10, em que nestes últimos o campo de temperatura atinge valores maiores. O aumento de u_v torna a secagem mais lenta, enquanto o aumento da temperatura de injeção do ar de secagem torna a secagem mais rápida.

Para uma melhor exposição da influência da velocidade de injeção na distribuição de temperatura e umidade médias em todo o tijolo foram conduzidas quatro simulações extras com velocidade de injeção do ar de secagem de $0,05 \text{ m s}^{-1}$. Esta velocidade representa uma situação de ar de secagem virtualmente parado, com movimentação interna nula e baixos valores dos coeficientes de transferência convectiva. O resultado destas novas simulações é apresentado na Figura 5.27.

Figura 5.27 - Distribuição de temperatura e umidade média no tijolo para $u = 0,05$ m/s



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Neste novo gráfico pode-se concluir que velocidades de injeção muito baixas levam a uma retirada de umidade do tijolo bastante lenta, que mesmo combinada a um aumento da temperatura de injeção do ar de secagem, o conteúdo final de umidade é bastante próximo do máximo desejado. Combinando esta baixa velocidade de injeção com menores tempos de residência obtém-se um produto final com um conteúdo de umidade até 4 vezes maior do que o desejado.

O estudo de caso 1, que representa as condições de operação aproximadas da Cerâmica Heinig atualmente, atinge 1 % de umidade da secagem aproximadamente com 60 % do tempo total da secagem. O estudo de caso 4, em que u_v é o mesmo do estudo de caso 1, mas a distribuição de temperatura do ar de secagem tem valores maiores, apresentou a secagem mais rápida, tendo atingido 1 % de umidade com menos de 50 % do tempo total da secagem. Assim como no trabalho de Kim, Son e Kim (2016b), os resultados aqui encontrados indicam que o aumento de u_v torna a secagem mais lenta, que combinado com um ar de secagem sendo injetado a velocidades de $0,2 \text{ m s}^{-1}$ não secaria o tijolo até a umidade média desejada. O aumento de temperatura do ar de secagem

aumenta a taxa de retirada de água, mas quando combinado com o aumento de u_v , o processo se torna mais lento do que nas condições padrão, mas atinge o valor final desejado de umidade em uma posição semelhante.

Analisando-se unicamente a taxa em que a secagem ocorre, a melhor opção seria a injeção do ar de secagem a uma maior temperatura e a uma velocidade maior, mantendo-se a mesma velocidade de movimentação interna da vagoneta. Não é possível afirmar que estas condições de operação seriam necessariamente as melhores para o produtor, uma vez que tanto o aumento da vazão de ar de secagem quanto da temperatura de queima significam custos extras e um possível ganho de tempo durante a secagem não cobriria os custos a mais devido a estes fatores. Outra análise que se mostra necessária seria experimental da secagem convectiva dentro do secador, com análise dos fluxos de saída de massa e a partir de que valores ocorrem as quebras.

Menores valores de vazão de entrada do ar de secagem significam menos custos para o produtor, mas podem não significar uma secagem completa, levando em conta um aumento da velocidade da vagoneta no secador. O que torna esta condição de operação é que a umidade desejada é atingida próxima da saída do secador. Assim, o produtor não teria de se preocupar em retirar o produto do interior do secador antes de ele chegar ao final do túnel, uma vez que ele estará perdendo água durante todo o trajeto.

5.2. GRADIENTES INTERNOS

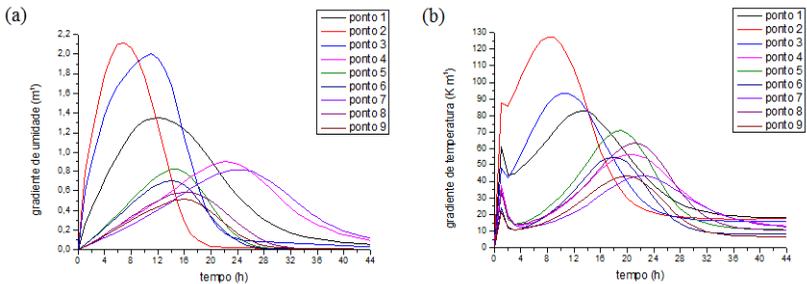
Neste item serão apresentados os perfis no tempo dos valores calculados do gradiente de temperatura e umidade dentro do tijolo. Os nove pontos em que foram realizados os cálculos estão apresentados na Figura 4.7 (pg. 44) e os cálculos dos gradientes são feitos pelas Equações (4.45) e (4.46).

No presente item serão apresentados os estudos de caso com os resultados considerados mais extremos e que propiciam um entendimento mais amplo de como o modo de operação influencia no cálculo de gradientes de umidade e de temperatura. Esta escolha de apresentação de resultados foi feita para se evitar uma repetição desnecessária de figuras, gerando poluição visual. Todas as curvas calculadas destes gradientes estão disponíveis para consulta no Apêndice B. Uma segunda análise de gradientes pode ser realizada através do cálculo do número de Biot. Os resultados desta análise são apresentados no Apêndice C.

A discussão dos resultados dos cálculos dos gradientes internos se torna limitada devido a inexistência de resultados que relacionem valores numéricos destes gradientes internos com a probabilidade de defeitos mecânicos e/ou estruturais à peça cerâmica seca, seja durante a secagem, seja após a mesma, quando a peça é direcionada para a etapa de queima. Assim, se optou por realizar esta discussão comparando os resultados obtidos com os do estudo de caso 1, que representa o modo de operação atual, escolhido devido a “segurança” que este oferece no que se refere a qualidade das peças obtidas.

Na Figura 5.28 estão apresentados os gradientes de umidade e de temperatura do estudo de caso 1.

Figura 5.28 - Gradientes de: (a) umidade e (b) temperatura do estudo de caso 1 ($u_0 = 0,5 \text{ m s}^{-1}$, $T_{\infty 0} = 120 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_R = 44 \text{ h}$).



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Os maiores valores calculados deste gradiente de umidade ocorrem logo no início do período da secagem e nos pontos 1, 2 e 3, que estão na face frontal do tijolo onde ocorre o choque frontal com o ar de secagem e a secagem é mais intensa. O ponto 1, que representa uma região mais baixa do tijolo, apresenta menores valores comparado aos pontos 2 e 3 em virtude de receber menos ar de secagem, quando comparado a estes dois pontos. Esta influência do ar de secagem também é vista no comportamento dos pontos 4 e 7, que apresentam os menores valores de gradiente durante o processo, mas ao final apresentam os maiores valores de gradientes internos de umidade. Isto ocorre porque esta região mais baixa do tijolo é a que tem menos contato com o ar de secagem e onde ocorreu a menor retirada de água, o que leva a existência deste gradiente de umidade ao final do processo, dito gradiente residual.

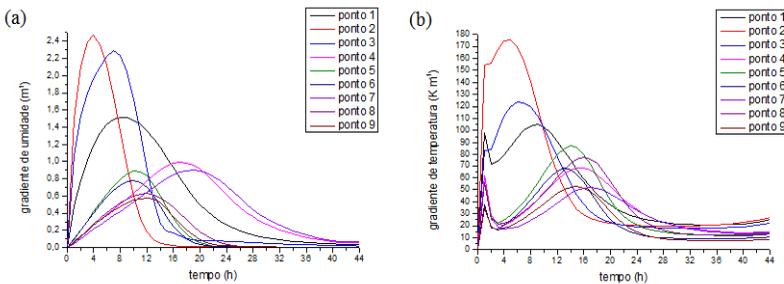
De acordo com a Figura 5.25a, o processo de secagem do tijolo, neste estudo de caso, pode ser considerado encerrado após 24 h depois do início, devido a umidade média alcançada inferior a 1 %, mas o resultado

da interpretação da Figura 5.28 é de que ocorre um risco de quebra da peça em uma retirada prematura do secador, pois os gradientes, principalmente de umidade, ainda estão relativamente altos, comparados aos valores ao final de 44 h. Colocar estas peças com estes valores de gradientes internos de umidade no processo de queima, em que serão submetidos a temperaturas ainda mais altas que aquelas do processo de secagem, pode resultar em quebras.

Comportamento semelhante é observado para os gradientes de temperatura, mas estes são mais rapidamente homogeneizados, como se pode observar na figura. Isto ocorre apesar do aumento de temperatura da peça durante todo o intervalo de tempo, demonstrando que o aquecimento está acontecendo de forma uniformizada.

O aumento da temperatura do ar de secagem causa um aumento na taxa de aquecimento no tijolo que, por sua vez, aumenta a difusividade da água no interior do meio poroso, que por sua vez vai reduzir estes gradientes internos de umidade, como visto a seguir na Figura 5.29.

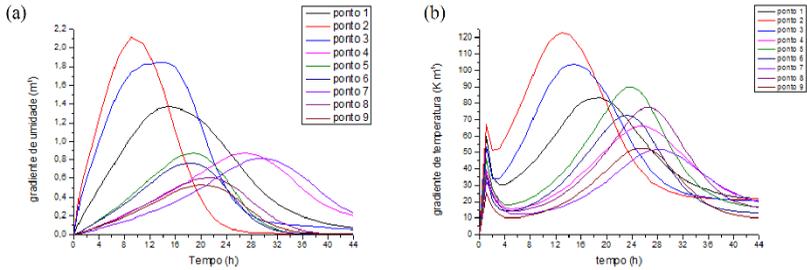
Figura 5.29 - Gradientes de: (a) umidade e (b) temperatura do estudo de caso 4 ($u_0 = 0,5 \text{ m s}^{-1}$, $T_{\infty 0} = 140 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_R = 44 \text{ h}$).



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

De acordo com a Figura 5.25, o ar de secagem com uma velocidade menor pode levar a uma secagem incompleta, em que o conteúdo médio de umidade ao final ainda é maior do que 1 %, mas nos estudos de caso 2 e 5 ela pode ser considerada completa. Na Figura 5.30 são apresentados os gradientes de umidade e de temperatura do estudo de caso 2.

Figura 5.30 - Gradientes de: (a) umidade e (b) temperatura do estudo de caso 2 ($u_0 = 0,2 \text{ m s}^{-1}$, $T_{\infty_0} = 120 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_R = 44 \text{ h}$).

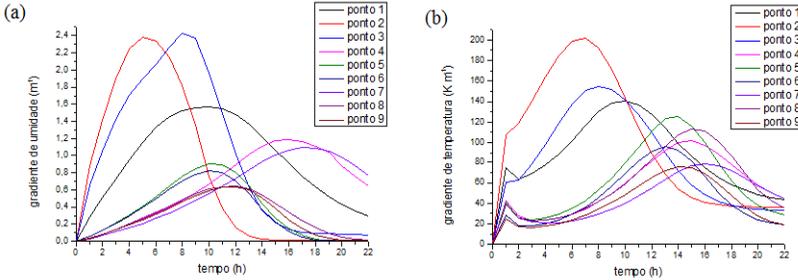


Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Ainda que a secagem possa ser considerada completa, os gradientes de temperatura e umidade ao final do processo apresentam valores maiores do que aqueles apresentados pelo estudo de caso 1. Os maiores valores destes gradientes de umidade ocorrem nos pontos da face inferior do tijolo, região conhecida por ter uma menor retirada de água. As curvas referentes aos gradientes de temperatura são ainda mais discrepantes comparados ao estudo de caso 1, em que a tendência para todos os pontos era o de atingir o máximo antes das 24 h e apresentar uma queda progressiva, enquanto no estudo de caso 2 alguns pontos apresentaram este máximo bem próximo ao final e os valores referentes aos pontos 4 e 7, meio e final da face inferior do tijolo, ainda estão apresentando um comportamento crescente.

