



UNIVERSIDADE FEDERAL DE SERGIPE
CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E TECNOLOGIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

JOSÉ AGUIAR DOS SANTOS JUNIOR

DESENVOLVIMENTO DE UM SECADOR TIPO ESTEIRA CIRCULAR ASSISTIDO
POR AQUECIMENTO INFRAVERMELHO PARA A SECAGEM DE BAGAÇO DE
CANA-DE-AÇÚCAR

São Cristóvão (SE)

2017

JOSÉ AGUIAR DOS SANTOS JUNIOR

DESENVOLVIMENTO DE UM SECADOR TIPO ESTEIRA CIRCULAR ASSISTIDO
POR AQUECIMENTO INFRAVERMELHO PARA A SECAGEM DE BAGAÇO DE
CANA-DE-AÇÚCAR

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, como requisito parcial à obtenção do título de Mestre em Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. Manoel Marcelo do Prado

Coorientador: Prof. Dr. Douglas Bressan Riffel

São Cristóvão (SE)

2017

JOSÉ AGUIAR DOS SANTOS JUNIOR

DESENVOLVIMENTO DE UM SECADOR TIPO ESTEIRA CIRCULAR ASSISTIDO
POR AQUECIMENTO INFRAVERMELHO PARA A SECAGEM DE BAGAÇO DE
CANA-DE-AÇÚCAR

Dissertação de Mestrado aprovada no Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química
da Universidade Federal de Sergipe em 28 de julho de 2017.

BANCA EXAMINADORA

Prof. Dr. Manoel Marcelo do Prado – Orientador
(PEQ/UFS)

Prof. Dr. Douglas Bressan Riffel - Coorientador
(DMEC/UFS)

Prof. Dra. Odélsia Leonor Sanchez de Alsina
(PEP/UNIT)

Prof. Dra. Luanda Gimeno Marques
(PEQ/UFS)

AGRADECIMENTOS

À Deus, por me guiar durante toda a minha vida, por me dar força, calma e sabedoria.

Ao meu pai José Aguiar e a minha mãe Sônia, por estarem sempre presentes e pelo incentivo que me deram desde cedo aos estudos.

As minhas irmãs Simone e Silvana, pelo incentivo e dedicação ao meu desenvolvimento, pelo apoio em minhas decisões e carinho.

Aos meus sobrinhos Samaia e Phelipe, pelos bons momentos compartilhados.

Ao professor Manoel do Prado, por compartilhar seu conhecimento e por acreditar em mim para o desenvolvimento desse trabalho.

Ao professor Douglas Riffel pela contribuição para o desenvolvimento deste trabalho, pelo incentivo e confiança dado em diversos momentos ao longo da minha jornada.

Aos professores do Departamento de Engenharia Mecânica, pela compreensão no desenvolvimento desse mestrado. Em especial, a professora Jaqueline pelo seu apoio e pelos momentos de descontração.

Aos amigos do Mestrado, George, Paulo, Raelson, Michel, Layane e Vinícius, por estarem presentes nos bons e maus momentos. Vocês tornaram essa jornada mais alegre.

Aos companheiros de laboratório, Leone, Albert, Bruno, Renata e Karla, em especial a Marcos, por toda a ajuda na realização desse mestrado.

A todos os professores do PEQ/UFS, pelos ensinamentos e contribuições.

A todos e todas que colaboraram de alguma forma no processo de construção dessa dissertação, muito obrigado!

RESUMO

Tendo em vista oferecer uma tecnologia alternativa e eficiente para a secagem de biomassa, desenvolveu-se nesse trabalho um secador tipo esteira assistido por uma fonte alternativa de energia eletromagnética na região do infravermelho (IV). A etapa inicial do projeto consistiu na identificação das necessidades e na análise de possíveis configurações. Após a seleção da melhor configuração foi realizado o detalhamento do projeto, através do dimensionamento mecânico, elétrico e da instrumentação necessária. Em seguida, ocorreram a construção, montagem e operação do protótipo. Para avaliar o desempenho do secador tipo esteira foi realizado um estudo experimental sobre a secagem do bagaço de cana-de-açúcar, diante da importância do processo de remoção de umidade para o aumento do potencial energético dessa biomassa. O bagaço da cana-de-açúcar, resíduo final da retirada do caldo da cana-de-açúcar (*Saccharum Officinarum*), é uma das matérias primas de biomassa mais utilizadas no Brasil para a geração de energia. Foi realizada a preparação e caracterização física do bagaço de cana, com teor de umidade inicial de $64,9 \pm 0,5\%$ em b.u.. A secagem foi realizada em camada fina, com temperaturas da fonte IV de 300, 400 e 500°C, e velocidades de esteira de 2,0, 3,5 e 5,0 rpm. Experimentos foram também conduzidos com a esteira parada. Durante o processo de secagem foram avaliadas alterações do teor de umidade e da temperatura do bagaço ao longo do tempo, a fim de estudar o comportamento cinético do processo, bem como foi medido o seu consumo energético. Para a velocidade de esteira de 2,0 rpm, o tempo necessário para o bagaço de cana atingir a umidade de aproximadamente 0,05 em base seca (b.s.), foi de 274, 154, 90 min para as temperaturas de 300, 400 e 500°C, respectivamente. Para as velocidades de 3,5 e 5,0 rpm, não houveram diferenças significativas nos tempos obtidos. Com a esteira parada verificou-se que os tempos requeridos para alcançar a umidade de 0,05 b.s. foi de aproximadamente 116, 60 e 44 min, para as temperaturas de 300, 400 e 500°C, respectivamente. Os valores de difusividade de umidade efetiva obtidos variaram de $3,959 \times 10^{-11}$ a $4,012 \times 10^{-10}$ m²/s. Cinco equações semiempíricas existentes na literatura foram avaliadas para descrever a cinética de secagem em camada fina do bagaço de cana. O modelo que apresentou a melhor qualidade de ajuste dos dados experimentais foi o de Midilli. Os valores de R², χ^2 e RMSE variaram entre 0,996 e 0,998, 1,168E-4 e 3,040E-4 e 0,00854 e 0,00245, respectivamente. A partir da análise de variância (ANOVA) e do diagrama de Pareto com nível de significância de 5%, constatou-se que o único efeito significativo foi o termo linear da temperatura. O consumo de energia específica variou entre 0,062 e 0,147 kWh/g de água, na faixa operacional investigada. A máxima eficiência encontrada para esteira em movimento foi de 35,9%, na temperatura da fonte IV de 500°C e velocidade de esteira de 2,0 rpm. Pelos resultados encontrados, o secador projetado mostrou-se promissor para a secagem do bagaço de cana-de-açúcar.

PALAVRAS-CHAVE: Secador tipo esteira; aquecimento infravermelho; biomassa

ABSTRACT

Aiming to offer an alternative and efficient technology for drying biomass, an infrared (IR) heating assisted-conveyor belt dryer was developed in this work. The initial stage of the project consisted in the identification of needs and analysis of possible configurations. After selecting the best setting, the project was detailed, through the mechanical and electrical dimensioning as well as of the suitable instrumentation for drying applications. Then, construction, assembly and operation of the prototype were carefully carried out. To evaluate the performance of the conveyor belt dryer an experimental study on the drying of sugarcane bagasse was conducted, since the process of moisture removal is essential to increase the energy potential of the aforementioned biomass. The bagasse of sugarcane (*Saccharum Officinarum*), final residue of sugarcane juice withdrawal, is one of the most used biomass raw materials in Brazil to produce energy. Samples of sugarcane bagasse with initial moisture content of $64,9 \pm 0,5\%$ w.t. were prepared and physically characterized. The thin-layer drying was conducted at IV source temperatures of 300, 400 and 500°C and conveyor belt speeds of 2,0, 3,5 and 5,0 rpm. Drying tests were also performed with the conveyor belt under static condition. During the drying process changes in the moisture content and temperature of the bagasse over time were evaluated, in order to study the kinetic behavior of the process. Its energy consumption was also measured. For a belt velocity of 2,0 rpm the time required for the sugarcane bagasse to reach a moisture content of, approximately, 0,05 at dry basis (d.b.), was 274, 154, and 90 min at temperatures of 300, 400 and 500°C, respectively. For the velocities of 3,5 and 5,0 rpm there were no significant differences in the obtained times. With the stationary belt it was found that the time required to reach a moisture content of 0,05 d.b. was approximately 116, 60 and 44 min, at temperatures of 300, 400 and 500°C, respectively. The values obtained for the effective moisture diffusivity ranged from $3,959 \times 10^{-11}$ to $4,012 \times 10^{-10}$ m²/s. Five semiempirical equations were evaluated to represent the thin layer drying. The Midilli model was found to be the most suitable for describing the IR drying kinetics of sugarcane bagasse, presenting the best goodness-of-fit. From the analysis of variance (ANOVA) and the Pareto diagram with significance level of 5%, it was found that the only significant effect was the linear temperature term. The specific energy consumption ranged from 0,062 to 0,147 kWh/g of water. The highest efficiency for the moving belt was 35,93%, at the IV source temperature of 500°C and the conveyor belt speed of 2,0 rpm. Based on the results, the designed dryer was shown to be promising for the drying of sugarcane bagasse.

KEYWORDS: Conveyor belt dryer; Infrared heating; Biomass

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 - Análise elementar para o bagaço de cana-de-açúcar.....	36
Tabela 3.1 – Série de peneiras utilizadas na análise da distribuição granulométrica do bagaço de cana-de-açúcar.	48
Tabela 3.2 – Equações semi-empíricas testadas para descrever a cinética de secagem em camada fina.....	54
Tabela 3.3 – Planejamento experimental com valores codificados e reais das variáveis independentes utilizados na secagem.	57
Tabela 4.1–Distribuição Granulométrica do bagaço de cana-de-açúcar.	60
Tabela 4.2 – Dimensões médias das partículas do bagaço de cana.	61
Tabela 4.3 – Propriedades físicas do bagaço de cana-de-açúcar.	62
Tabela 4.4 – Poder calorífico do bagaço de cana-de-açúcar.	63
Tabela 4.5- Valores de temperatura superficial atingida pelo bagaço de cana ao final do experimento.	68
Tabela 4.6 – Redução da temperatura média do material no secador esteira após cada ciclo câmara IV – ar ambiente.....	70
Tabela 4.7 – Tempo necessário para o bagaço de cana atingir a temperatura superficial de equilíbrio.....	70
Tabela 4.8 – Difusividade de umidade efetiva para as diferentes condições de secagem empregadas.	82
Tabela 4.9 – Análise de Variância (ANOVA) dos fatores, temperatura da fonte e velocidade da esteira, na difusividade efetiva.....	83
Tabela 4.10 - Parâmetros estimados da equação semi-empírica de Lewis e valores dos critérios estatísticos de qualidade de ajuste, em diferentes condições operacionais.	86
Tabela 4.11 - Parâmetros estimados da equação semi-empírica logarítmica e valores dos critérios estatísticos de qualidade de ajuste, em diferentes condições operacionais.	86
Tabela 4.12 - Parâmetros estimados da equação semi-empírica de Page e valores dos critérios estatísticos de qualidade de ajuste, em diferentes condições operacionais.	87

Tabela 4.13 - Parâmetros estimados da equação semi-empírica de secagem de Midilli e valores dos critérios estatísticos de qualidade de ajuste, em diferentes condições operacionais.	87
Tabela 4.14 - Parâmetros estimados da solução simplificada do modelo difusivo e valores dos critérios estatísticos de qualidade de ajuste, em diferentes condições operacionais.	88
Tabela 4.15 – Consumo energético por unidade de massa removida durante o processo de secagem.	90

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 - Estruturada Oferta Interna de Energia.	35
Figura 2.2 - Fibras do bagaço de cana-de-açúcar.	37
Figura 3.1 – Protótipo do secador.....	41
Figura 3.2 – Esteira transportadora.....	42
Figura 3.3 - Resistências infravermelhas do tipo calha plana.	44
Figura 3.4 – Localização das resistências IV cerâmica tipo calha plana.....	44
Figura 3.5 – Secador tipo esteira circular.	46
Figura 3.6 – Bagaço de cana-de-açúcar.....	47
Figura 3.7 – Partícula tipo fibra, predominante nas frações encontradas.....	49
Figura 4.1 – Temperatura em função da tensão para a calibração das resistências IV.	58
Figura 4.2 – Velocidade em função da tensão para a calibração da velocidade da esteira.	59
Figura 4.3 – Distribuição de frequência via análise granulométrica	61
Figura 4.4 – Razão de umidade em função do tempo, para temperaturas da fonte IV 300, 400 e 500°C e velocidade da esteira de 2,0 rpm.....	64
Figura 4.5– Razão de umidade em função do tempo para temperaturas da fonte IV 300, 400 e 500°C e velocidade da esteira de 3,5rpm.	65
Figura 4.6 – Razão de umidade em função do tempo para temperaturas da fonte IV 300, 400 e 500°C e velocidade da esteira de 5,0 rpm.	65
Figura 4.7 – Temperatura superficial do bagaço de cana em função do tempo de secagem, nas diferentes temperaturas da fonte IV para velocidade de esteira de 2 rpm.	67
Figura 4.8 - Temperatura superficial do bagaço de cana em função do tempo de secagem, nas diferentes temperaturas da fonte IV para velocidade de esteira de 3,5 rpm.....	67
Figura 4.9 - Temperatura superficial do bagaço de cana em função do tempo de secagem, nas diferentes temperaturas da fonte IV para velocidade de esteira 5,0 rpm.....	68
Figura 4. 10 - Razão de umidade em função do tempo para temperaturas da fonte 300, 400 e 500°C e velocidade da esteira de 0,0 rpm.	71
Figura 4.11 - Temperatura superficial do bagaço de cana em função do tempo de secagem, nas diferentes temperaturas da fonte IV para velocidade de esteira de 0,0 rpm.....	72

Figura 4.12 - Razão de umidade em função do tempo para velocidades da esteira de 2,0; 3,5; 5,0 e 0,0 rpm e temperatura da fonte de 400°C.	73
Figura 4.13 – Alteração da cor do bagaço de cana para secagem com velocidade da esteira de 2,0 rpm e 0,0 rpm.	74
Figura 4.14 – Taxa de secagem em função da razão de umidade nas diferentes temperaturas fonte IV para velocidade de esteira de 2,0 rpm.	75
Figura 4.15 - Taxa de secagem em função da razão de umidade nas diferentes temperaturas fonte IV para velocidade de esteira de 3,5 rpm.	76
Figura 4.16 - Taxa de secagem em função da razão de umidade nas diferentes temperaturas fonte IV para velocidade de esteira de 5,0 rpm.	76
Figura 4.17 - Taxa de secagem em função da razão de umidade, nas diferentes velocidades de esteira empregadas, para a temperatura da fonte IV de 300°C.....	78
Figura 4.18 - Taxa de secagem em função da razão de umidade, nas diferentes velocidades de esteira empregadas, para a temperatura da fonte IV de 400°C.....	78
Figura 4.19 - Taxa de secagem em função da razão de umidade, nas diferentes velocidades de esteira empregadas, para a temperatura da fonte IV de 500°C.....	79
Figura 4.20 - Taxa de secagem e temperatura superficial do produto em função do tempo, para a temperatura da fonte IV de 400°C na velocidade de 3,5 rpm.....	80
Figura 4.21 – Taxa de secagem e temperatura superficial do produto em função do tempo, para a temperatura da fonte IV de 400°C e velocidade de 0,0 rpm.	81
Figura 4.22 – Diagrama de Pareto.	84
Figura 4.23 – Superfície de resposta para a difusividade efetiva de umidade em função da temperatura da fonte IV e da velocidade da esteira.....	85
Figura 4.24 – Razão de Umidade experimental em função valores previstos pela equação de Midilli, em diferentes condições de temperatura da fonte IV e velocidade da esteira.	89
Figura 4.25 - Eficiência de secagem em função do tempo, com variação da temperatura da fonte IV para velocidade de esteira de 0 rpm.	92
Figura 4.26 - Eficiência de secagem em função do tempo, com variação da temperatura da fonte IV para velocidade de esteira de 2,0 rpm.	92
Figura 4.27 – Eficiência de secagem em função do tempo com variação da temperatura da fonte IV para velocidade de esteira de 3,5 rpm.	93
Figura 4.28 – Eficiência de secagem em função do tempo com variação da temperatura da fonte IV para velocidade de esteira de 5,0 rpm.	93

LISTA DE SÍMBOLOS

a	Largura	m
b	Espessura	m
c_p	Calor específico	kJ/kg°C
CEE	Consumo de energia específico	kWh/g
D_{eff}	Difusividade efetiva de umidade	m ² /s
d_p	Abertura média da peneira	mm
E	Energia	kJ
f	Achatamento da partícula	-
h_{fg}	Calor latente de vaporização da água	kJ/kg
H	Teor de Hidrogênio	-
k	Condutividade	W/m°C
l	Comprimento	m
L	Espessura da amostra	m
m_a	Massa de água evaporada	g
m_{am}	Massa do bagaço de cana	g
M_p	Massa retida em cada peneira	g
n	Número positivo inteiro	-
N	Número de observações	-
P	Potência	kW
PCI	Poder calorífico inferior	kJ/kg

<i>PCS</i>	Poder calorífico superior	kJ/kg
<i>Q_m</i>	Energia necessária para aquecer o material	kW
<i>Q_w</i>	Energia necessária para evaporar a água	kW
<i>R</i>	Resistividade	m°C/W
<i>R²</i>	Coeficiente de determinação	-
<i>RMSE</i>	Erro Quadrático médio	-
<i>T_s</i>	Temperatura superficial do material	°C
<i>t</i>	Tempo	s
<i>v</i>	Velocidade	rpm
<i>V</i>	Voltagem	V
<i>x</i>	Fração de massa retida na peneira	-
<i>X_{b.s.}</i>	Teor de umidade em base seca	-
<i>X_{b.u.}</i>	Teor de umidade em base úmida	-
<i>X_e</i>	Umidade de equilíbrio	-
<i>XR</i>	Razão de umidade	-
<i>χ²</i>	Chi-quadrado reduzido	-
<i>z</i>	Número de parâmetros ajustados	-

SÍMBOLOS GREGOS

<i>α</i>	Difusividade	m ² /s
<i>η</i>	Eficiência Energética	-
<i>η_{sec}</i>	Eficiência de Secagem	-

ρ	Densidade <i>bulk</i>	kg/m ³
--------	-----------------------	-------------------

SUBSCRITO

<i>est</i>	Esteira	-
------------	---------	---

<i>exp</i>	Experimental	-
------------	--------------	---

<i>IV</i>	Infravermelho	-
-----------	---------------	---

<i>pre</i>	Previsto	-
------------	----------	---

SUMÁRIO

1.	INTRODUÇÃO	16
2	REVISÃO DA LITERATURA.....	20
2.1	Projeto de secadores.....	20
2.2	Secador tipo esteira	22
2.2.1	Simulação de secadores tipo esteira	25
2.3	Secagem via Infravermelho	28
2.4	Bagaço de cana-de-açúcar.....	34
3	MATERIAIS E MÉTODOS	39
3.1	Desenvolvimento do secador tipo esteira assistido por aquecimento infravermelho	39
3.1.1	Calibração das resistências infravermelhas	46
3.1.2	Calibração da velocidade da esteira.....	46
3.2	Metodologia experimental	47
3.2.1	Material para a secagem	47
3.2.2	Preparação do bagaço de cana-de-açúcar	47
3.2.3	Caracterização física do bagaço de cana-de-açúcar	48
3.2.4	Propriedades Térmicas	50
3.2.5	Poder calorífico do bagaço de cana-de-açúcar	50
3.2.6	Experimentos de secagem	51
3.2.7	Tratamento e Análise dos dados cinéticos de secagem	52
3.2.8	Análise do consumo energético e eficiência energética	55
3.2.9	Planejamento Experimental.....	57
4	RESULTADOS E DISCUSSÕES	58
4.1	Curvas de Calibração	58
4.1.1	Curva de calibração das resistências infravermelhas	58
4.1.2	Curva de calibração da velocidade da esteira.....	59

4.2	Caracterização dos materiais	60
4.2.1	Análise Granulométrica do bagaço de cana-de-açúcar.....	60
4.2.2	Teor de umidade do bagaço de cana-de-açúcar.....	62
4.2.3	Propriedades térmicas.....	62
4.2.4	Poder calorífico do bagaço de cana-de-açúcar	63
4.3	Cinética de Secagem.....	63
4.4	Taxa de secagem.....	74
4.5	Modelagem matemática das curvas de secagem.....	81
4.5.1	Difusividade efetiva de umidade	81
4.5.2	Avaliação das equações semi-empíricas das curvas de secagem	85
4.6	Consumo de energia específico e Eficiência de secagem.....	89
5	CONCLUSÕES.....	94
6	SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	96
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	97

1. INTRODUÇÃO

A biomassa vem ganhando destaque na geração de energia térmica e/ou elétrica, em substituição aos combustíveis fósseis. Muitos países utilizam-se deste tipo de combustível e das tecnologias consolidadas para a sua queima, gerando calor para aquecimento industrial e/ou energia elétrica, dentre outras aplicações (MANZANO-AGUGLIARO *et al.*, 2013).

O bagaço da cana-de-açúcar, resíduo final da extração do caldo da cana-de-açúcar em usinas e destilarias na produção de álcool etílico e açúcar, é a biomassa mais representativa da matriz energética brasileira. De acordo com o Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento (MAPA), a produção de cana-de-açúcar no ano civil 2015 alcançou 660,5 milhões de toneladas, havendo um aproveitamento em grande escala do bagaço resultante da produção de açúcar e etanol. Em 2015, 11% da energia consumida pelo país veio da utilização do bagaço de cana-de-açúcar (BEN, 2016). Grande parte deste material tem sido utilizada nas próprias usinas para a geração de vapor, e outra parte é utilizada para a geração de energia elétrica.