Pensando na questão da economia de energia, o modo de operação em que se reduz o tempo de residência, visando o dobro da produtividade do secador. Os estudos de caso 7 e 9 obtiveram um valor médio de umidade satisfatório, segundo a Figura 5.25. Na Figura 5.31 são mostradas as curvas dos gradientes de umidade e temperatura para o estudo de caso 7.

Figura 5.31 - Gradientes de: (a) umidade e (b) temperatura do estudo de caso 7 ($u_0 = 0,5 \text{ m s}^{-1}$, $T_{\infty_0} = 120 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_R = 22 \text{ h}$).



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Os gradientes internos de umidade e de temperatura ao final de 22 h são mais altos nos pontos 1, 4 e 7 (região inferior), chegando a quase 5 vezes maiores do que os encontrados nestes mesmos pontos para o estudo de caso 1. Os gradientes de temperatura também variam muito entre os pontos em que foram calculados e chegam ao final do processo com valores até 2 vezes maiores que os mesmos pontos avaliados no estudo de caso 1.

Estes resultados indicam que é necessário um tempo adicional dentro do secador após o término da secagem para que ocorra uma redução destes gradientes e que, ao sair do secador, estas tensões internas estejam em um mínimo, de modo a não causarem defeitos nos passos seguintes.

Com estes resultados observa-se que os parâmetros operacionais escolhidos influem não apenas em trocas de massa e energia entre o meio poroso e o ar de secagem, eles influenciam também parâmetros calculados internamente no tijolo.

À medida que ocorre um aumento da velocidade do ar de secagem, os gradientes finais de temperatura e de umidade diminuem e os valores máximos calculados no início também apresentam valores menores. Outra particularidade observada é que os maiores valores de gradiente calculados ocorrem no ponto 3, para as demais velocidades é no ponto 2. Tal resultado também foi encontrado no estudo de caso 7.

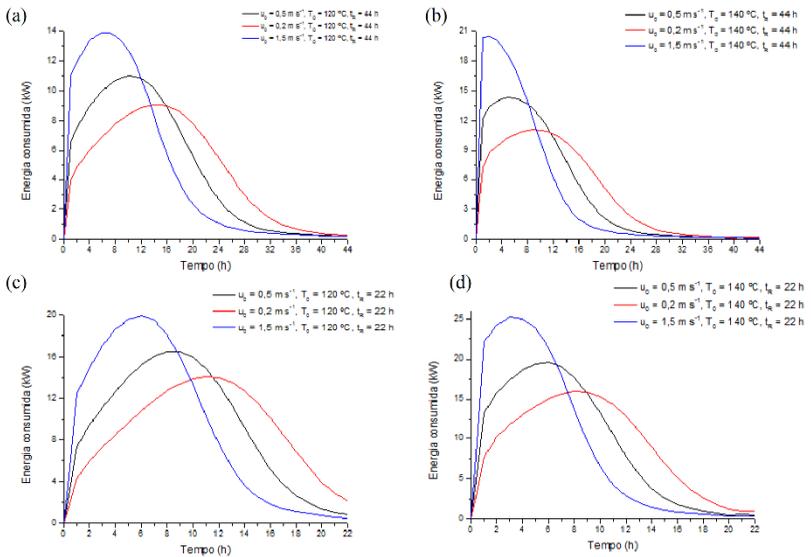
5.3. CONSUMO DE ENERGIA

Como descrito no capítulo de metodologia, o cálculo da energia consumida na secagem ocorre pela soma da energia consumida para

evaporação da água e o calor isostérico de evaporação. Como descrito no apêndice A, este calor está relacionado com a ligação da água com o meio poroso, já que se torna mais difícil retirar água do tijolo à medida que a quantidade de água no seu interior é reduzida.

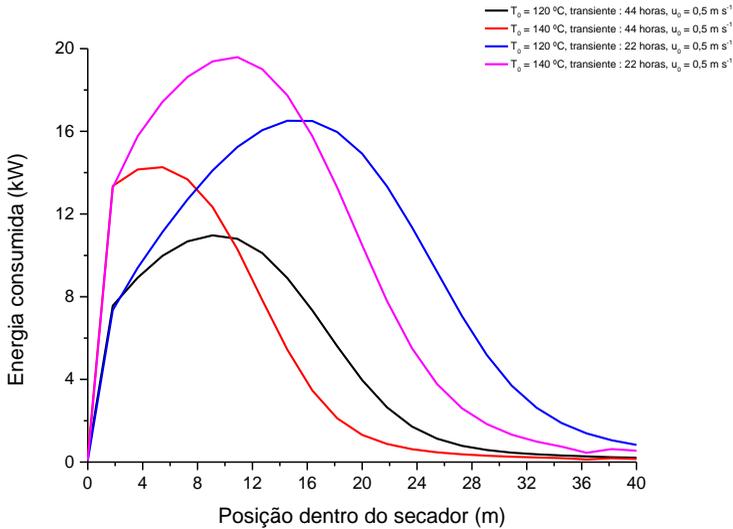
A Figura 5.32 apresenta os gráficos com os valores desta energia para a retirada de água ao longo do tempo. A Figura 5.33 apresenta um comparativo entre os estudos de caso 1, 4, 7 e 10, possibilitando uma análise da influência do modo de operação no gasto de energia.

Figura 5.32 - Energia consumida para a retirada de água do tijolo: (a) estudos de caso 1, 2 e 3; (b) estudos de caso 4, 5 e 6; (c) estudos de caso 7, 8 e 9 e (d) estudos de caso 10, 11 e 12.



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Figura 5.33 - Comparativo entre os modos de operação para a energia consumida

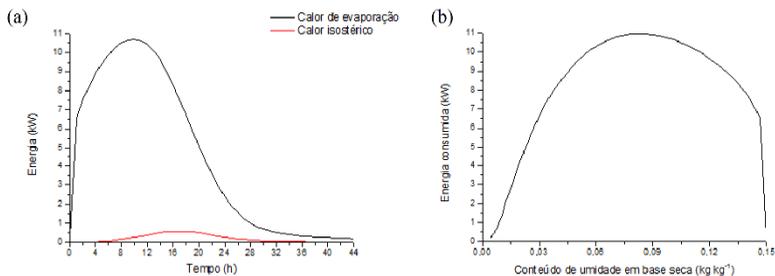


Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Nestas figuras é possível observar a forte dependência que existe entre o fluxo de saída de água e a energia consumida para a sua retirada. Os estudos de caso em que a velocidade de entrada do ar de secagem era de $0,2\text{ m s}^{-1}$ apresentaram um aumento progressivo até a metade do tempo de residência e os dois estudos de caso com tempo de residência reduzido, 8 e 11, ainda consumiam ao final do processo valores consideráveis de energia, devido a existência significativa de umidade no seu interior. Ao final da secagem, devido à baixa quantidade de água no interior do meio poroso, a tendência é que cada vez menos energia seja gasta nestas seções, com exceções feitas aos estudos de caso 2, 5, 8 e 11 que representam os casos em que a velocidade de injeção do ar de secagem é menor e que resultam em taxas menores de saída no início do processo e maiores ao final, como visto na Figura 5.25 e isto leva a um comportamento semelhante dos gráficos de energia consumida para a evaporação da água.

A Figura 5.34a apresenta um comparativo entre o calor de evaporação da água e o calor isostérico ao longo do tempo. Enquanto a Figura 5.34b apresenta uma curva da energia consumida em função do conteúdo de umidade.

Figura 5.34 – (a) Comparativo de calor isostérico e calor de evaporação e do tempo para o estudo de caso 1 e (b) energia gasta em função do conteúdo de umidade para o estudo de caso 1 ($u_0 = 0,5 \text{ m s}^{-1}$, $T_{\infty} = 120 \text{ }^{\circ}\text{C}$, $t_R = 44 \text{ h}$).



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

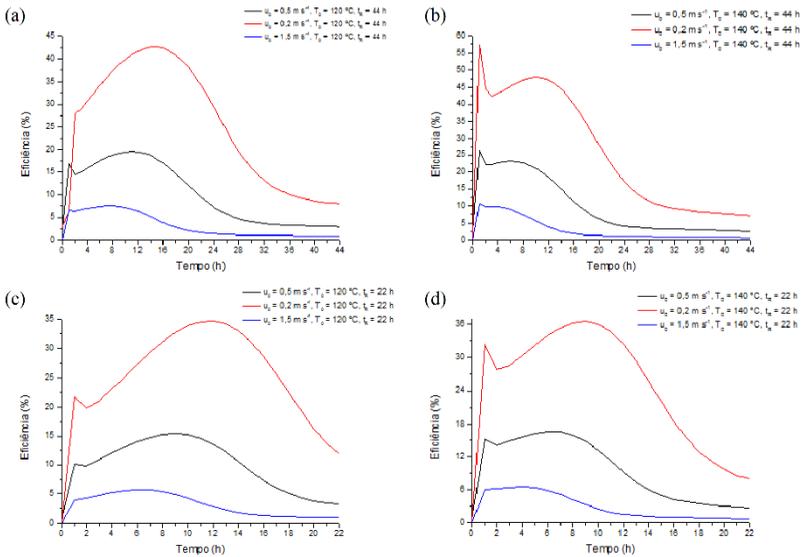
Através desta imagem é possível afirmar que, de modo geral, o calor de evaporação é mais determinante para o valor final do calor isostérico. Este resultado indica que existe pouca ligação entre a água e o meio poroso, uma vez que o valor do calor isostérico se manteve praticamente constante durante todo o período da secagem, mesmo quando a umidade no interior do meio poroso já estava bastante próxima a zero. O formato da curva do calor isostérico é explicado relacionando este gráfico com as curvas do fluxo de massa, já que após a metade do tempo de residência a saída de massa praticamente cessa e neste tempo o valor do calor isostérico é um valor máximo.

Na Figura 5.34b observa-se a dependência entre a energia consumida na secagem e o conteúdo de umidade. Nesta curva se observa como para baixos valores de umidade a energia gasta é mínima, reafirmando que o calor isostérico calculado é significativamente menor que o calor de evaporação. A energia para a retirada de umidade possui um valor máximo para um conteúdo de umidade de aproximadamente 8 %.

5.3.1. DESEMPENHO DA SECAGEM SIMULADA

Na Figura 5.35 são apresentados os gráficos de eficiência de uso da energia térmica ao longo do tempo. Nesta figura os gráficos estão divididos para a comparação do efeito de aumento e redução da velocidade de entrada do ar de secagem na eficiência.

Figura 5.35 - Eficiência do uso de energia ao longo do tempo para: (a) estudos de caso 1, 2 e 3; (b) estudos de caso 4, 5 e 6; (c) estudos de caso 7, 8 e 9; (d) estudos de caso 10, 11 e 12



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Assim como visto na Figura 5.33, o comportamento dos gráficos de eficiência no uso da energia térmica para os estudos de caso em que u_0 é $0,5 \text{ m s}^{-1}$ e $1,5 \text{ m s}^{-1}$ é semelhante entre si. Ambos atingem uma eficiência máxima logo no início do processo de secagem e decaem progressivamente até o final da secagem, onde a eficiência é próxima de zero. Esta eficiência é baixa devido a inexistência de água livre para se evaporar e o tijolo também se encontra em uma situação próxima do equilíbrio térmico.

A menor eficiência encontrada nos estudos de caso 3, 6, 9 e 12, em comparação com os estudos de caso 1, 4, 7 e 10 corrobora com a afirmação de Defraeye et al. (2012) e Kudra e Mujumdar (2009) de que na segunda etapa da secagem um aumento da vazão de ar quente não vai afetar significativamente a taxa de secagem; assim, esse aumento de u_{f0} vai levar a uma redução da eficiência de uso da energia, já que a quantidade de energia fornecida ao sistema é três vezes maior e a energia consumida é cerca de 10 % menor.

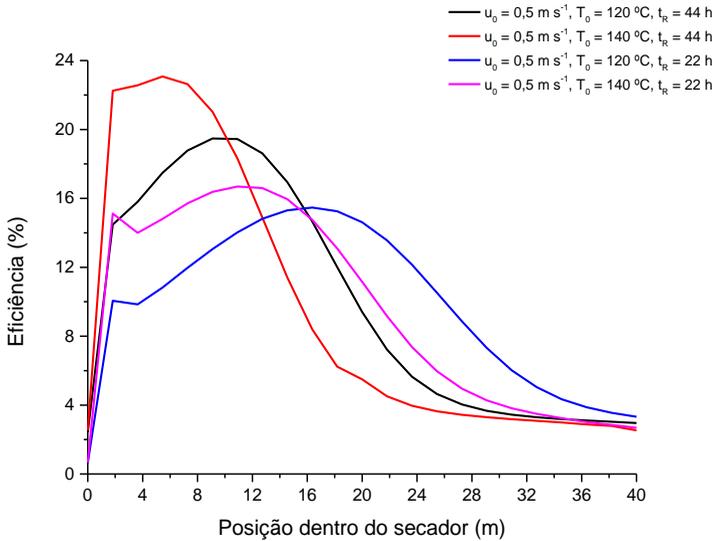
Os estudos de caso em que u_{f0} é $0,2 \text{ m s}^{-1}$ apresentam uma eficiência de uso da energia significativamente maior. Esta eficiência é

devido às altas quantidades de umidade existentes no meio poroso durante todo o tempo de secagem, quando comparada com os estudos de caso em que u_0 é maior. Os estudos de caso 8 e 11 apresentam valores altos de eficiência térmica alta até o final do processo devido a existência de umidade no final do meio poroso até a secagem, que, como visto na Figura 5.25, a quantidade de umidade no interior do meio poroso é significativamente maior que nos outros estudos de caso. Este resultado também indica que a energia é melhor aproveitada, pois esta tem um contato maior com o meio poroso, permitindo uma difusão interna de calor na massa de ar, ocorrendo um fluxo interno de calor das camadas superiores (mais quentes) para as inferiores (mais frias).

De modo geral, a eficiência calculada foi mais alta do que a calculada por outros autores em outros processos de secagem convectiva com secador tipo túnel em território brasileiro (ALMEIDA, 2009), que calcularam valores inferiores a 10 %, mas ainda são baixas comparadas a outros métodos de secagem em materiais cerâmicos. Utlu e Hepbaşlıđ, (2014) calcularam eficiências globais superiores a 60 % para a secagem de cerâmicas do tipo spray e próximo a 50 % com o uso de secadores verticais.

Na Figura 5.36 é apresentado um comparativo da eficiência instantânea do consumo de energia térmica entre os estudos de caso 1, 4, 7 e 10. A análise desta figura evidenciará a influência do modo de operação na eficiência térmica.

Figura 5.36 - Eficiência do uso de energia em função da posição para os estudos de caso 1, 4, 7 e 10



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Os estudos de caso 1 e 4 diferem entre si na distribuição de temperatura dentro do secador: o estudo de caso 4 está sujeito a um campo de temperaturas maior e isso se observa nos maiores valores de eficiência logo no início da secagem. A peça entra fria no secador e é submetida a temperaturas próximas a 50 °C, valor maior que os 40 °C do estudo de caso 1. Isso levará a uma movimentação mais rápida de umidade em direção a superfície da peça e, conseqüentemente, à saída de umidade mais rápida. Mas a tendência é que esta eficiência caia de maneira mais acelerada do que nos outros casos pois à medida que o tijolo se torna mais seco, a energia aproveitada por este passa a ser menor e a energia fornecida é crescente. Esta influência do aumento de temperatura do ar de secagem também é visto no estudo de caso 10, quando comparado ao estudo de caso 7. De modo geral, estes dois estudos de caso apresentam uma eficiência de uso da energia térmica menor no início, devido a um aquecimento menos eficiente, uma vez que o tempo de contato entre o ar de secagem e o meio poroso é menor, já que nestes dois estudos de caso o tempo total de operação é de 22 h, pois o tijolo se move mais rápido dentro do secador.

Na Tabela 5.4 são apresentados a quantidade total de calor fornecido para cada estudo de caso, bem como a energia total consumida e a eficiência global do processo.

Tabela 5.4 - Valor total da energia fornecida e consumida e eficiência global da secagem

Estudos de caso			Energia consumida (W h)	Energia fornecida (W h)	Eficiência global (%)
u_0 (m s ⁻¹)	T_{∞_0} (K)	t_R (h)			
0,5	393	44	146,7356	1498,8926	9,7896
0,2			148,3333	631,2926	23,4968
1,5			134,5537	4496,6777	2,9923
0,5	413	44	154,7645	1682,2711	9,1997
0,2			156,7906	672,9084	23,3004
1,5			138,2202	5046,8132	2,7388
0,5	393	22	143,4633	1484,7083	9,6627
0,2			145,2154	593,8833	24,4518
1,5			132,7119	4454,1250	2,9795
0,5	413	22	149,3912	1670,3875	8,9435
0,2			153,5701	668,1550	22,9842
1,5			136,8885	5011,1625	2,7317

Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Os estudos de caso que apresentaram uma menor eficiência global são aqueles em que u_0 é 1,5 m s⁻¹ (estudos de caso 3, 6, 9 e 12), apresentando os menores valores nos estudos de caso em que a temperatura do ar de secagem foi aumentada (6 e 12). A energia total consumida nos estudos de caso 3, 6, 9 e 12 são menores que os valores para os demais estudos de caso do mesmo modo de operação, este fator pode ser atribuído a maior capacidade que este ar a alta velocidade tem de carregar a umidade, sem que haja a necessidade de evaporação da água.

Em todos os estudos de caso em que u_0 é 0,5 m s⁻¹ (estudos de caso 1, 4, 7 e 10), a secagem pode ser considerada completa, pois deixa o material com um conteúdo médio de umidade inferior a 1 % e uma distribuição homogênea de umidade. Desse modo, um aumento de velocidade é desnecessário do ponto de vista econômico e técnico; do ponto de vista econômico pois uma maior vazão de entrada de ar de secagem levariam a maiores custos operacionais e do ponto de vista técnico pois u_0 de 1,5 m s⁻¹ leva a um fluxo de saída de massa próximo ao valor reportado na literatura como causador de fissuras na peça. O mesmo pode ser dito dos estudos de caso em que o ar possui maior

temperatura, que também resulta em maiores fluxos de saída de água no início da secagem.

Os estudos de caso de 7 a 12 possuem um transiente menor, devido ao aumento da velocidade de movimentação do meio poroso e esta tem efeito de redução do tempo de contato entre ar de secagem e tijolo, o que resulta em uma menor retirada de umidade do meio poroso nos estágios iniciais da secagem. Ainda assim, os estudos de caso 7, 9, 10 e 12 ainda conseguiram atingir valores finais de conteúdo de umidade do tijolo adequados. Ao final do processo, estas peças contêm uma distribuição homogênea de umidade.

Assim, o aumento da velocidade de movimentação interna da vagoneta é uma alternativa válida para a redução do consumo de energia, pois o tempo necessário para o deslocamento no interior de todo o secador é reduzido pela metade, o que resulta no dobro de produtividade.

A modelagem e posteriores simulações realizadas no presente trabalho são fruto de uma análise de secagem reduzida a um tijolo, uma vez que um dos objetivos do presente trabalho era a análise de como a secagem ocorre de maneira local na peça. Uma análise global permitiria calcular outras perdas, além de verificar a influência da posição do tijolo dentro da vagoneta na taxa de secagem e no conteúdo de umidade ao longo do tempo.

A análise feita considera que a vagoneta deve percorrer todo o secador. Caso o secador possua portas laterais que permitam a saída e entrada de vagonetas, é possível um melhor aproveitamento energético, sendo que em algumas situações, como a dos estudos de caso 1, 3, 4, 6, 9 e 12, a secagem já está encerrada com pouco mais da metade do trajeto total percorrido, o que viabilizaria a retirada destas vagonetas e inserção de outras, o que também resultaria em um aumento de produtividade.

Os resultados aqui obtidos devem ser usados como passo inicial em um projeto técnico de otimização da eficiência energética da secagem, que buscaria um ponto ótimo de operação que também esteja de acordo com os padrões técnicos que a indústria e o mercado exigem.

5.4. RESUMO DOS RESULTADOS OBTIDOS

A possibilidade de utilizar um software computacional para a simulação do processo de secagem permitiu a construção de uma geometria complexa com uma malha refinada e esta levou a obtenção de resultados distribuídos localmente, mostrando como a secagem é um processo que ocorre de maneira não uniforme ao longo da peça.

As conclusões obtidas neste trabalho são as seguintes:

FENÔMENOS DE TRANSFERÊNCIA DE QUANTIDADE DE MOVIMENTO, ENERGIA E MASSA:

- os maiores valores calculados para a velocidade estão no topo da camada limite formada pelo escoamento do ar próximo às paredes do tijolo;
- os coeficientes de transferência convectiva possuem valor máximo na face frontal do tijolo e os menores valores na face de trás;
- a face frontal é aquecida mais rapidamente e a face de trás é a que possui os menores valores de temperatura;
- a taxa de secagem atinge os maiores valores na face frontal e os menores na face de trás;
- o corpo nunca entra em equilíbrio térmico com o ar, devido ao modo de operação do secador, em que o ar de secagem possui uma temperatura crescente.

INFLUÊNCIA DA VELOCIDADE DO AR DE SECAGEM:

- a espessura da camada limite é maior para a velocidade de $0,05 \text{ m s}^{-1}$;
- quanto maior a velocidade do ar de secagem, maior os coeficientes de transferência convectiva e as taxas de secagem;
- a taxa de aquecimento é pouco influenciada pelo aumento da velocidade do ar de secagem;
- para alguns estudos de caso a secagem não foi completada para a velocidade de $0,05 \text{ m s}^{-1}$, enquanto para as velocidades de $0,5 \text{ m s}^{-1}$ e $1,5 \text{ m s}^{-1}$ o conteúdo final de umidade sempre ficou abaixo de 1 %;
- o aumento da velocidade do ar de secagem resultou em menores valores dos gradientes residuais de temperatura e umidade, indicando uma maior “estabilidade” da peça;
- a eficiência de consumo de energia global foi inferior a 5 % para a velocidade de $1,5 \text{ m s}^{-1}$ e superior a 60 % para a velocidade de $0,05 \text{ m s}^{-1}$;
- quanto maior a velocidade do ar de secagem, menor a eficiência no uso desta, mas os gradientes calculados nestes estudos de caso foram menores, o que indica um produto de maior qualidade;

- a taxa de retirada de água é um fator que pode levar à ocorrência de quebras e deformações na peça. Logo, a velocidade de entrada do ar de secagem é um fator importante a se analisar.