O bagaço da cana-de-açúcar representa entre 25 e 40% da massa total de material processado para a extração do caldo, dependendo do teor de fibras da cana e da eficiência do processo. Ele mostra grande potencial como fonte sustentável de matéria prima para a combustão e co-combustão com carvão, a produção de gás de síntese por gaseificação, produção de bio-óleo por pirólise e produção de bio-etanol por fermentação (LIU *et al.*, 2013). O resíduo do processamento da cana-de-açúcar pode também ser utilizado para outras finalidades, como por exemplo, para a produção de ração animal, adsorvente, fabricação de cimentos, entre outras.

Para o meio ambiente, entre as vantagens da utilização da energia obtida da biomassa está a redução da emissão de CO₂, o que contribui para o não agravamento do efeito estufa e para reduzir estrategicamente a dependência do uso de petróleo e gás natural. Além disso, evita-se a prática comum dos agricultores de incendiar a palha e o bagaço da cana, que gera poluição e risco de queimadas em vegetações próximas. Há também ganho para a economia, já que se tem uma nova maneira de obtenção de lucro a partir de um material que seria descartado.

No entanto, o bagaço de cana-de-açúcar possui elevado teor de umidade, o que limita sua aplicação como combustível alternativo, devido aos altos custos de

transporte, às dificuldades de armazenamento e à redução da eficiência térmica durante a conversão de energia (ELIAERS *et al.*, 2015). Ademais, um alto teor de umidade na biomassa reduz a temperatura de combustão, causando combustão incompleta e produtos de reação indesejáveis, aumentando a emissão de gases poluentes (GEBREEGZIABHER *et al.*, 2013).

A secagem é, portanto, uma etapa essencial nas tecnologias de conversão térmica de biomassa, atuando como pré-tratamento para os processos de pirólise, gaseificação e combustão, e também para preservar a biomassa em períodos relativamente longos de armazenamento.

Atualmente, encontra-se disponível uma quantidade considerável de secadores. Cerca de 400 tipos de secadores têm sido relatados, considerando que mais de 100 tipos são comumente disponíveis e há ainda o desenvolvimento de novos sistemas de secagem (MUJUMDAR, 2014). O projeto do secador é um problema cada vez mais desafiador, diante do crescente interesse mundial em tecnologias ambientalmente corretas, que envolvam a aplicação de adequados tipos de equipamento, com características de construção e condições operacionais ótimas, que assegurem um menor tempo de secagem e, por conseguinte, um menor consumo de energia do processo, bem como contribuam para a obtenção de produtos de melhor qualidade (KIRANOUDIS e MARKATOS, 2000).

Na secagem da biomassa de cana-de-açúcar são comumente empregados secadores rotativos, secadores de leito fluidizado e secadores pneumáticos. Uma das desvantagens do secador tipo pneumático é o alto consumo de energia elétrica, que está associado à circulação dos gases quentes e à movimentação dos sólidos. Como desvantagem dos secadores rotativos, pode-se citar a baixa eficiência energética, alto investimento, a alta incidência de danos mecânicos ao produto e um custo operacional significativo (SILVA *et al.*, 2016).

As partículas de bagaço de cana, devido a sua natureza fibrosa, ao seu alto teor de umidade e à sua baixa densidade, também apresentam dificuldade para fluidizar, tendendo a ocorrer canais preferenciais em seus leitos. Logo, sistemas facilitadores da circulação destas partículas devem ser empregados, como por exemplo: vibração ou agitação do leito. Os secadores de leito fluidizado possuem também um alto custo operacional, em virtude das grandes quantidades de energia requeridas para fluidizar as partículas, aquecer o ar de secagem e vaporizar a água contida no material.

Logo, a realização de estudos que viabilizem o desenvolvimento e aplicação de tecnologias alternativas para a secagem de biomassa, como aquela proveniente do bagaço de cana, é altamente justificada. Tecnologias estas que permitam conservar e agregar valor ao produto, por meio de secadores de baixo custo de construção e de um processo com menor custo energético.

Dentro desse contexto, propõe-se neste trabalho desenvolver um secador tipo esteira assistido por uma fonte alternativa de energia eletromagnética na região do infravermelho para a secagem de biomassa.

O secador tipo esteira, por apresentar versatilidade para operar com materiais variados em composição, forma e tamanho (MUJUMDAR, 2014), como é o caso de diferentes tipos de biomassa, e flexibilidade para operar com diferentes modos de aquecimento. O aquecimento via radiação infravermelho, por permitir imediato e significativo fornecimento de energia ao produto a ser processado, que alcança rapidamente níveis de temperatura que ativam os mecanismos físicos de secagem. Entre outras vantagens em relação ao aquecimento convectivo estão os altos coeficientes de transferência de calor, os tempos de secagem curtos e os baixos custos de energia (BARZEGAR, 2015).

Uma das limitações dos secadores tipo esteira reside na necessidade de grandes comprimentos de esteira para assegurar um tempo de residência adequado para a secagem do material, o que inviabiliza geralmente o seu uso em escala de bancada de laboratório. Como inovações concernentes à esta técnica, tem-se neste trabalho o uso de uma esteira cíclica e a possibilidade do material ser submetido a módulos de aquecimento distintos, bem como a uma região para o seu arrefecimento, em um secador compacto.

Ademais, a utilização da radiação infravermelho constitui-se numa das alternativas viáveis de tecnologia limpa para a secagem biomassa. Há real necessidade de desenvolvimento de processos de secagem com menor custo energético, empregando tecnologias limpas. No tocante ao estudo da secagem do bagaço de cana em leito esteira assistido por aquecimento IV, há na literatura uma carência de informações básicas, tais como cinética de secagem e avaliação energética do processo.

Diante do exposto, o objetivo geral e os objetivos específicos do presente trabalho são descritos a seguir.

1.1 Objetivo geral

Projetar, construir e montar um secador tipo esteira, assistido por uma fonte de energia eletromagnética na região do infravermelho para a secagem de biomassa de bagaço de cana-de-açúcar.

1.2 Objetivos específicos

- Construir e montar o secador tipo esteira transportadora;
- Efetuar a caracterização física do bagaço de cana-de-açúcar;
- Estudar a secagem de bagaço de cana-de-açúcar;
- Avaliar a influência da temperatura do infravermelho e velocidade da esteira sobre a cinética de secagem do material, e
- Realizar uma análise energética do sistema de secagem.

2 REVISÃO DA LITERATURA

A revisão apresentada neste capítulo enfoca inicialmente o projeto de secadores, sendo em seguida direcionada para o levantamento do estado da arte atinente aos processos de secagem em esteira transportadora e via radiação infravermelho (IV). Por fim, é destacada a importância do bagaço de cana-de-açúcar como biomassa para a geração de energia, bem como é feito um levantamento das técnicas de secagem comumente empregadas como pré-tratamento de biomassa, tendo em vista aumentar a eficiência dos processos de conversão de energia.

2.1 Projeto de secadores

Secadores têm sido desenvolvidos por diferentes técnicas, com o objetivo de melhorar a eficiência do processo de secagem. Mujumdar (2014) afirma que o consumo energético de secadores corresponde de 12 a 25% do gasto total da indústria de países desenvolvidos, sendo, assim, significativo o impacto de desenvolvimento de novas tecnologias nessa área.

O processo de secagem pode ser natural, com baixo custo envolvido, mas depende das condições ambientais, o que pode levar a uma baixa produtividade e a um produto não homogêneo, característica essa exigida em muitos processos. Na secagem artificial, são utilizados vários tipos de secadores, onde o calor de uma fonte externa é aplicado direta ou indiretamente ao produto.

O projeto de novos secadores é um problema desafiador, que visa a avaliação do tipo adequado do secador, visto a grande quantidade possível de configurações (KIRANOUDIS e MARKATOS, 2000). Como qualquer projeto de engenharia, que trata da criação de uma máquina, é necessário que o equipamento funcione bem, com segurança e confiabilidade. É importante estar atento às restrições do projeto, características de construções ideais e condições de operação envolvidas na concepção global do projeto. A metodologia de projetos é essencialmente um exercício de criatividade aplicada, onde muitas soluções possíveis existem. E para chegar a um produto final é necessária a iteração ao longo de todo o processo, isso significa dizer que a solução do problema não é linear. É sempre possível prever melhoras no equipamento, mas é preciso declarar o projeto como “bom suficiente” e executá-lo (NORTON, 2013).

Segundo Scheer (1993), o processo de elaboração de projetos pode ser subdividido da seguinte forma:

- Conceção: Análise de especificações, estudo de variações de soluções e sua avaliação;
- Desenvolvimento: Especificações do conceito de solução, construção de modelos, avaliações de soluções propostas nessa etapa;
- Detalhamento: Representação das partes individuais e avaliações de soluções dos detalhamentos realizados.

O que se observa é que, em toda etapa, sempre há a avaliação de soluções. Para a definição do produto final são necessárias muitas pesquisas, e dificilmente o objetivo final será atingido na primeira tentativa.

Aliado a isso, Kiranoudis e Markatos (2000) também ressaltam que o processo de secagem é complexo, que incluem muitos fenômenos interligados e opostos. Propriedades termofísicas e coeficientes de transporte presentes nos modelos na maioria dos casos são conhecidos de forma imprecisa, que pode levar a erros e imprecisões na aplicação industrial em grande escala.

O desenvolvimento de novos tipos de secadores surge a partir de uma determinada necessidade. Sampaio *et al.* (2007), observando que a secagem do café envolve um alto custo operacional e baixa eficiência energética devido ao fato que normalmente os secadores são projetados para outros grãos e adaptados para a secagem do café, desenvolveram um secador com fluxo de ar reverso e um sistema pneumático para a movimentação dos grãos. Foram realizados testes com três tipos de café e o café seco com esse novo sistema foi considerado como um produto de alta qualidade.

O desenvolvimento de um secador a vácuo com bomba de calor foi realizado por Artnaseaw *et al.* (2010) para a secagem de pimenta. As pimentas normalmente são secas ao sol, porém, como problema, tem-se o branqueamento do produto, o que não é desejado. Outro problema da secagem ao sol é o fato de ser dependente das condições ambientais. Os autores apresentam as vantagens da secagem a vácuo, com o uso da bomba de calor, e da combinação dessas duas formas de secagem e cita que poucos trabalhos foram realizados na área. O efeito de variáveis como temperatura e pressão na qualidade do produto (mudança de cor, porcentagem de encolhimento, entre outros) e no tempo de secagem foi estudado no projeto desse secador.

Arruda *et al.* (2009) compararam o desempenho de um secador rotativo convencional, caracterizado por apresentar um custo operacional elevado, com um

inovador secador do tipo roto-aerado, sob as mesmas condições de operação. Os autores observaram que os tempos de residência para os secadores roto-aerados foram 48% menores (em média) do que aqueles para o rotativo convencional.

Silvério *et al.* (2015) estudaram o desempenho de um secador roto-aerado para a secagem de fertilizantes e o compararam com aqueles de secadores rotativos convencionais, com fluxo concorrente e contracorrente. Os resultados mostraram um desempenho superior do secador roto-aerado em relação aos convencionais, apresentando uma velocidade de secagem até 18 vezes maior, em razão do contato gás-partícula altamente eficaz e dos altos coeficientes de transferência de calor e massa.

Silva *et al.* (2016) investigaram o uso de um roto-aerado para a secagem de resíduos de acerola, gerados como subproduto da indústria de processamento da fruta. O desempenho do secador foi avaliado em termos da taxa de secagem e da qualidade do produto. Os resultados mostraram que secador roto-aerado provou ser uma boa alternativa para a secagem do resíduo de acerola, devido às elevadas taxas de secagem e à preservação da qualidade do produto, contribuindo para sua valorização como suplemento alimentar.

2.2 Secador tipo esteira

Dentre os vários tipos de secadores existentes, tem-se o secador tipo esteira. Mujumdar (2014) afirma que poucas tecnologias de secagem podem igualar a capacidade do secador tipo esteira para lidar com vários tipos de produtos. Produtos variados na composição, forma e tamanho, como cereais, nozes, alimentos para animais, briquetes de carvão, e borracha podem ser secos nesse tipo de secador.

Kiranoudis e Markatos (2000) afirmam que a maioria das pesquisas no projeto de secadores de esteira transportadora foca na avaliação das variáveis estruturais e operacionais para otimizar o custo total anual da planta. Eles afirmam também que com a crescente necessidade de produtos desidratados de alta qualidade, novos critérios são necessários. Um deles é a cor do produto, dos quais os parâmetros do produto seco devem desviar-se o mínimo possível dos produtos naturais.

Conceitualmente, o secador de esteira é simples, mas um inapropriado entendimento do processo de transferência de calor e massa acarretará em problemas,

como no desperdício de energia e na qualidade não uniforme do produto (MUJUMDAR, 2014).

Uma das variáveis envolvidas no projeto desse tipo de secador é a altura do leito. Por exemplo, em um secador de fluxo cruzado, o produto na parte inferior estará em contato com ar a alta temperatura e baixa umidade, enquanto as camadas superiores são expostas ao ar a baixa temperatura e umidade elevada, apresentando assim um gradiente no teor de umidade e temperatura do produto na saída do secador, em diferentes alturas do leito, o que implica que o produto estará submetido a diferentes condições (SCHAMALKO *et al.*, 2007).

Outra variável importante é o comprimento da esteira. Um dos problemas encontrados é que secadores industriais apresentam grandes dimensões. O secador apresentado por Schamalko *et al.*, (2007) apresenta 35 metros de comprimento, 4 metros de largura e 7 metros de altura. O de El-Mesery e Mwithiga (2014) apresentava $3 \times 0,8 \times 1,5$ m de comprimento, largura e altura, respectivamente. Realizar estudos em secadores com grandes dimensões em pequenos laboratórios é inviável, já que nem sempre grandes espaços estarão disponíveis, e o custo de fabricação/manutenção não é barato.

Hebbar *et al.* (2004) desenvolveram um sistema combinando radiação infravermelha e ar quente, para a secagem de cenoura e da batata. Para isso um sistema de secagem com esteira com três câmaras foi utilizado, onde a primeira operava só com o aquecimento infravermelho, a segunda só com convecção a ar quente e a terceira no modo combinado, todos de forma independente. No modo combinado os resultados mostraram uma redução de 48% do tempo de secagem e uma redução do consumo de energia de 63% se comparada com a secagem a ar quente.

A secagem de sementes de *Brachiaria brizantha* foi avaliada num secador tipo esteira por Fumagalli e Freire (2007). Inicialmente, essa prática era realizada com secagem ao ar livre, que apesar de ser muito utilizada, tem problemas com a dependência das condições climáticas. Os atributos de qualidade esperados para o produto foram conteúdo de umidade homogêneo para armazenamento e potencial de germinação preservado para posterior plantio. Uma das vantagens apresentadas na utilização do secador tipo esteira foi o baixo índice de danos mecânicos nas partículas. Além desse secador, os autores também estudaram a secagem do material em leito fixo e leito fluidizado, utilizando o mesmo equipamento. Os comportamentos cinéticos de secagem em leito fixo, em esteira transportadora e em leito fluidizado, apresentados

pelas sementes de *Brachiaria* foram similares, quando submetidas à mesma temperatura de secagem.

Um secador tipo esteira de fluxo cruzado de ar foi utilizado por Schamalko *et al.* (2007), para a secagem de folhas da erva-mate, que é uma das etapas realizadas no seu processamento. Estes secadores tem uma correia perfurada que transporta o produto, enquanto os gases quentes são forçados a passar através do leito a partir da seção inferior. A altura do leito é de, aproximadamente, um metro, assim o teor de umidade e temperatura do produto variam ao longo e através do leito. Os autores colocaram como variáveis, que afetam a taxa de secagem, a velocidade e temperatura do ar, fluxo do sólido (velocidade da esteira), altura e porosidade do leito. Também foi investigada a evolução da temperatura e umidade da erva mate, em diferentes condições operacionais nesse secador, por modelagem da transferência de calor e massa usando o método de diferenças finitas.

El-Mesery e Mwithiga (2014) desenvolveram um secador tipo correia transportadora, com duas câmaras, usando um sistema combinado de aquecimento infravermelho e ar quente que pode ser utilizado na secagem de frutos e vegetais. O sistema foi projetado para operar com radiação infravermelho e ar frio (IV-AF) (2000 w/m^2 , ar a $30 \text{ }^\circ\text{C}$ e velocidade de $0,6 \text{ m/s}$) ou radiação infravermelho e ar quente obtido a partir de um sistema de aquecimento convectivo (IV-AQ) (2000 w/m^2 , ar a 60°C e velocidade de $0,6 \text{ m/s}$) ou convecção a ar quente sem radiação infravermelho (AQ) (ar a 60°C e velocidade de $0,6 \text{ m/s}$). Experimentos foram realizados para a secagem de fatias de maçã sob diferentes configurações, onde foram avaliados os requisitos de qualidade do produto e energia. A secagem ocorreu em um período de taxa decrescente e em nenhum experimento foi observado um período de taxa constante. Na configuração (IV_AQ) a secagem foi 57,5 e 39,1% mais rápida do que nas configurações (IV-AF) e (AQ), respectivamente. O consumo de energia específico foi menor e a eficiência térmica foi superior para a configuração (IV-AQ) quando comparado às duas outras configurações.

Um secador e transportador a correia integrado para biocombustíveis lenhosos com vapor, como meio de transferência de calor, foi estudado por Alamia *et al.* (2015). O projeto do secador apresentado representa uma combinação eficiente de transporte de combustível, equipamento de secagem e sistema de alimentação de combustível.

2.2.1 Simulação de secadores tipo esteira

Muitos trabalhos com o objetivo de analisar o processo de secagem, em secadores tipo esteira, fazem o uso de simulações, para avaliar a influência de determinadas variáveis.

Com o uso do CFD (Fluidodinâmica computacional) o método de volumes finitos foi desenvolvido por Khankari e Patankar (1999) para um modelo bidimensional em estado estacionário para avaliar o desempenho de um secador tipo esteira com duas câmaras. Foram avaliadas as variações do teor de umidade e da temperatura do produto, ao longo da altura do leito e do comprimento da esteira, em três diferentes temperaturas do ar de secagem, além de serem analisados os efeitos da vazão mássica do ar e tempo de residência do produto. Os autores encontraram uma combinação razoável de temperatura do ar e o tempo de residência do produto para alcançar um nível desejado de umidade, sem afetar a capacidade de transferência do secador.

Corazza *et al.* (2003) desenvolveram um modelo transiente para um secador industrial tipo esteira, usado para secagem de gelatina em uma indústria em Maringá/Paraná, que conta com dez câmaras, que podem operar em diferentes temperaturas, e fluxo transversal ao seu leito. O modelo proposto considera o leito de gelatina como um leito poroso, as equações foram obtidas a partir de balanços de massa e de energia para a água presente no ar e no leito poroso, desenvolvidas para apenas uma câmara do secador. Os parâmetros de transferência de massa e de calor foram estimados pelo ajuste do modelo proposto aos dados de uma operação típica obtidos no secador. Os resultados da simulação, nas condições do processo, demonstraram que o modelo foi capaz de representar as principais respostas do processo em tempo real.

A transferência de calor e de massa entre o ar e sementes de soja foi estudada por Lacerda *et al.* (2005) em um secador de leito móvel do tipo contracorrente, com base na aplicação de um modelo de duas fases para o processo de secagem. Os dados experimentais da temperatura e umidade do ar e teor de umidade e temperatura das sementes na saída do secador foram comparados, mostrando uma boa concordância com os resultados previstos pelo modelo.

Souza *et al.* (2005) estudaram a simulação de secadores de leito móvel com fluxo em contracorrente. Entre as vantagens apresentadas pelo modelo utilizado pelos autores está o menor esforço computacional requerido em comparação com aqueles de outros modelos existentes na literatura. Os resultados simulados e experimentais

apresentaram boa concordância, mesmo sem a presença de parâmetros ajustáveis na simulação.

O objetivo do trabalho de Lima *et al.* (2006) foi estudar, de forma teórica e experimental, a secagem de casulos do bicho-da-seda em um secador tipo esteira com fluxos cruzados. Os resultados do modelo matemático para descrever a perda de umidade do produto foram comparados com resultados experimentais obtidos de secadores industriais. Os desvios encontrados entre os dados experimentais e simulados foram considerados satisfatórios, tendo em vista o elevado número de variáveis envolvidas. Quando comparado com o secador industrial localizado no Rio Grande do Norte o erro foi de 7,4% para o teor de umidade do produto na saída do secador e de 0,66% para o secador industrial localizado no Paraná, esses dois apresentam pequenas diferenças na sua operação.

Mirzahoseinkashani e Kasiri (2008) afirmam que os modelos para secagem não são adequadamente precisos, de modo que geralmente há desvios entre os dados experimentais e os resultados numéricos. Na modelagem matemática da secagem de sólidos em um secador tipo esteira com fluxo cruzado foi considerada a influência dos termos transientes do processo e da variação da porosidade do leito e da densidade do produto com o teor de umidade do produto, normalmente negligenciada em trabalhos anteriores encontrados na literatura. O método de volumes finitos foi utilizado para resolver numericamente esse problema. Os resultados do teor de umidade de sementes de milho amarelo, tempo de residência e comprimento da esteira foram analisados. O modelo prevê umidade e temperatura do ar, teor de umidade e temperatura do material ao longo do processo de secagem. Para a validação do modelo os resultados numéricos do teor de umidade médio foram comparados com dados experimentais de secagem em leito fixo do mesmo produto, isso foi possível porque a velocidade da esteira era muito menor do que a velocidade do ar.