AO SE AUMENTAR A TEMPERATURA DO AR DE SECAGEM:

- o aumento da temperatura do ar de secagem levou à formação de maiores gradientes de temperatura do ar na superfície do meio poroso, o que resultou em maiores valores dos coeficientes convectivos;
- o aumento da temperatura favorece o coeficiente de difusão de umidade no meio poroso. Com esta maior temperatura do ar de secagem, o tijolo foi aquecido mais rapidamente, o que resultou no aumento dos valores da taxa de secagem;
- por aumentar as taxas de secagem e fazer com que a retirada de umidade se encerre mais cedo, o aumento da temperatura do ar de secagem resulta na redução dos gradientes residuais de umidade e temperatura;
- a energia fornecida pelo ar e a fração efetivamente usada para a secagem aumentam com a temperatura, o que resulta em um processo mais eficiente.

AO SE REDUZIR O TEMPO DE RESIDÊNCIA:

- com o aumento da velocidade de deslocamento do tijolo, o tempo total de contato entre o ar e o meio poroso é reduzido e as taxas de secagem e coeficientes de transferência convectiva atingem os menores valores comparados a outros estudos de caso com a mesma velocidade de entrada do ar de secagem;
- para os estudos de caso em que $u_0 = 0,2 \text{ m s}^{-1}$, o produto final contém valores muito próximos a 1 %, que é o máximo desejado;
- os gradientes residuais calculados atingem valores cerca de cinco vezes maiores que os calculados para estudos de caso com a mesma velocidade de entrada do ar;
- a eficiência no uso de energia destes estudos de caso é menor comparada aos demais que mantêm o tempo total de 44 h.

GRADIENTES INTERNOS:

- os menores valores calculados para os gradientes residuais foram no estudo de caso 6, onde o ar de secagem possui uma maior temperatura e velocidade;
- gradientes internos residuais elevados resultam em quebras nos tijolos quando estes são colocados na etapa de queima, mas a literatura não contém valores quantitativos em que estes defeitos de fabricação ocorrem;
- os maiores valores de gradientes internos foram calculados nos estudos de caso 7, 8 e 9, em que o tempo total de operação é de 22 h.

CONSUMO DE ENERGIA:

- o aumento de temperatura e de velocidade do ar de secagem são fatores que levam a um maior gasto de energia em combustível para aquecimento do ar de secagem, além de demandar uma maior vazão de ar;
- o aumento da temperatura do ar de secagem aumenta a eficiência do consumo de energia;
- o aumento da velocidade de entrada do ar de secagem reduz a eficiência do consumo de energia;
- a redução do tempo de residência da peça dentro do secador reduz o tempo total da secagem, mas leva a uma menor eficiência de consumo energético.

6. CONCLUSÕES

Os resultados obtidos neste trabalho evidenciaram a importância da melhor escolha dos parâmetros operacionais tanto para a adequada secagem da peça (gradientes residuais, aquecimento) quanto para a eficiência do secador (taxa de secagem, consumo de energia).

Profissionais da área tem dois interesses principais quanto a operação de secagem que são: a obtenção de uma peça de boa qualidade, o que minimizará as chances de quebra durante a etapa de queima e um melhor aproveitamento de energia durante a operação.

Sobre o produto final da secagem, os resultados aqui obtidos indicam que os atuais parâmetros de operação ($u_0 = 0,5 \text{ m s}^{-1}$, $T_{ar0} = 120 \text{ }^\circ\text{C}$, $t = 44 \text{ h}$) resultam em um produto final com umidade inferior a 1 %. Tomando os valores calculados dos gradientes internos como referência e buscando as suas reduções para um processo de queima com menos probabilidade de quebra devido às tensões internas, recomenda-se o aumento da temperatura e velocidade do ar de secagem. Entretanto, a elevação destes parâmetros resulta em maiores gastos de energia, já que será necessário aumentar a vazão do ar e a queima de mais combustível. Outra questão a ser analisada é a de que a elevação destes parâmetros resulta em maiores taxas de secagem no início do processo, momento em que a deformação da peça tem maior probabilidade de acontecer, devido a ocorrência do encolhimento.

A redução de u_0 para $0,2 \text{ m s}^{-1}$ resulta em um consumo energético mais eficiente, estando na faixa 22 – 24 %, e o produto final das simulações com tempo de residência de 44 h possui um conteúdo de umidade de aproximadamente 0,5 %. Em contrapartida, os gradientes internos residuais nestes estudos de caso (2, 5, 8 e 11) são significativamente maiores que nos demais.

Sobre o consumo de energia no processo, a primeira proposta é a de se reduzir o tempo total de operação, aumentando a velocidade de deslocamento da peça no interior do túnel. Esta prática resulta em taxas menores de secagem durante todo o processo, o que é desejável para se reduzir a probabilidade de deformação no início do processo; entretanto, a peça, ao final da secagem, possui gradientes internos significativamente mais elevados em relação à peça obtida ao final do estudo de caso padrão. A ausência de estudos na literatura sobre estes gradientes residuais internos na etapa de secagem e suas possíveis consequências para qualidade do produto final, impede que se chegue a uma conclusão sobre o que poderia ocorrer na etapa de queima. Para se reduzir estes gradientes

internos, pode-se combinar com este aumento da velocidade da peça, o aumento da velocidade e/ou temperatura do ar de secagem.

6.1. SUGESTÕES DE TRABALHOS FUTUROS

Como forma de enriquecer a discussão e aumentar a sua aplicabilidade prática, recomendam-se os seguintes tópicos a serem abordados em futuros trabalhos deste mesmo tema.

- modelo matemático que envolva a influência da posição do tijolo dentro da vagoneta nos fenômenos de transferência de calor e de massa durante a secagem;
- criação de um modelo com malha móvel para levar em conta o efeito de encolhimento do meio poroso;
- experimentos que avaliem os parâmetros críticos que resultam em defeitos na peça durante a secagem para que se insira-os na simulação;
- avaliação da qualidade da peça antes e após o processo da queima para os diferentes estudos de caso aqui propostos;
- estudo do consumo de energia em diferentes estações do ano;
- modelagem e simulação do secador em escala global, levando em consideração todas as correntes de entrada e saída, perdas pela parede e ventiladores internos;

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABC (São Paulo) (Ed.). **Associação Brasileira de Cerâmicas**. 2015. Disponível em: <<http://abceram.org.br/>>. Acesso em: 15 jul. 2016.

ADAK, Nafiye et al. Infrared drying of strawberry. **Food Chemistry**, [s.l.], v. 219, p.109-116, mar. 2017. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.foodchem.2016.09.103>.

AGHBASHLO, Mortaza et al. A review on exergy analysis of drying processes and systems. **Renewable And Sustainable Energy Reviews**, [s.l.], v. 22, p.1-22, jun. 2013. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2013.01.015>.

AGRAFIOTIS, Christos; TSOUTSOS, Theocharis. Energy saving technologies in the European ceramic sector: a systematic review. **Applied Thermal Engineering**, [s.l.], v. 21, n. 12, p.1231-1249, ago. 2001. Elsevier BV. [http://dx.doi.org/10.1016/s1359-4311\(01\)00006-0](http://dx.doi.org/10.1016/s1359-4311(01)00006-0).

AL-MEGREN, Hamid A. (Ed.). **Advances in Natural Gas Technology**. Rijeka: Intech, 2012. 554 p.

ALMEIDA, Genival da Silva. **SIMULAÇÃO E EXPERIMENTAÇÃO DA SECAGEM DE CERÂMICA VERMELHA EM SISTEMAS TÉRMICOS INDUSTRIAIS**. 2009. 211 f. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia de Processos, Centro de Ciências e Tecnologia, Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande, 2009.

ALMEIDA, Genival da Silva et al. Heat and mass transport in an industrial tunnel dryer: Modeling and simulation applied to hollow bricks. **Applied Thermal Engineering**, [s.l.], v. 55, n. 1-2, p.78-86, jun. 2013. Elsevier BV. DOI: 10.1016/j.applthermaleng.2013.02.042.

AMJAD, Waseem et al. Thermodynamic analysis of drying process in a diagonal-batch dryer developed for batch uniformity using potato slices. **Journal Of Food Engineering**, [s.l.], v. 169, p.238-249, jan. 2016. Elsevier BV. DOI: 10.1016/j.jfoodeng.2015.09.004.

ATEEQUE, Md. et al. Numerical modeling of convective drying of food with spatially dependent transfer coefficient in a turbulent flow field. **International Journal Of Thermal Sciences**, [s.l.], v. 78, p.145-

157, abr. 2014. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijthermalsci.2013.12.003>.

AUGIER, F. et al. On the risk of cracking in clay drying. **Chemical Engineering Journal**, [s.i.], v. 86, n. , p.133-138, jan. 2002.

BÁLINT, P. et al. Equilibrium Moisture Diagrams for the Drying of Clays. **Ceramics International**, [s.i.], v. 7, n. 1, p.35-38, jan. 1981.

BARATI, E.; ESFAHANI, J. a.. Mathematical modeling of convective drying: Lumped temperature and spatially distributed moisture in slab. **Energy**, [s.l.], v. 36, n. 4, p.2294-2301, abr. 2011. Elsevier BV. DOI: 10.1016/j.energy.2010.06.007

BEJAN, Adrian. **Convection Heat Transfer**. 3. ed. New Jersey: John Wiley & Sons, 2004. 673 p.

BERGMAN, Theodore L. et al. **Fundamentals of Heat and Mass Transfer**. 7. ed. Jefferson: John Wiley & Sons, Ltd, 2011. 1076 p.

BORTOLOTTI, Carolina T.; BARROZO, Marcos A. S..Searching the best equilibrium moisture equation for lettuce seeds using measures of curvature and bias. **Food Sci Nutr**, [s.l.], v. 1, n. 6, p.422-427, 2 out. 2013. Wiley-Blackwell. <http://dx.doi.org/10.1002/fsn3.67>.

BRASIL. Empresa de Pesquisa Energética. Ministério de Minas e Energia (Org.). **Balanco Energético Nacional: Ano base 2014**. Rio de Janeiro: Epe, 2015. 291 p. Disponível em: <https://ben.epe.gov.br/downloads/Relatorio_Final_BEN_2015.pdf>. Acessoem: 19 jul. 2016.

BROSNAN, Denis A.; ROBINSON, Gilbert C.. **Introduction to Drying of Ceramics: With Laboratory Exercises**. Westerville: The American Ceramic Society, 2003. 253 p.

CACCAVALE, Paolo; BONIS, Maria Valeria de; RUOCCO, Gianpaolo. Conjugate heat and mass transfer in drying: A modeling review. **Journal Of Food Engineering**, [s.l.], v. 176, p.28-35, maio 2016. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2015.08.031>.

CHANDRAMOHAN, V. P.. Numerical Prediction and Analysis of Surface Transfer Coefficients on Moist Object During Heat and Mass Transfer Application. **Heat Transfer Engineering**, [s.l.], v. 37, n. 1,

p.53-63, 30 jul. 2015. Informa UK Limited.
<http://dx.doi.org/10.1080/01457632.2015.1042341>.

CHEMKHI, Saber; ZAGROUBA, Fethi; BELLAGI, Ahmed.
Thermodynamics of water sorption in clay. **Desalination**, [s.l.], v. 166,
p.393-399, ago. 2004. Elsevier BV.
<http://dx.doi.org/10.1016/j.desal.2004.06.094>.

CHEMKHI, Saber; ZAGROUBA, Féthi. Water diffusion coefficient in
clay material from drying data. **Desalination**, [s.l.], v. 185, n. 1-3, p.491-
498, nov. 2005. Elsevier BV.
<http://dx.doi.org/10.1016/j.desal.2005.04.052>.