Para obter condições de secagem mais favoráveis e assim uma melhor qualidade do produto ao final do processo, Farias *et al.* (2002) realizaram uma modelagem matemática para prever a secagem de sólidos em um secador contínuo tipo esteira e de fluxos cruzados. As equações de conservação de massa e calor foram discretizadas pelo método de volumes finitos. Resultados das distribuições de temperatura e umidade relativa do ar de secagem, e também, da umidade e temperatura do produto ao longo da espessura do leito e do comprimento do secador são apresentados e analisados. Para realizar a validação do modelo são comparados os

resultados numéricos de teor de umidade médio de grão de milho amarelo com dados experimentais reportados na literatura para secagem em leito fixo, utilizando o mesmo argumento apresentado por Mirzahoseinkashani e Kasiri (2008), já que a velocidade da esteira era muito menor do que a velocidade do ar. Em uma das comparações foi encontrado um erro inferior a 1%.

Zhang e You (2013) desenvolveram um modelo numérico para a secagem de linhito em um secador de leito móvel de uma única partícula de linhito. A eficiência da secagem para esse tipo de secador é afetada pela velocidade do gás de secagem, o tamanho da partícula a ser seca, velocidade da esteira e da altura do leito. Esses parâmetros operacionais foram analisados no processo de secagem. A correlação da taxa de secagem de uma única partícula foi avaliada comparando-se os resultados experimentais e os calculados na secagem convectiva de uma única partícula. Os autores concluíram que o modelo desenvolvido podia ser usado para prever as condições de secagem nesse secador.

Uma das etapas para a produção de derivados comerciais a partir das folhas de erva mate é a secagem, já que os processos envolvidos são afetados negativamente pelo elevado teor de umidade. Um dos métodos utilizados para a secagem é o uso secadores tipo correia transportadora de leito profundo. Koop *et al.* (2015) desenvolveram um modelo de duas fases para simular a secagem em leito profundo num secador tipo correia transportadora com fluxo cruzado de única zona, com um conjunto de equações diferenciais parciais obtidas a partir do balanço de massa e energia. O sistema de equações diferenciais resultantes do equacionamento matemático foi resolvido aplicando o método das linhas.

Para validar o modelo, ele foi preliminarmente verificado com base nos resultados experimentais (teor de umidade, umidade absoluta e temperatura nas fases sólidas e fluidas) de um secador estacionário de leito profundo de milho e arroz. Posteriormente, ele foi validado com um grande conjunto de dados experimentais que foram obtidos de um secador tipo correia transportadora não-isotérmico em escala de bancada (dimensões de 0,9 m de comprimento, 0,5 m de largura e 0,05 m de largura), utilizado para secagem de erva mate, objeto do trabalho. Resultados da temperatura do ar e do sólido no topo do leito e teor de umidade médio do modelo ficaram próximos dos resultados experimentais, onde se constatou que o modelo proposto fornece uma real representação da secagem de erva-mate em secador contínuo de camada espessa. Os autores afirmaram ainda que o modelo é útil para fins de otimização de processo e

controle de umidade em plantas de produção de erva mate em escala real, com um grande impacto na economia de energia e padronização dos produtos.

Salemovic *et al.* (2015) apresentaram um modelo matemático para um processo de secagem convectiva de pequenas partículas de batatas movendo-se a baixas velocidades e com fluxo de ar quente em um secador esteira transportadora. O processo de secagem foi analisado em camada fina. O modelo matemático do processo é um sistema de equações diferenciais ordinárias não lineares com coeficientes constantes e uma equação de caráter transcendental, que foi resolvido numericamente. Os resultados encontrados, segundo os autores, podem ser úteis para prever a cinética de secagem da batata e produtos similares, em um secador de correia transportadora.

2.3 Secagem via Infravermelho

A radiação infravermelha (IV) é uma forma de onda eletromagnética transferida a partir de uma fonte de calor, a qual não requer nenhum meio para a sua emissão. A faixa do infravermelho do espectro eletromagnético é no comprimento de onda entre 0,76 e 100 μm (ÇENGEL e GHAJAR, 2012).

O comprimento de onda da radiação depende da natureza e da temperatura da fonte de aquecimento. A radiação infravermelha é, convencionalmente, classificada como: IV próximo (0,76-3 μm), IV médio (3,00-25 μm) e IV distante (25-100 μm) (SANDU, 1986).

O fornecimento de calor para a secagem, através da radiação infravermelha (IV), é um dos métodos cada vez mais populares, mas ainda não comum. As características básicas da radiação infravermelha são a capacidade de transferência de calor elevada, a penetração de calor diretamente no produto, resposta de regulação rápida e boas possibilidades para o controle do processo (SKJOLDEBRAND, 1986).

Na secagem, a radiação incide sobre a superfície do material e penetra-o sendo convertida em calor latente no interior do material. Após o aumento da temperatura do material, a energia recebida na forma de radiação IV interage com a estrutura interna da amostra e é utilizada na forma de calor latente, provocando a evaporação da água contida no seu interior. As tensões decorrentes da migração da água são menores em comparação a outros métodos, pois o aquecimento ocorre de maneira mais uniforme (BOREL, 2014).

No processamento de alimentos, o IV ganhou impulso devido às suas vantagens inerentes em relação ao aquecimento com ar quente. Lechtanska *et al.* (2015) relatam muitos problemas associados com a utilização da secagem convectiva, tais como: a qualidade do produto não uniforme, o tempo de secagem longo, baixa eficiência do processo, e os custos de operação relativamente elevados. Por exemplo, uma das principais desvantagens da secagem convectiva é o elevado consumo de energia, o qual está associado com a necessidade de aquecer o ar, e, em seguida, aquecer o material, ao contrário da radiação infravermelha que fornece energia diretamente para a superfície da amostra e, assim, faz com que o seu aquecimento seja rápido.

Nowak e Lewicki (2004) apresentam como vantagens da radiação infravermelha em relação à convecção os altos coeficientes de transferência de calor, tempos de secagens curtos e baixos custos de energia. A maioria das aplicações de IV dentro da área de alimentos ocorreu durante os anos 1950 e 1970, nos Estados Unidos, na União Soviética e nos países da Europa Oriental. Mais recentemente, trabalhos também foram realizados no Japão, Taiwan e outros países. A maior parte destes trabalhos ainda é de natureza experimental. Embora este tipo de transmissão de calor tenha sido utilizado no passado de maneira complementar a outros tipos de transferência de calor durante a desidratação, secadores IV são agora concebidos para utilizar calor radiante como a fonte primária (WILLIAMS-GARDNER, 1971). Mujumdar (2014) afirma que cerca de 85% dos secadores industriais são do tipo convectivo com ar quente ou gases de combustão como agente de secagem, mostrando que o potencial de sua utilização pode ser muito explorado.

Os produtos alimentares sujeitos à secagem geralmente contêm grandes quantidades de água. Por isso, a absorção da energia infravermelha pela água é uma variável importante, que afeta a cinética de secagem. Geralmente, os materiais sólidos absorvem a radiação infravermelha em uma fina camada superficial. No entanto, materiais porosos úmidos são penetrados por radiação a alguma profundidade e a sua transmissibilidade depende do teor de umidade (LAMPINEN *et al.* 1991)

No aquecimento por radiação IV, o comprimento de onda é determinado pela temperatura do corpo - quanto maior a temperatura, mais curto o comprimento da onda emitida, como determinado pela Lei de deslocamento de Wien. Skjoldebrand (1986) relata que há o interesse nas aplicações industriais envolvendo aquecimento IV com comprimentos de onda próximos (comprimentos de onda em torno de 1 μm) e IV

médios (em torno de 10 μm), uma vez que estes comprimentos de onda permitem atingir temperaturas de trabalho em segundos, além de oferecer transferência rápida de grandes quantidades de energia e excelente controle de processo.

Nowak e Lewicki (2004) constataram que o método de aquecimento por radiação infravermelha é especialmente adequado para secar camadas finas de material com grande superfície exposta à radiação, já que o IV tem uma ação mais superficial e apresenta uma fraca penetração no material.

Dondee *et al.* (2011) destacam como vantagens do emprego da radiação infravermelha próxima à redução do gradiente de umidade e do desenvolvimento de tensões no interior do material conduzindo a alta qualidade do produto. Jaturonglumlert e Kiatsiriroat (2010) relataram que o processo de secagem combinada (convecção e infravermelho distante) exibiu menor tempo de secagem devido aos coeficientes de transferência de calor e massa mais elevados em comparação com a secagem por ar quente.

Wanyo *et al.* (2011) relatam que a combinação de infravermelho com ar quente proporciona o efeito sinérgico, resultando em um processo de secagem eficaz. A vibração molecular é aumentada devido à absorção do calor oriundo da radiação pelo material, tanto na superfície como nas camadas interiores simultaneamente.

Dentre os trabalhos utilizando o IV, Ratti e Mujumdar (1995) realizaram um balanço de energia e massa, onde foi considerado o encolhimento da partícula. Cálculos teóricos mostraram que a secagem por infravermelho intermitente com a fonte de energia de 10 kW/m^2 torna-se equivalente à secagem por convecção em que o coeficiente de transferência de calor seria tão elevado quanto 200 $\text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$.

Afzal *et al.* (1999), secaram cevada em camada fina. Foram comparados dois métodos de secagem, utilizando a combinação radiação infravermelha e convecção e utilizando apenas convecção. Os resultados experimentais mostraram que o uso da radiação infravermelha distante aumentou a taxa de secagem e reduziu, consideravelmente, o consumo de energia, quando comparado com o uso apenas da convecção. Como parâmetros de qualidade foram utilizados a germinação e a densidade *bulk*. A secagem combinada apresentou uma melhora na germinação em relação à secagem apenas convectiva, já para a densidade *bulk*, essa não sofreu influência dos métodos de secagem investigados pelos autores.

O secador utilizado por Nowak e Lewicki (2004) foi projetado para funcionar de modo que a secagem pudesse ser realizada tanto por infravermelho quanto por

convecção. O uso da radiação IV apresentou picos de comprimento de onda de 1,2 μm . Fatias de maçã foram secas por infravermelho e convecção em condições equivalentes. A cinética da secagem infravermelha foi inversamente proporcional tanto para a distância entre os emissores IV e a superfície irradiada, quanto para a velocidade do ar. A comparação entre a secagem infravermelha e a convectiva mostrou que o processo pode ser encurtado em até 50% quando utilizada a radiação infravermelha.