CHEN, Xiao Dong; MUJUMDAR, Arun S. (Ed.). **Drying Technologies
in Food Processing**. Chichester: Blackwell Publishing, 2008. 350 p.

CHUNG DS, PFOST HB. Adsorption and desorption of water vapor by
cereal grains and their products. **Trans. ASAE**. v. 10, p. 549-551,
nov 1967.

CLAUSEN, Pascal et al. Equilibrium desorption isotherms of water,
ethanol, ethyl acetate, and toluene on a sodium smectite clay. **J Therm
Anal Calorim**, [s.l.], v. 98, n. 3, p.833-841, 9 jul. 2009. Springer Science
+ Business Media. <http://dx.doi.org/10.1007/s10973-009-0003-x>.

COMSOL. **COMSOL Multiphysics® reference guide**. Version 4.4 .
2014.

CUSSLER, E. L.. **Diffusion: Mass Transfer in Fluid Systems**. 3. ed.
Cambridge: Cambridge University Press, 2007. 655 p.

DEFRAEYE, Thijs et al. Convective heat and mass transfer modelling at
air-porous material interfaces: Overview of existing methods and
relevance. **Chemical Engineering Science**, [s.l.], v. 74, p.49-58, maio
2012. Elsevier BV

DINCER, Ibrahim; CENGEL, YunusA.. Energy, Entropy and Exergy
Concepts and Their Roles in Thermal Engineering. **Entropy**, [s.l.], v. 3,
n. 3, p.116-149, 21 ago. 2001. MDPI AG.
<http://dx.doi.org/10.3390/e3030116>.

ESCARDINO, A. et al. SECADO DE MATERIALES CERÁMICOS Y
FACTORES QUE AFECTAN A LA HUMEDAD DE

EQUILIBRIO. **Boletín de La Sociedad Española de Cerámica y Vidrio**, [s.i.], v. 6, n. 26, p.367-373, dez. 1987.

ESFAHANI, J.a.; VAHIDHOSSEINI, S.m.; BARATI, E..Three-dimensional analytical solution for transport problem during convection drying using Green's function method (GFM). **Applied Thermal Engineering**, [s.l.], v. 85, p.264-277, jun. 2015. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2015.04.016>.

FISH, Jacob; BELYTSCJKO, Ted. **A First Course in Finite Elements**. Chichester: John Wiley & Sons, Ltd, 2007. 344 p.

FORTES, Mauri; OKOS, Martin R.. Heat and mass transfer in hygroscopic capillary extruded products. **Aiche Journal**, [s.l.], v. 27, n. 2, p.255-262, mar. 1981. Wiley-Blackwell. <http://dx.doi.org/10.1002/aic.690270212>

GEANKOPLIS, Christie. **Transport Processes and Unit Operations**. 3. ed. Nova Jersey: Prentice-hall International, Lnc, 1993. 921 p.

GONG, Zhen-xiang et al. DRYING OF CLAY AND NONCLAY MEDIA: HEAT AND MASS TRANSFER AND QUALITY ASPECTS. **Drying Technology**, [s.l.], v. 16, n. 6, p.1119-1152, jan. 1998. Informa UK Limited. <http://dx.doi.org/10.1080/07373939808917457>.

GULATI, Tushar et al. Microwave drying of spheres: Coupled electromagnetics-multiphase transport modeling with experimentation. Part II. **Food And Bioproducts Processing**, [s.l.], v. 96, p.326-337, out. 2015. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.fbp.2015.08.001>.

HAMMOUDA, I.; MIHOUBI, D.. Comparative numerical study of kaolin clay with three drying methods: Convective, convective–microwave and convective infrared modes. **Energy Conversion And Management**, [s.l.], v. 87, p.832-839, nov. 2014. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.enconman.2014.07.085>.

HEIJDEN, G.h.a. van Der et al. Non-isothermal drying of fired-clay brick, an NMR study. **Chemical Engineering Science**, [s.l.], v. 64, n. 12, p.3010-3018, jun. 2009. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.ces.2009.03.012>.

JANJAI, S. et al. Finite element simulation of drying of mango. **Biosystems Engineering**, [s.l.], v. 99, n. 4, p.523-531, abr. 2008. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.biosystemseng.2007.12.010>.

KAKAÇ, Sadik et al (Ed.). **Convective Heat and Mass Transfer in Porous Media**. İzmir: Springer Science, 1990. 1093 p.

KAVIANY, Massoud. **Principles of Heat Transfer in Porous Media**. New York: Springer-verlag, 1991. 635 p. (Mechanical Engineering Series).

KAYA, Ahmet; AYDdN, Orhan; DINCER, Ibrahim. Numerical modeling of heat and mass transfer during forced convection drying of rectangular moist objects. **International Journal Of Heat And Mass Transfer**, [s.l.], v. 49, n. 17-18, p.3094-3103, ago. 2006. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2006.01.043>.

KEEY, R. B.. **Drying: Principles and Practice**. Oxford: Pergamon Press, 1972. 358 p.

KIM, Donghyun; SON, Gihun; KIM, Sungil. Numerical analysis of convective drying of a moist object with combined internal and external heat and mass transfer. **Journal Of Mechanical Science And Technology**, [s.l.], v. 30, n. 2, p.733-740, fev. 2016a. Springer Science + Business Media. <http://dx.doi.org/10.1007/s12206-016-0128-3>.

KIM, Donghyun; SON, Gihun; KIM, Sungil. Numerical analysis of convective drying of a moving moist object. **International Journal Of Heat And Mass Transfer**, [s.l.], v. 99, p.86-94, ago. 2016b. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2016.03.025>.

KOWALSKI, Stefan J.. **Thermomechanics of Drying Processes**. Berlin: Springer, 2003. 365 p. (Lecture Notes in Applied and Computational Mechanics).

KREYSZIG, Erwin; KREYSZIG, Herbert; NORMINTON, Edward J.. **ADVANCED ENGINEERING MATHEMATICS**. 10. ed. Jefferson: John Wiley & Sons, Inc., 2011. 1283 p.

KRIAA, Wassim et al. Study of dynamic structure and heat and mass transfer of a vertical ceramic tiles dryer using CFD simulations. **Heat And Mass Transfer**, [s.l.], v. 50, n. 2, p.235-251, 15 out. 2013. Springer Science + Business Media. <http://dx.doi.org/10.1007/s00231-013-1244-6>.

KRÖLL, K., **Trocknungstechnik: II Trockner und Trocknungsverfahren**, Springer-Verlag, Berlin/Göttingen/Heidelberg, 1959.

KRÖLL, K., **Trockner, einteilen, ordnen, benennen, benummeren**, SchildeSchriftenreihe 6, Schilde, Bad-Hersfeld, (1965).

KUDRA, Tadeusz; MUJUMDAR, Arun S.. **Advanced Drying Technologies**. 2. ed. Boca Raton: Taylor & Francis Group, 2009. 455 p.

LEHMKUHL, Willian Anderson. **ANÁLISE NUMÉRICA E EXPERIMENTAL DE UM SECADOR CONTÍNUO TIPO TÚNEL UTILIZADO NA INDÚSTRIA DE CERÂMICA VERMELHA**. 2004. 129 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Mecânica, Centro Tecnológico, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis.

LEVEQUE, Randall J.. **Finite Difference Methods for Ordinary and Partial Differential Equations: Steady-State and Time-Dependent Problems**. Philadelphia: Society For Industrial And Applied Mathematics, 2007. 328 p. (Other Titles in Applied Mathematics).

MABROUK, Salah Ben; KHIARI, Besma; SASSI, Mohamed. Modelling of heat and mass transfer in a tunnel dryer. **Applied Thermal Engineering**, [s.l.], v. 26, n. 17-18, p.2110-2118, dez. 2006. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2006.04.007>.

MABROUK, S. Ben; BELGHITH, A.. Simulation and Desing of a Tunnel Drier. **Renewable Energy**, [s. I.], v. 5, n. , p.469-473, jan. 1994.

MIHOUBI, D. **Déshydratation d'argiles par compression et séchage: aspects de modélisation et de simulation**, 2004. Tese (Doutorado). University of Pau. 2004.

MIHOUBI, D. et al. DRYING OF CLAY. I MATERIAL CHARACTERISTICS. **Drying Technology**, [s.l.], v. 20, n. 2, p.465-487, fev. 2002. Informa UK Limited. <http://dx.doi.org/10.1081/drt-120002552>.

MOHAN, V. P. Chandra; TALUKDAR, Prabal. Three dimensional numerical modeling of simultaneous heat and moisture transfer in a moist object subjected to convective drying. **International Journal Of Heat**

And Mass Transfer, [s.l.], v. 53, n. 21-22, p.4638-4650, out. 2010. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2010.06.029>.

MUJUMDAR, Arun S. (Ed.). **Handbook of Industrial Drying**. 3. ed. [s. L.]: Taylor & Francis Group, 2006. 1279 p.

MURRAY, F. W.. On the Computation of Saturation Vapor Pressure. **Journal Of Applied Meteorology**, [s.l.], v. 6, n. 1, p.203-204, fev. 1967. American Meteorological Society. [http://dx.doi.org/10.1175/1520-0450\(1967\)0062.0.co;2](http://dx.doi.org/10.1175/1520-0450(1967)0062.0.co;2).

NASRALLAH, S. Ben; PERRE, P.. Detailed study of a model of heat and mass transfer during convective drying of porous media. **International Journal Of Heat And Mass Transfer**, [s.i.], v. 31, n. 5, p.957-967, jan. 1988.

NILNONT, W. et al. Finite element simulation for coffee (Coffeearabica) drying. **Food And Bioproducts Processing**, [s.l.], v. 90, n. 2, p.341-350, abr. 2012. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.fbp.2011.06.007>.

PAKOWSKI, Z. et al. EVALUATION OF EQUATIONS APPROXIMATING THERMODYNAMIC AND TRANSPORT PROPERTIES OF WATER, STEAM AND AIR FOR USE IN CAD OF DRYING PROCESSES. **Drying Technology**, [s.l.], v. 9, n. 3, p.753-773, jun. 1991. Informa UK Limited. <http://dx.doi.org/10.1080/07373939108916708>.

PERRY, Robert H.; GREEN, Don W. (Ed.). **Perry's Chemical Engineers' Handbook**. 7. ed. New York: Mcgraw-hill, 1999. 2582 p.

PFOST, H. B, *et al.*. **Sumarizing and reporting equilibrium moisture for grains**. ASAE, n. 76 – 3520, St. Joseph, 1976.

POURCEL, F. et al. Criterion for crack initiation during drying: Alumina porous ceramic strength improvement. **Powder Technology**, [s.l.], v. 172, n. 2, p.120-127, mar. 2007. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.powtec.2006.10.041>.

RAHMAN, Najmur; KUMAR, Subodh. Evaluation of convective heat transfer coefficient during drying of shrinking bodies. **Energy Conversion And Management**, [s.l.], v. 47, n. 15-16, p.2591-2601, set. 2006. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.enconman.2005.10.025>.

RAO, S. S. **The finite element method in engineering**. 4th ed., p. 3-49. Florida, 2005.

RUIZ-LÓPEZ, I.i. et al. Modeling and simulation of heat and mass transfer during drying of solids with hemispherical shell geometry. **Computers & Chemical Engineering**, [s.l.], v. 35, n. 2, p.191-199, fev. 2011. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.compchemeng.2010.05.007>.