O comportamento da secagem infravermelho em camada fina de resíduos de uva provenientes do processo de produção de vinho, composto de semente e casca, foi experimentalmente investigado por Celma *et al.* (2009) na faixa de temperatura 100-160°C. Constatou-se que a taxa de secagem aumentou com a temperatura, reduzindo assim o tempo total de secagem. Com o aumento da temperatura de secagem desde 100 °C até 160°C, o tempo necessário para reduzir o teor de umidade da amostra de 2,04 para 0,39, em base seca, diminuiu de 60,5 para 21 min. Além disso, utilizando uma regressão não linear em conjunto com uma análise de regressão múltipla, o modelo de Midilli foi o selecionado para descrever os dados da cinética de secagem, em termos da razão de umidade em função do tempo de secagem.

O uso do aquecimento infravermelho para melhorar a segurança microbiana e a eficiência do processamento de amêndoas foi investigado por Yang *et al.* (2010). Amêndoas foram torradas em três diferentes métodos: com infravermelho, com infravermelho e ar quente de modo sequencial e por ar quente. A amostra estava localizada a 35 cm do emissor superior e 38 cm do emissor inferior. Observou-se uma redução do tempo de torrefação quando era utilizada a radiação infravermelha.

Khair *et al.* (2011) tiveram como objetivo estudar a difusividade da umidade na casca de arroz com aquecimento infravermelho seguido de resfriamento, para o projeto de secadores infravermelhos mais eficientes. Para isso foi investigado o efeito de parâmetros como o teor de umidade inicial e espessura do leito. Altas taxas de aquecimento e difusividade de umidade foram alcançadas, os coeficientes de difusividade de umidade encontrados foram muito maiores do que a secagem convectiva, refletindo em uma alta taxa de secagem. Khair *et al.* (2011) verificaram que a penetração do IV pode proporcionar um aquecimento mais uniforme e pode reduzir o gradiente de umidade durante o aquecimento e a secagem.

O efeito de diferentes níveis da potência infravermelha sobre a cinética de secagem de fatias de pêssgo foi investigado por Doymaz (2014). Níveis de potência de 83, 125, 167, 209 W foram utilizados para a secagem de fatias de pêssgo de espessura

de 0,5 cm. Foi observado que a cinética de secagem foi fortemente influenciada pela potência infravermelha. 15 (quinze) modelos semi-empíricos foram utilizados para identificar o mais adequado para a secagem em camada fina. O modelo mais adequado para descrever a cinética de secagem do material foi o de Midilli *et al.*. A difusividade de umidade efetiva variou entre $1,68 \times 10^{-10}$ e $1,68 \times 10^{-9}$ m²/s, calculados usando a segunda lei de Fick.

Cozimento e secagem são os passos mais importantes na produção do triguilho. Savas e Basman (2016) estudaram a secagem via infravermelho desse produto. As amostras foram preparadas e secas usando potências de 525, 666, 814 W, durante 3,5 h, 2,17 h e 1,33 h, respectivamente. Foram encontrados bons resultados com a secagem infravermelha, reduzindo o tempo de secagem sem causar qualquer deterioração na qualidade do produto.

Jujubas (*Zizyphus jujuba* Miller) apresentam um amadurecimento rápido após a colheita e não podem ser armazenadas por mais de dez dias em condições-ambiente (ZOZIO *et al.*, 2014). Com essa problemática Chen *et al.* (2015) compararam em termos da cinética de secagem e atributos de qualidade do produto (cor, Vitamina C, entre outros) a secagem de jujubas com ar quente e via radiação infravermelha em comprimentos de onda próximo e médio. As temperaturas de secagem foram de 60, 70, 80 e 90°C. Ambos os processos ocorreram em taxa decrescente, e o tempo de secagem utilizando radiação infravermelha foi entre 33~83% do tempo da secagem com ar quente. Melhores parâmetros de qualidade do produto também foram encontrados com o uso da radiação infravermelho, além desse apresentar uma maior eficiência na secagem.

Usando radiação IV distante, Ning *et al.* (2015) estudaram as características de secagem e atributos de qualidade de ginseng vermelha e efetuaram uma comparação com os métodos que, normalmente, são utilizados: a secagem ao sol e a ar quente. A secagem ao sol tem como desvantagem ser dependente das condições climáticas e ter um elevado potencial de deterioração do produto. Já a secagem a ar quente, quando os materiais são expostos durante longos períodos, as suas superfícies endurecem e encolhem consideravelmente, o que afeta fatores como textura (LEE *et al.* 2000).

Os testes foram conduzidos em dois estágios: a alta temperatura durante 24 h e a baixa temperatura até o conteúdo de umidade em base úmida ser de $13 \pm 0,5\%$. A secagem em alta temperatura foi realizada em três temperaturas, a 60, 65 e 70°C. Já em baixa temperatura foi realizado nas temperaturas de 45 e 50°C. Foi analisada a taxa de

secagem, consumo de energia, alterações da cor e conteúdo de saponina. Os resultados mostraram que a secagem infravermelha distante apresentou uma maior taxa de secagem e um menor consumo de energia, em comparação com a secagem convectiva, fornecendo um produto com maior teor de saponina e menor alteração de cor. A secagem ao sol resultou num produto de boa qualidade de secagem, mas a eficiência do processo foi muito baixa e o tempo de secagem foi muito mais longo.

A secagem de pimenta verde (produto que apresenta uma deterioração relativamente rápida, que causa perdas significativas deste produto durante armazenamento) foi realizada combinando convecção, micro-ondas e radiação infravermelha. Lechtanska *et al.* (2015) analisaram cinco diferentes combinações e comparou com a secagem convectiva pura, que serviu como referência para as análises. Em termos da cinética da secagem, consumo de energia e qualidade do produto, os experimentos mostraram que a secagem combinada assistida com micro-ondas e/ou radiação infravermelho reduziu significativamente o tempo de secagem, preservando melhor o conteúdo de Vitamina C, melhorando a cor do produto e reduzindo o consumo de energia, quando comparada com a secagem puramente convectiva.

Aktas *et al.* (2016) fizeram um estudo experimental com o objetivo de desenvolver um secador do tipo bomba de calor e do tipo infravermelho, além de analisar a cinética de secagem de pão amanhecido cortado com 15 mm de espessura. Quando esses dois tipos de secadores foram comparados observou-se uma redução de 69% em termos de tempo de secagem e de 43,2% no consumo de energia ao se empregar o secador infravermelho.

A cinética da secagem de folhas de hortelã foi estudada por Ashtiani (2017), que comparou dois métodos de secagem: a secagem IV e a secagem convectiva. Temperaturas de 30, 40, 50°C e velocidades de ar de 0,5, 1,0 e 1,5 m/s foram utilizadas para a secagem a ar quente. E para a secagem infravermelho três níveis de intensidade 1500, 3000, 4500 W/m² foram empregadas, com distâncias entre o emissor e a amostra de 10, 15 e 20 cm e velocidades do ar de 0,5, 1,0 e 1,5 m/s. A menor difusividade efetiva de umidade ocorreu durante a secagem a ar quente a 30°C com velocidade do ar de 0,5 m/s e o maior valor de difusividade foi encontrado na secagem por infravermelho a 4500 W/m², com o fluxo de ar a 0,5 m/s e distância emissor-amostra de 10 cm.

Adak *et al.* (2017) avaliaram a influência da potência da fonte infravermelha, temperatura e velocidade do ar sobre a secagem de morango. O tempo de secagem

decreceu com o aumento da potência infravermelha, temperatura e velocidade do ar. Também foi avaliada a influência dessas variáveis no teor fenóis totais e antocianina.

Aktas *et al.* (2017) desenvolveram um sistema híbrido para a secagem, o qual consistiu de um secador tipo bomba de calor assistido por aquecimento infravermelho, onde foram determinadas a eficiência energética e exergética do secador e analisada a cinética de secagem de cenoura ralada. As amostras foram secas em temperaturas de 45 e 50°C e velocidade do ar de 0,5 m/s. A eficiência energética variou entre 5,3 e 50% e a eficiência exergética entre 31,6 e 66,8%.

Ozdemir *et al.* (2017) avaliaram o desempenho da secagem de fatias de kiwi, combinando convecção e radiação infravermelha, com um mecanismo de recuperação de calor, em diferentes temperaturas (40, 45, 50 e 55°C), e com ar a uma velocidade de 0,5 m/s, em termos do consumo de energia e da cinética de secagem, com o uso de redes neurais. A eficiência energética ficou entre 2,85 e 32,17% e o tempo de secagem diminuiu 51% quando a temperatura aumentou de 40 para 55 °C.

Torki-Harchegani *et al.* (2016) estudaram os parâmetros de transferência de massa e atributos de qualidade na desidratação de açafão, em diferentes temperaturas, entre 60 e 110°C. A difusividade de umidade efetiva e o coeficiente de transferência de massa convectivo foram determinados pelo modelo de Dincer e Dost, respectivamente.

2.4 Bagaço de cana-de-açúcar

A Agência Nacional de Energia Elétrica – ANEEL considera que o recurso de maior potencial para geração de energia elétrica no país, com relação ao aproveitamento das biomassas, é o bagaço de cana-de-açúcar. A alta produtividade alcançada pela lavoura canavieira e os ganhos decorrentes nos processos de transformação da biomassa sucroalcooleira, acarretam em enorme quantidade de matéria orgânica sob a forma de bagaço nas usinas e destilarias de cana-de-açúcar, que atendem a grandes centros de consumo dos estados das regiões sul e sudeste.

No século XXI, tem-se observado o crescimento por fontes alternativas de energia para a substituição do petróleo. Essas fontes alternativas baseiam-se em uma economia sustentável com recursos renováveis. A biomassa é considerada uma fonte alternativa de energia, consistindo em material orgânico de origem vegetal ou animal. Um histórico de programas de utilização de biomassa como fonte de energia no Brasil pode ser observado desde a década de 70. Em 1975, o Governo Federal através do

Ministério de Minas e Energia lançou o programa Pró-Álcool, seguido em 1978 pelo programa Pró-Óleo, que em 2002 viria a se tornar o programa Biodiesel (SILVA *et al.*, 2007).

Algumas vantagens podem ser destacadas na utilização da biomassa se comparada com a energia fóssil (SAIÃO, 2009): neutralidade na emissão de CO₂, desenvolvimento local de novos postos de trabalhos, diminuição na emissão de poluentes, pelo baixo teor de enxofre, e continuidade de fornecimento devido à multiplicidade de fontes. Algumas desvantagens é apresentar baixa conversão energética em relação ao Petróleo que para se atingir a mesma quantidade de energia necessita-se de 4,5 vezes mais peso e 12,5 vezes mais volume.