SANDER, Aleksandra; SKANSI, Darko; BOLF, Nenad. Heat and mass transfer models in convection drying of clay slabs. **Ceramics International**, [s.l.], v. 29, n. 6, p.641-653, jan. 2003. Elsevier BV. [http://dx.doi.org/10.1016/s0272-8842\(02\)00212-2](http://dx.doi.org/10.1016/s0272-8842(02)00212-2).

SANTOS, Rossane Mailde et al. Study of Drying and Consumption of Natural Gas in a Textile Stenter of Direct Heating. **Drying Technology**, [s.l.], v. 33, n. 1, p.37-54, 17 out. 2014. Informa UK Limited. <http://dx.doi.org/10.1080/07373937.2014.932286>.

SARSAVADIA, P.n et al. Dryingbehaviour of brined onion slices. **Journal Of Food Engineering**, [s.l.], v. 40, n. 3, p.219-226, maio 1999. Elsevier BV. [http://dx.doi.org/10.1016/s0260-8774\(99\)00058-8](http://dx.doi.org/10.1016/s0260-8774(99)00058-8).

SCHNEIDER, Martina; GOSS, Kai-uwe. Prediction of the water sorption isotherm in air dry soils. **Geoderma**, [s.l.], v. 170, p.64-69, jan. 2012. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.geoderma.2011.10.008>.

SMITH, J. M.; VAN NESS, Hendrick; ABBOTT, Michael. **Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics**. 7. ed. New York: McGraw Hill, 2005. 840 p. (The McGraw-Hill Chemical Engineering Series).

SōMIYA, Shigeyuki et al (Ed.). **Handbook of Advanced Ceramics**. [s.i.]: Elsevier, 2003. 2 v.

SUN, Da-wen; BYRNE, C.. Selection of EMC/ERH Isotherm Equations for Rapeseed. **Journal Of Agricultural Engineering Research**, [s.l.], v. 69, n. 4, p.307-315, abr. 1998. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1006/jaer.1997.0249>.

THOMPSON, T. L., PEART, R. M. e FOSTER, G. H., **Mathematical simulation of corn drying: a new model**. Trans. ASAE, vol. 24,n. 3, p. 582-586, 1968.

TSILINGIRIS, P.t..Thermophysical and transport properties of humid air at temperature range between 0 and 100°C. **Energy Conversion And Management**, [s.l.], v. 49, n. 5, p.1098-1110, maio 2008. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.enconman.2007.09.015>.

TZEMPELIKOS, Dimitrios et al. Analysis of air velocity distribution in a laboratory batch-type tray air dryer by computational fluid dynamics. **International Journal Of Mathematics And Computers In Simulation**, [s.l.], v. 6, n. 5, p.413-421, jan. 2012.

TZEMPELIKOS, Dimitrios A. et al. Numerical modeling of heat and mass transfer during convective drying of cylindrical quince slices. **Journal Of Food Engineering**, [s.l.], v. 156, p.10-21, jul. 2015. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2015.01.017>.

UTLU, Zafer; HEPBAŞLı, Arif. Exergoeconomic analysis of energy utilization of drying process in a ceramic production.**Applied Thermal Engineering**, [s.l.], v. 70, n. 1, p.748-762, set. 2014. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2014.05.070>.

VASIć, Miloš; GRBAVćIć, Źeljko; RADOJEVIć, Zagorka. Determination of the moisture diffusivity coefficient and mathematical modeling of drying. **Chemical Engineering And Processing: Process Intensification**, [s.l.], v. 76, p.33-44, fev. 2014. Elsevier BV. DOI: 10.1016/j.cep.2013.12.003.

VELIć, D. et al. Influence of airflow velocity on kinetics of convection apple drying. **Journal Of Food Engineering**, [s.l.], v. 64, n. 1, p.97-102, set. 2004. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2003.09.016>.

VELTHUIS, J. F. M.; DENISSEN, J.. Simulation Model for Industrial Dryers: Reduction of Drying Times of Ceramics & Saving Energy. **Drying Tecnology**, [s.i.], v. 15, n. 6-8, p.1941-1949, jan. 1997.

VERSTEEG, H K; MALALASEKERA, W. **An Introduction to Computational Fluid Dynamics: THE FINITE VOLUME METHOD**. 2. ed. Harlow: Pearson Prentice Hall, 2007. 517 p.

VON SEGGERN, David H.. **CRC Standard Curves and Surfaces with Mathematica**. 2. ed. New York: Chapman And Hall/crc, 2006. 556 p. (Advances in Applied Mathematics).

WAGNER, Wolfgang; KRETZSCHMAR, Hans-joachim. **International Steam Tables: Properties of Water and Steam based on the Industrial Formulation IAPWS-IF97**. 2. ed. [s. L.]: Springer, 2008. 391 p.

WANG, N.; BRENNAN, J.g.. Changes in structure, density and porosity of potato during dehydration. **Journal Of Food Engineering**, [s.l.], v. 24, n. 1, p.61-76, jan. 1995. Elsevier BV. [http://dx.doi.org/10.1016/0260-8774\(94\)p1608-z](http://dx.doi.org/10.1016/0260-8774(94)p1608-z).

WANG, Xiuli; ECONOMIDES, Michael. **Advanced Natural Gas Engineering**. Houston: Gulf Publishing Company, 2009. 417 p.

WELTY, J. R.; WICKS, C. E.; WILSON, R. E.; RORRER, G. L. **Fundamentals of momentum, heat, and mass transfer**. 5th ed., John Wiley & Sons, 2007.

WHITAKER, Stephen. **Theory and Applications of Transport in Porous Media: The method of volume averaging**. [s. L.]: Springer Science & Business Media, 1999. 219 p.

WU, Xiaofeng et al. Size effect of thermal shock crack patterns in ceramics and numerical predictions. **Journal Of The European Ceramic Society**, [s.l.], v. 35, n. 4, p.1263-1271, abr. 2015. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.jeurceramsoc.2014.10.032>.

YONGHUI, Li et al. Experimental study of the isothermal sorption properties of late Qing and 1980s grey bricks in Wujiang, Suzhou, China. **Frontiers Of Architectural Research**, [s.l.], v. 2, n. 4, p.483-487, dez. 2013. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.foar.2013.08.006>.

ZHANG, Jiehei; GUPTA, Ajaykumar; BAKER, John. Effect of Relative Humidity on the Prediction of Natural Convection Heat Transfer Coefficients. **Heat Transfer Engineering**, [s.l.], v. 28, n. 4, p.335-342, abr. 2007. Informa UK Limited. <http://dx.doi.org/10.1080/01457630601122823>.

ZHU, Aishi; SHEN, Xinqi. The model and mass transfer characteristics of convection drying of peach slices. **International Journal Of Heat And Mass Transfer**, [s.l.], v. 72, p.345-351, maio 2014. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2014.01.001>.

ZIENKIEWICZ, O. C.; TAYLOR, R. L.. **The Finite Element Method**: Volume 1: The Basis. 5. ed. Oxford: Butterworth-heinemann, 2000. 708 p.

APÊNDICE A – CALOR ISOSTÉRICO

O calor isostérico no presente trabalho é um termo adicional q_{ist} adicionado à entalpia de evaporação na Equação (4.16) para se realizar o cálculo da quantidade de energia necessária para a retirada de água do meio poroso.

O método utilizado para o cálculo do calor isostérico é usando a equação de Clausius-Clapeyron (WANG; BRENNAN, 1991) e a isoterma, que no caso do presente trabalho é a de Henderson-Thompson, dada pela Equação (3.7).

Para a água pura e adsorvida no tecido tem-se as Equação (A.1) e (A.2). Subtraindo-se a primeira da segunda obtém-se a Equação (A.3).

$$\frac{\partial \ln(P_{sat})}{\partial T} = \frac{\Delta H_v}{RT^2} \quad (A.1)$$

$$\frac{\partial \ln(P_v)}{\partial T} = \frac{q}{RT^2} \quad (A.2)$$

$$\frac{\partial \ln(a_w)}{\partial T} = \frac{q_{ist}}{RT^2} \quad (A.3)$$

Em que a_w é a atividade da água. Integrando de modo indefinido a Equação (A.3) em relação a temperatura.

$$\ln(a) = -\left(\frac{q_{ist}}{R}\right)\frac{1}{T} + C \quad (A.4)$$

Em que C é uma constante de integração adimensional.

O primeiro passo é utilizar a isoterma para se determinar a umidade relativa do ar para uma faixa de variação de temperatura e umidade de equilíbrio. Na Tabela A.1 estão os dados de umidade, obtidos através da Equação (4.22).

Tabela A.1 - Valores da umidade relativa do ar para diferentes valores de temperatura e umidade no tijolo

T (°C)	X_e					
	0,15	0,12	0,09	0,06	0,03	0,001
40	0,999658	0,9944	0,9492	0,7443	0,3011	0,0005
50	0,999780	0,9958	0,9570	0,7626	0,3149	0,0005
60	0,999859	0,9969	0,9635	0,7802	0,3284	0,0005
70	0,999910	0,9977	0,9691	0,7963	0,3417	0,0006
80	0,999942	0,9982	0,9738	0,8112	0,3547	0,0006
90	0,999963	0,9987	0,9778	0,8249	0,3674	0,0006
100	0,999976	0,9990	0,9812	0,8377	0,3799	0,0007

Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Para cada valor diferente de X_e será calculado por regressão linear um valor de q_{ist} usando a Equação (A.4). As Tabelas A.2 a A.7

apresentam os resultados destas regressões lineares da Equação (A.4) para todos os valores de X_e presentes na Tabela A.1.

Tabela A.2 - Umidade relativa em função da temperatura para umidade de equilíbrio de 0,15

$\ln(a_w)$	$\frac{1}{T}$ (K ⁻¹)
-3,4206.10 ⁻⁴	0,0032
-2,2002.10 ⁻⁴	0,0031
-1,4101.10 ⁻⁴	0,0030
-0,9000.10 ⁻⁴	0,0029
-0,5800.10 ⁻⁴	0,0028
-0,3700.10 ⁻⁴	0,0028
-0,2400.10 ⁻⁴	0,0027

Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Tabela A.3 - Umidade relativa em função da temperatura para umidade de equilíbrio de 0,12

$\ln(a_w)$	$\frac{1}{T}$ (K ⁻¹)
-0,0056	0,0032
-0,0042	0,0031
-0,0031	0,0030
-0,0023	0,0029
-0,0018	0,0028
-0,0013	0,0028
-0,0010	0,0027

Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Tabela A.4 - Umidade relativa em função da temperatura para umidade de equilíbrio de 0,09

$\ln(a_w)$	$\frac{1}{T}$ (K ⁻¹)
-0,0521	0,0032
-0,0440	0,0031
-0,0371	0,0030
-0,0314	0,0029
-0,0265	0,0028
-0,0225	0,0028
-0,0190	0,0027

Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Tabela A.5 - Umidade relativa em função da temperatura para umidade de equilíbrio de 0,06

$\ln(a_w)$	$\frac{1}{T} \text{ (K}^{-1}\text{)}$
-0,2953	0,0032
-0,2706	0,0031
-0,2482	0,0030
-0,2278	0,0029
-0,2092	0,0028
-0,1925	0,0028
-0,1771	0,0027

Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Tabela A.6 - Umidade relativa em função da temperatura para umidade de equilíbrio de 0,03

$\ln(a_w)$	$\frac{1}{T} \text{ (K}^{-1}\text{)}$
-1,2003	0,0032
-1,1555	0,0031
-1,1135	0,0030
-1,0738	0,0029
-1,0365	0,0028
-1,0013	0,0028
-0,9678	0,0027

Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Tabela A.7 - Umidade relativa em função da temperatura para umidade de equilíbrio de 0,001

$\ln(a_w)$	$\frac{1}{T} \text{ (K}^{-1}\text{)}$
-7,6009	0,0032
-7,6009	0,0031
-7,6009	0,0030
-7,4186	0,0029
-7,4186	0,0028
-7,4186	0,0028
-7,2644	0,0027

Fonte: elaborado pelo autor (2016).

A partir dos dados das tabelas anteriores foi feita a regressão linear para a obtenção de valores do calor isostérico para cada valor de X_e . O resultado está apresentado na Tabela A.8

Tabela A.8 - Resultados da regressão linear.

X_e	q_{ist} (kJ kg ⁻¹ K ⁻¹)	R^2
0,001	306,6880	0,8132
0,03	212,8340	0,9789
0,06	108,4922	0,9834
0,09	30,4175	0,9849
0,12	4,2046	0,9626
0,15	1,1507	0,9204

Fonte: elaborado pelo autor (2016).

A partir da Tabela A.8 uma nova correlação é feita entre os valores do calor isostérico e do conteúdo de umidade. O modelo escolhido para esta correlação é a Equação (A.5), uma função logística sigmoidal (VON SEGGERN, 2006):

$$q_{ist} = \frac{A}{1 + \exp(-k(X - X_c))} \quad (A.5)$$

Em que k , A e X_c são parâmetros do modelo. Os resultados desta regressão estão apresentados na Tabela A.9:

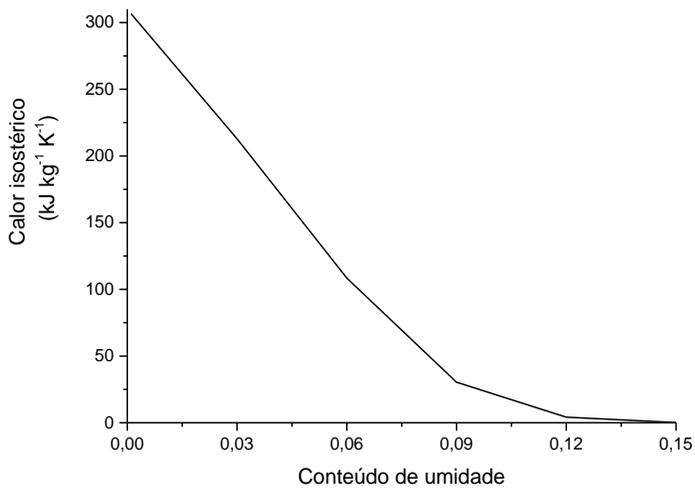
Tabela A.9 - Parâmetros da regressão

Parâmetro	Valor
k	-44,6297
X_c	0,0392
A	360,6208 kJ kg ⁻¹ K ⁻¹
R^2	0,9978

Fonte: elaborado pelo autor (2016).

A Figura A.1 representa graficamente o comportamento de q_{ist} em função de X_e :

Figura A.1 - Representação gráfica do calor isostérico



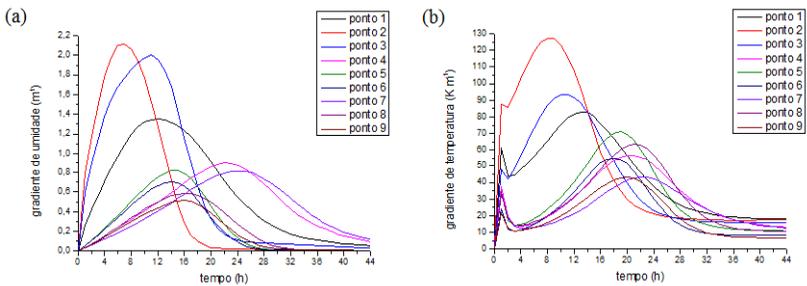
Fonte: elaborado pelo autor (2016).

APÊNDICE B – CURVAS DOS GRADIENTES INTERNOS

Para o cálculo dos gradientes internos de umidade e temperatura foram usadas as Equações (4.45) e (4.46), respectivamente, em 9 pontos que estão representados na Figura 4.6.

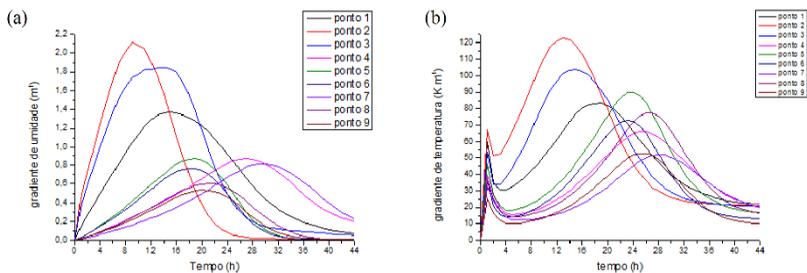
As Figuras B.1 a B.12 apresentam estas curvas para todos os estudos de caso:

Figura B.1 - Gradientes de: (a) umidade e (b) temperatura do estudo de caso 1 ($u_0 = 0,5 \text{ m s}^{-1}$, $T_{\infty 0} = 120 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_R = 44 \text{ h}$).



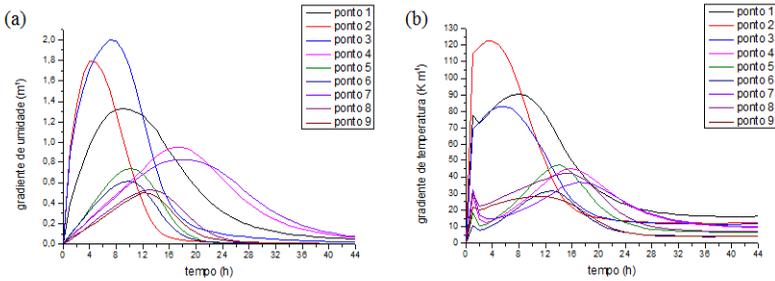
Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Figura B.2 - Gradientes de: (a) umidade e (b) temperatura do estudo de caso 2 ($u_0 = 0,2 \text{ m s}^{-1}$, $T_{\infty 0} = 120 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_R = 44 \text{ h}$).



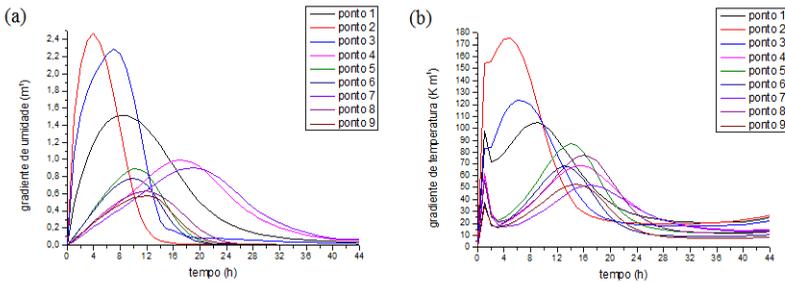
Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Figura B.3 - Gradientes de: (a) umidade e (b) temperatura do estudo de caso 3 ($u_0 = 1,5 \text{ m s}^{-1}$, $T_{\infty 0} = 120 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_R = 44 \text{ h}$).



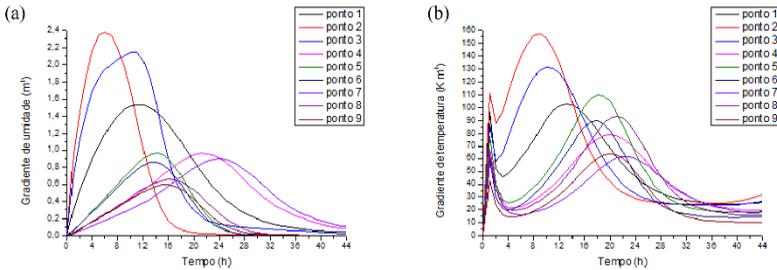
Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Figura B.4 - Gradientes de: (a) umidade e (b) temperatura do estudo de caso 4 ($u_0 = 0,5 \text{ m s}^{-1}$, $T_{\infty 0} = 140 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_R = 44 \text{ h}$).



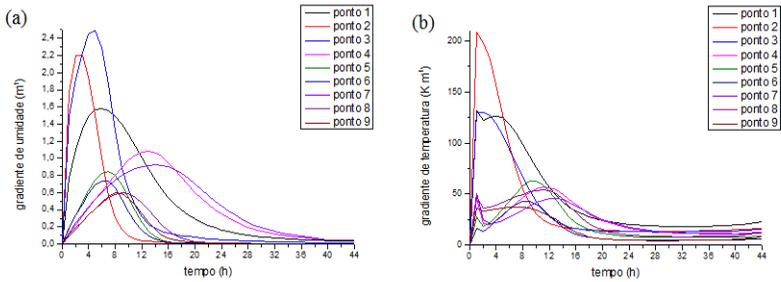
Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Figura B.5 - Gradientes de: (a) umidade e (b) temperatura do estudo de caso 5 ($u_0 = 0,2 \text{ m s}^{-1}$, $T_{\infty 0} = 140 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_R = 44 \text{ h}$).



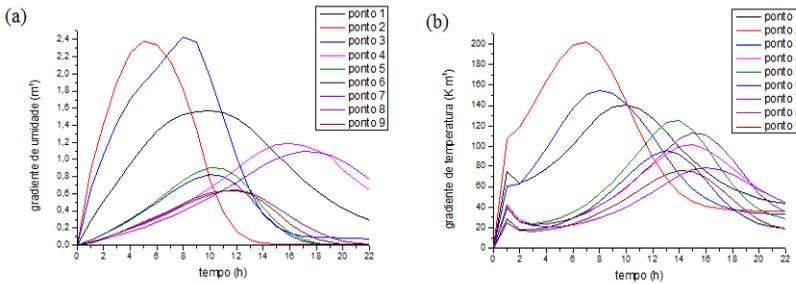
Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Figura B.6 - Gradientes de: (a) umidade e (b) temperatura do estudo de caso 6 ($u_0 = 1,5 \text{ m s}^{-1}$, $T_{\infty_0} = 120 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_R = 44 \text{ h}$).



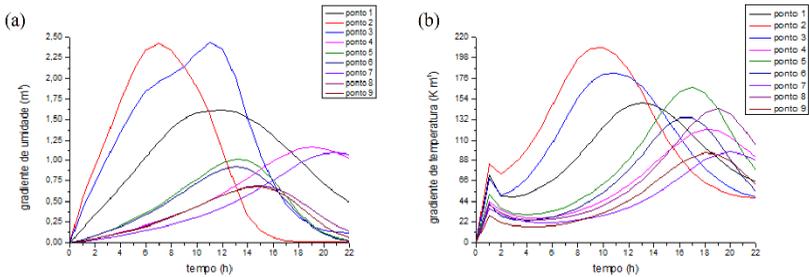
Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Figura B.7 - Gradientes de: (a) umidade e (b) temperatura do estudo de caso 7 ($u_0 = 0,5 \text{ m s}^{-1}$, $T_{\infty_0} = 120 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_R = 22 \text{ h}$).