Dentre a biomassa vegetal, os resíduos agrícolas se destacam, apresentando um alto potencial energético (VIEIRA, 2012). O bagaço de cana-de-açúcar é usado para gerar vapor e eletricidade para uso dentro da própria usina, onde o excedente dessa produção de energia elétrica pode ser exportado. Com o potencial energético da biomassa de cana-de-açúcar e com as crescentes preocupações globais sobre a insegurança energética resultantes do esgotamento dos recursos de energia fóssil, e além da questão ambiental, uma atenção especial tem sido dada à bioenergia como uma opção viável para o desenvolvimento sustentável (NGUYEN *et al.*, 2009). Referente à oferta de energia no País, tem-se, em 2015, que 16,9% são de derivados da cana, como mostra a Figura 2.1 (BEN, 2016).

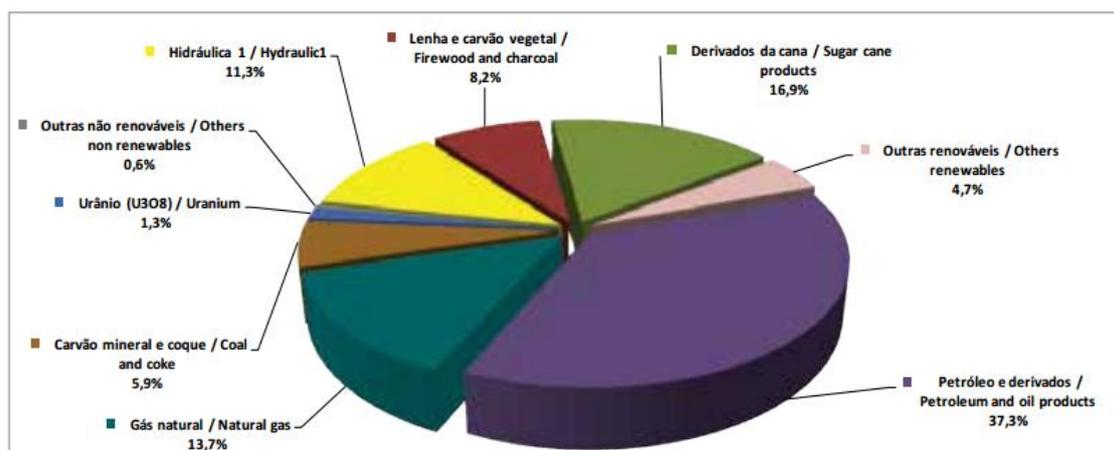


Figura 2.1 - Estrutura da Oferta Interna de Energia.

Fonte: BEN, 2016.

A cana-de-açúcar (*Saccharum Officinarum*) é uma gramínea originária do sudeste asiático, e introduzida no Brasil pelos portugueses no início do século XVI, sendo hoje muito cultivada em regiões tropicais e subtropicais do país (ROSILLO-CALLE *et al.*, 2005). É uma planta da família Poaceae, representada pelo milho, sorgo, arroz e outras gramas. Estruturalmente, a cana consiste de vários tipos de tecidos, tais como o córtex (casca), tecido parenquimatoso e hastes fibrovasculares.

Entre os principais subprodutos, derivados da moagem da cana-de-açúcar, estão o caldo (garapa) e o bagaço. A partir do caldo podem ser produzidos alimentos e rações, enquanto que com o bagaço, pode ser usado como fonte de fibras e empregado para a geração de energia em usinas por meio de sua queima (CIB, 2017).

O bagaço da cana-de-açúcar é um resíduo fibroso proveniente da moagem da cana. Após a extração do caldo de cana, é constituído de 46% de fibra, 50% de água e 4% de sólidos dissolvidos (SOSA-ARNAO e NEBRA, 2009). A composição do bagaço varia de acordo com o clima e solo da região de cultivo, tipo de colheita, entre outros fatores. O bagaço apresenta-se como um material ligninocelulósico composto por lignina, celulose, hemicelulose, bem como umidade e cinzas.

A análise elementar do bagaço de cana-de-açúcar é apresentada na Tabela 2.1, de acordo com o resultado de Santos (2011).

Tabela 2.1 - Análise elementar para o bagaço de cana-de-açúcar.

Elemento	Percentual de sólido seco
Carbono (C)	43,60
Hidrogênio (H)	5,52
Oxigênio (O)	45,56
Nitrogênio (N)	0,25
Enxofre (S)	0,07
Cinzas	5,02

Fonte: SANTOS, 2011.

Barbosa (1992) afirma que a o bagaço de cana resultante da extração do açúcar por difusão apresenta elevado conteúdo de água, acima de 70% em base úmida. Erlich *et al.* (2005) afirmam que o teor de umidade inicial do bagaço de cana-de-açúcar se encontra normalmente em torno de 50%, quando depositado no final do processo da produção de álcool e açúcar nas usinas.

O bagaço de cana-de-açúcar é caracterizado, fisicamente, por apresentar partículas caracterizadas como fibra, Figura 2.2, e pó. As fibras correspondem às partículas com formato próximo a de um prisma elíptico e o pó apresenta-se como

partículas extremamente irregulares com formato semelhante a um disco ou a uma esfera (SOSA-ARNAO, 2008).

Para o aumento do potencial energético do bagaço pode ser utilizada a secagem. O bagaço seco apresenta um alto poder calorífico, em torno de 19,27 MJ/kg. O poder calorífico é o parâmetro que define a quantidade de energia térmica liberada quando uma quantidade unitária de combustível à temperatura ambiente é completamente queimada e os produtos da combustão são resfriados até a temperatura ambiente. O poder calorífico de biomassas lignocelulósicas é influenciado pela umidade, lignina e extrativos de sua composição química.

Com a redução da umidade, também há a redução do volume dos gases de saída da caldeira e a redução do vapor d'água nos gases de combustão, resultando em maiores temperaturas de combustão e uma melhora na eficiência da caldeira (SOZA-ARNÃO, 2008). O bagaço com alto conteúdo de umidade requer grandes excessos de ar que proporciona a perda de calor sensível através dos gases da chaminé.

Observa-se que a combustão direta do bagaço da cana torna o processo muito ineficiente, devido ao elevado conteúdo de umidade inicial e da baixa densidade do resíduo a ser queimado. O alto teor de umidade pode levar a uma ignição pobre e a redução da temperatura da combustão afetando a eficiência da mesma (WERTHER *et al.*, 2000 apud HELLWIG, 1985). A secagem do bagaço de cana também proporciona vantagens no manuseio, transporte e armazenamento.



Figura 2.2 - Fibras do bagaço de cana-de-açúcar.

Sosa-Arnão *et al.* (2006) fizeram um resumo dos principais métodos de secagem de bagaço de cana-de-açúcar. É possível identificar que os principais tipos de secadores utilizados são o pneumático e o rotativo. Muitos dessas secagens acontecem

com o aproveitamento dos gases de exaustão da chaminé, cuja faixa de temperatura é entre 200 e 300°C, que proporciona uma redução da perda de calor através desses gases. Esses gases de exaustão poderiam ser utilizados para diversas finalidades, como num pré-aquecedor de ar, porém, para o processo, é mais eficiente ser utilizado na secagem de bagaço cana.

Uma das desvantagens do secador tipo pneumático é o alto consumo de energia elétrica, que está associado a circulação dos gases quentes e movimentação dos sólidos. Como desvantagens dos secadores tipo rotativo, pode-se citar a baixa eficiência energética, o alto custo de investimento, a alta incidência de danos mecânicos ao produto e o custo operacional significativo (SILVA *et al.*, 2016)

A secagem do bagaço de cana também pode ser realizada em leito fluidizado, porém alguns problemas também podem ser identificados durante a sua operação. O bagaço de cana possui um comportamento altamente coesivo, isso ocorre devido à umidade e sua alta área específica, com tendência de formação de canais preferenciais, o que dificulta a fluidização das partículas.

3 MATERIAIS E MÉTODOS

Neste capítulo serão apresentados os detalhes da construção do equipamento, materiais utilizados e a metodologia para a caracterização dos materiais e ensaios de secagem, destacando como os parâmetros de interesse foram obtidos e como ocorreu o tratamento e a análise dos dados.

Os estudos foram realizados no Laboratório de Fenômenos de Transporte em Sistemas Particulados do Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal de Sergipe.

3.1 Desenvolvimento do secador tipo esteira assistido por aquecimento infravermelho

A primeira parte do projeto consistiu em desenvolver um protótipo de um secador esteira assistido por aquecimento infravermelho. As vantagens de um secador tipo esteira é que, à medida que o produto é transportado, característica presente em diversos processos industriais, ele também pode ser seco. Mais recentemente, diversos trabalhos da literatura estão investigando as vantagens do uso da radiação infravermelho na secagem. Porém, há poucos trabalhos na literatura sobre o projeto, funcionamento e características operacionais sobre secadores tipo esteira assistidos por aquecimento infravermelho. Pelo potencial identificado, foi desenvolvido o projeto de um novo secador.

Foi utilizada a metodologia de projeto proposta por Norton (2013), cujas principais etapas encontram-se descritas no Quadro 3.1. Os seguintes parâmetros foram definidos:

- Estrutura do secador: Geometria e dimensões do secador.
- Sistema motriz das esteiras: Velocidade de operação da esteira e o seu controle;
- Disposição do sistema de aquecimento IV;
- Sistema de alimentação;
- Instrumentação.

Após a construção, montagem e instrumentação do protótipo do secador foram realizados ensaios de secagem e a análise de desempenho do secador.

Quadro 3.1 – Etapas para o desenvolvimento do secador

Identificação de Necessidades	Desenvolvimento de um secador tipo esteira, devido a sua versatilidade.
Pesquisa de suporte	Pesquisou-se configurações típicas, apresentadas na revisão de literatura.
Definição de objetivos	Ser versátil, compacto e de baixo custo de fabricação.
Especificações de tarefas	Secagem de biomassa de bagaço de cana-de-açúcar com o uso de radiação IV.
Síntese	Buscou-se tantas alternativas de projeto quanto possíveis, geralmente sem considerar (nesta etapa) seu valor ou qualidade. Foi a etapa de concepção e invenção, na qual foi gerado o maior número possível de soluções criativas.
Análise	Analisadas as possíveis soluções da etapa anterior e aceitas, rejeitadas ou modificadas.
Seleção	A solução mais promissora foi selecionada.
Projeto detalhado	O projeto detalhado foi realizado, todas as ‘pontas foram atadas’, todos os croquis de engenharia feitos, fornecedores identificados, especificações de fabricação definidas.
Protótipo e teste	Construção real do equipamento foi realizada, o primeiro protótipo, e ensaios experimentais realizados.

Fonte: Adaptada de NORTON, 2013.

Secadores esteiras apresentam um funcionamento contínuo. Em aplicações industriais apresentam grandes comprimentos, de modo que, realizar ensaios em laboratórios em escala real desse equipamento se torna inviável. Por outro lado, se a dimensão do secador for reduzida é possível que o tempo de residência do produto não seja suficiente para a secagem do produto, para o mesmo atingir o teor de umidade desejado.