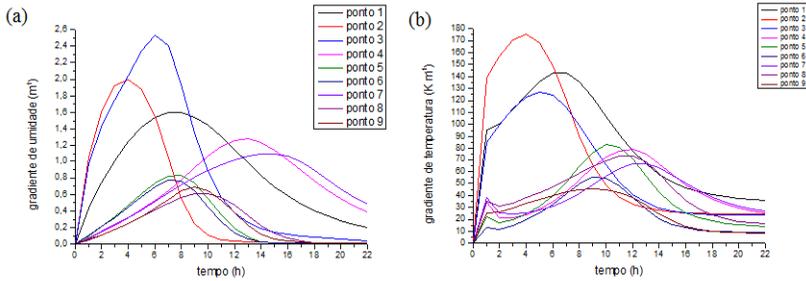
Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Figura B.8 - Gradientes de: (a) umidade e (b) temperatura do estudo de caso 8 ($u_0 = 0,2 \text{ m s}^{-1}$, $T_{\infty_0} = 120 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_R = 22 \text{ h}$).



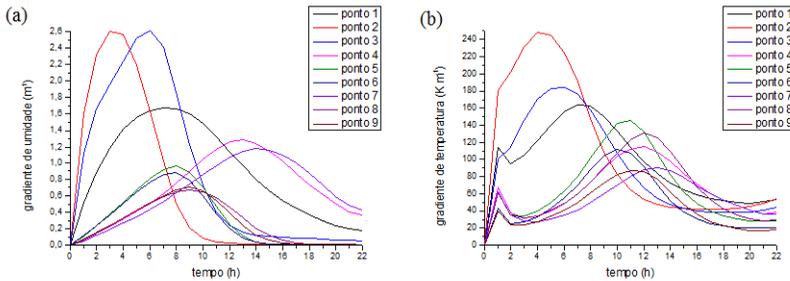
Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Figura B.9 - Gradientes de: (a) umidade e (b) temperatura do estudo de caso 9 ($u_0 = 1,5 \text{ m s}^{-1}$, $T_{\infty_0} = 120 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_R = 22 \text{ h}$).



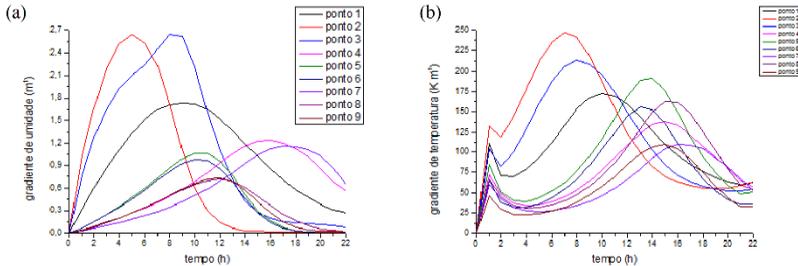
Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Figura B.10 - Gradientes de: (a) umidade e (b) temperatura do estudo de caso 10 ($u_0 = 0,5 \text{ m s}^{-1}$, $T_{\infty_0} = 140 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_R = 22 \text{ h}$).



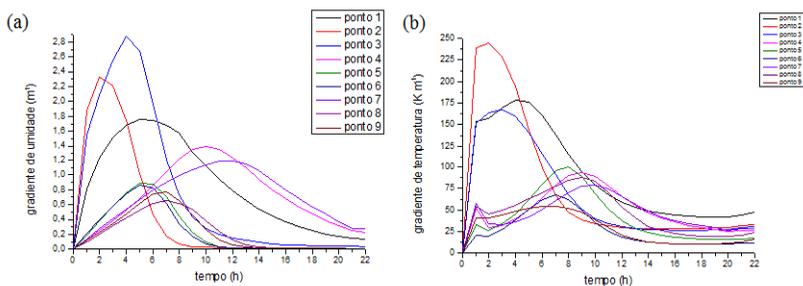
Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Figura B.11 - Gradientes de: (a) umidade e (b) temperatura do estudo de caso 11 ($u_0 = 0,2 \text{ m s}^{-1}$, $T_{\infty_0} = 140 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_R = 22 \text{ h}$).



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Figura B.12 - Gradientes de: (a) umidade e (b) temperatura do estudo de caso 12 ($u_0 = 1,5 \text{ m s}^{-1}$, $T_{\infty_0} = 140 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_R = 22 \text{ h}$).



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

APÊNDICE C – NÚMERO DE BIOT

Bergman et al. (2011) ao apresentar as definições, e equações, para transferência de calor e de massa descreve a possibilidade de se fazer uma análise destas transferências considerando o sólido como um agrupado, um único corpo. Esta análise consideraria apenas a variação de temperatura ou concentração com o tempo, desconsiderando a posição dentro do corpo.

No item 5.1.3. do presente trabalho, a conclusão que se chega é de que temperatura e concentração variam também com a posição no tijolo durante boa parte da secagem.

Esta análise pode ser feita de dois modos: através do cálculo dos gradientes internos em pontos distintos e através do número de Biot. O primeiro método foi apresentado no item 5.2.; enquanto o segundo será aqui apresentado, para o Estudo de caso 1 ($u_0 = 0,5 \text{ m s}^{-1}$, $T_{\infty_0} = 120 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_R = 44 \text{ h}$).

Por definição o número de Biot é a razão entre resistências externa e interna à transferência de calor e de massa, e são apresentadas pelas Equações (C.1) e (C.2):

$$Bi = \frac{hL_c}{k_p} \quad (\text{C.1})$$

$$Bi_m = \frac{h_m L_c}{D_{ac,c}} \quad (\text{C.2})$$

Onde:

Bi , Bi_m : número de Biot para transferência de calor e de massa, respectivamente

L_c : comprimento característico (m)

h , h_m : coeficiente de transferência convectiva de calor e de massa, respectivamente ($\text{W m}^{-2} \text{ K}^{-1}$) (m s^{-1})

k_p : condutividade térmica da matriz porosa ($\text{W m}^{-1} \text{ K}^{-1}$)

$D_{ac,c}$: difusividade da água no interior da cerâmica, corrigida pela tortuosidade ($\text{m}^2 \text{ s}^{-1}$)

Nas equações anteriormente apresentados, o termo L_c é o comprimento característico, que depende da forma geométrica do corpo, por onde está passando o escoamento. Os resultados para o número de Biot serão apresentados para 5 seções diferentes, com diferentes valores para o comprimento característico. Para as seções frontal e traseira do tijolo, bem como o cálculo envolvendo toda a geometria, este comprimento característico utilizado será a razão do volume do tijolo, sobre a área do mesmo exposta ao escoamento. Para as paredes externas, se considera um escoamento sobre placa plana, desse modo, o comprimento característico será o comprimento do tijolo e para as paredes

internas, se considera escoamento no interior de um duto, cujo comprimento será o diâmetro hidráulico dos furos. A Tabela C.1 apresenta estas relações.

Tabela C.1 - Valores para o comprimento característico

Setor	Fórmula	Valor (m)
Frontal Traseira Geometria completa	$L_c = \frac{V}{A}$	0,036
Paredes externas	$L_c = L$	0,2
Interior dos furos	$L_c = \frac{4A}{P}$	0,037

Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Onde:

L : comprimento do tijolo (m)

V : volume do tijolo (m³)

A : área superficial do tijolo (m²)

P : perímetro da seção reta do furo (m)

Na literatura, alguns autores consideram que para valores de Biot menores do que 0,1, o problema é de convecção dominante, assim, os gradientes internos podem ser desprezados e o corpo tratado como um objeto único; quando o valor de Biot é maior do que 0,1, o problema é de difusão dominante, resultando em gradientes internos significativos (KRIAA et al., 2013). Para o caso de $Bi < 0,1$, a temperatura do corpo pode ser dada pela Equação (C.3):

$$\frac{T-T_\infty}{T_0-T_\infty} = \exp(-BiFo) \quad (C.3)$$

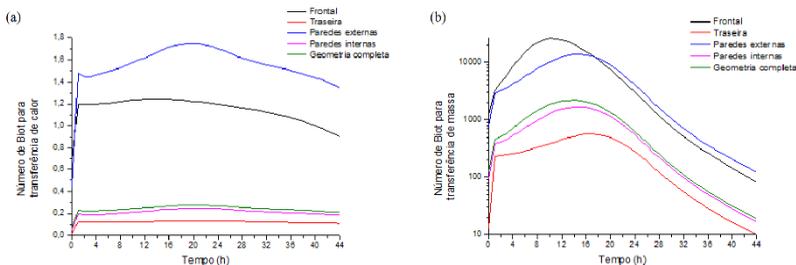
Onde:

T , T_0 e T_∞ : temperatura do objeto, inicial do objeto e do meio, respectivamente (K)

Fo : número de Fourier, dado por $\frac{\alpha t}{L_c^2}$, onde α é a difusividade térmica (m² s⁻¹) e t o tempo (h)

O número de Biot de massa e de temperatura, calculado, considerando diferentes setores, no estudo de caso 1 é apresentado na Figura C.1:

Figura C.1 - Número de Biot de: (a) transferência de calor e (b) transferência de massa

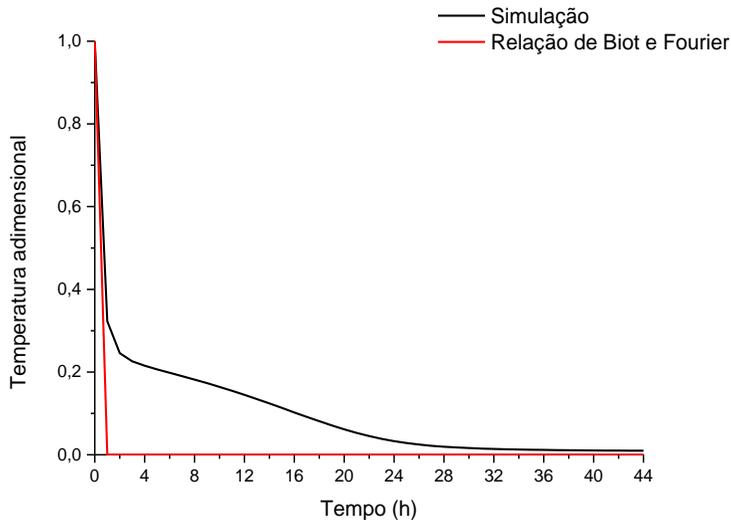


Fonte: elaborado pelo autor (2016).

O número de Biot para transferência de massa possui valores significativamente maiores do que 1, assim, o cálculo dos gradientes se mostra necessário e os valores encontrados, que foram apresentados no item 5.2. e Apêndice B. Pode-se observar que o número de Biot apresenta uma queda, em todos os setores, a partir de 24 h, momento em que a retirada de água é reduzida a valores baixos, ocorrendo redução dos gradientes internos de massa.

A Figura C.3a apresenta o número de Biot para transferência de calor. As regiões que possuíam os maiores valores para os coeficientes de calor, frontal e paredes externas, apresentaram resultados de Biot superiores a 1, indicando a existência de gradientes significativos. Em contrapartida, os valores para as demais regiões foram baixos, indicando resistência externa significativa e distribuição de temperatura homogênea. O resultado ao se tratar o corpo como um todo foi constante, próximo a 0,2. Todo o corpo é considerado termicamente espesso, desmotivando esta análise do corpo como um todo. A Figura C.2 apresenta uma comparação do resultado através da simulação e o obtido pela Equação (C.3):

Figura C.2 - Cálculo da temperatura adimensional



Fonte: elaborado pelo autor (2016).

Como esperado, os valores encontrados pelo método de cálculo do corpo agrupado não se encontra em sintonia com aqueles da simulação. O resultado fornecido pela Equação (C.3) indica que com uma hora de operação a temperatura do corpo é a mesma que a do ar, mesmo com uma temperatura de operação continuamente crescente.