Uma solução para esse problema seria garantir que a velocidade do motor de acionamento da esteira fosse baixa o suficiente, para garantir o tempo de residência necessário, mas não são todos os tipos de motores que conseguem operar nessa condição, e o que também pode implicar em altos custos de aquisição.

A solução adotada foi a construção de um secador tipo esteira circular. Secadores de grandes dimensões poderiam ser reproduzidos nesse secador compacto, pois, uma vez inserido na esteira, o produto pode ser submetido a quantos ciclos forem necessários, até atingir o teor de umidade final previsto no projeto. Um ciclo consiste em o produto realizar uma volta completa, 360 graus, na esteira.

O desenho do protótipo feito no programa SolidWorks®, pode ser visualizado na Figura 3.1. O secador possui dimensões, aproximadas, de 1,0 m x 1,0 m x 1,2 m de

largura, comprimento e altura, respectivamente. Essa altura foi adotada pensando-se na ergonomia do operador durante a realização de experimentos.

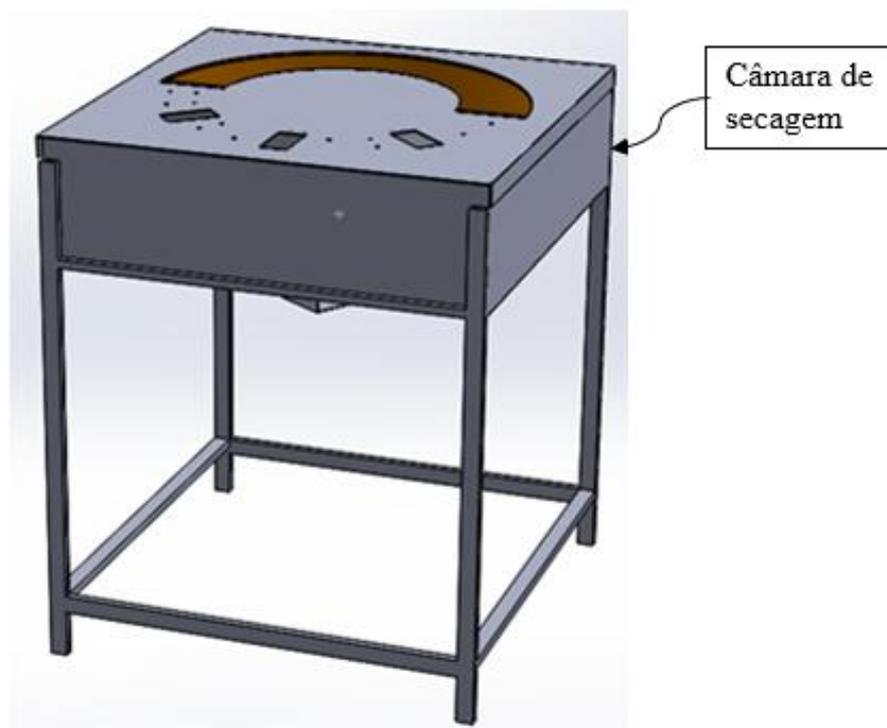


Figura 3.1 – Protótipo do secador.

Devido à presença de umidade e às altas temperaturas a que o secador é submetido durante os experimentos de secagem, e devido ao fato de ter sido utilizado aço 1020 galvanizado, todo o equipamento foi pintado com tinta resistente a altas temperaturas, para evitar problemas de corrosão, já que a utilização de aço inoxidável para sua fabricação acarretaria em um maior custo de construção.

Foi necessário garantir que para cada condição de operação, a velocidade linear da esteira fosse constante e baixa. Uma categoria de motores que atende esta exigência são os de corrente alternada. Nesse tipo de motor, quanto maior o número de polos, menores velocidades são obtidas, mas o custo de aquisição se torna maior. Por exemplo, para um motor de 6 polos e 60 Hz, a rotação síncrona será de 1200 rpm, que é muito maior do que a velocidade desejada nesse projeto. Podia ainda ser utilizado um sistema de redução mecânica com o uso de engrenagens, porém, para essa condição, o sistema seria muito robusto, tornando sua construção inviável. Além disso, a operação em baixas velocidades não é recomendada para esse tipo de motor.

No secador proposto por Holanda (2007), a velocidade utilizada foi de $1,33 \times 10^{-3} \text{ m/s}$. Como no seu projeto ele não encontrou um motor que atendesse às suas necessidades, o sistema de acionamento foi idealizado e construído pelo autor na sua tese de doutorado. O motor usa um solenoide para puxar a esteira em intervalos de tempo iguais, a cada três segundos, que é quando é fornecido um pulso ao solenoide, que provoca um deslocamento de 4 mm. Ao analisar essa condição é possível concluir que o funcionamento da esteira não é contínuo, já que funciona por pulsos, apesar do intervalo entre os pulsos ser pequeno.

Outra possibilidade é a utilização de motores de corrente contínua. Siemens (2005) apresenta como vantagens desse motor operar em ciclo contínuo, mesmo em baixas rotações, ampla faixa de variação de velocidade, precisão e facilidade em controle de velocidade a partir da variação da tensão de alimentação, além de confiabilidade e facilidade de operação. Por essas razões, esse tipo de motor foi selecionado para o sistema motriz da esteira.

O eixo da esteira está acoplado ao motor de corrente contínua, por meio de um conjunto de engrenagens, que promoverá a rotação da estrutura, aqui denominada esteira transportadora, Figura 3.2, que está localizada no interior da câmara de secagem ilustrada na Figura 3.1. É sobre a esteira transportadora que o produto a ser seco é depositado.

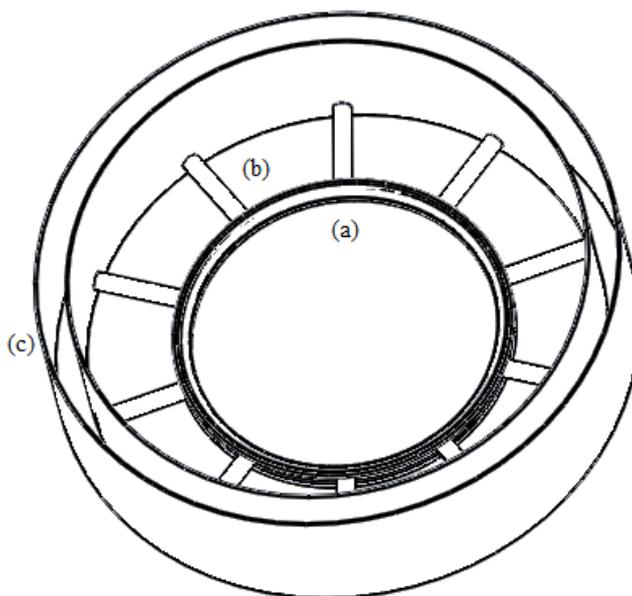


Figura 3.2 – Esteira transportadora.

O componente “a”, da esteira transportadora, corresponde ao aro interno da estrutura. Por facilidade de construção, foi utilizado um aro 26 de bicicleta e aproveitado o seu próprio cubo para acoplar o eixo do sistema motriz. Entre o aro interno e o aro externo da estrutura da esteira transportadora há o componente “b” que são os rolos, que tem comprimento, aproximado, de 15 cm. É sobre os rolos que o produto a ser seco é transportado.

Por fim, o componente “c” representa o aro externo da esteira transportadora. Para sua fabricação foram utilizadas chapas de aço. A altura dessa estrutura é de 25 cm, cujo propósito é permitir diferentes condições de ensaio, com diferentes distâncias entre o emissor IV e o produto. Para o secador utilizado por Chen *et al.* (2015), essa distância foi de 11cm. Ashtiani (2017) utilizou distâncias entre o emissor IV e a amostra de 10, 15 e 20 cm. Nesse trabalho essa distância foi fixada em 18 cm.

É possível observar que nesse aro externo há a presença de duas chapas. Isso se deve ao fato que entre elas foi colocado um isolante térmico para evitar a perda de calor para o meio externo, e assim melhorar a eficiência no processo de secagem. Na escolha do isolante térmico algumas características que devem ser consideradas: a temperatura de operação, incombustibilidade e ser quimicamente inerte.

Foi selecionada a lã de vidro, por ser considerado um dos melhores isolantes, apresentar um baixo coeficiente de condutividade térmica, suportar temperaturas de até 450°C, e aliado à escolha da espessura adequada, apresentar bom coeficiente de resistência térmica, devido ao fato do ar ficar imobilizado entre suas inúmeras tramas.

As resistências IV selecionadas são do tipo cerâmico, com calha plana, como mostrada na Figura 3.3. No mercado brasileiro há disponível alguns fabricantes de resistência infravermelha, porém a maioria não dispõe de maiores informações técnicas sobre a mesma.

As resistências IV selecionadas apresentam 120 mm x 60 mm de comprimento e largura, respectivamente, e a sua fixação é por parafusos, o que permite regular a distância entre essa e o produto.

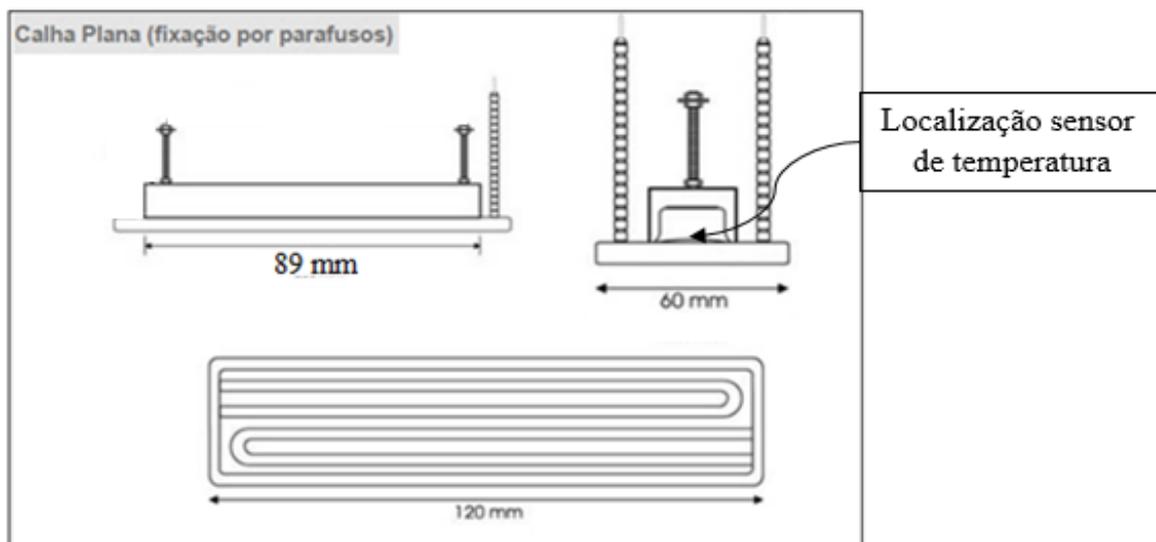


Figura 3.3 - Resistências infravermelhas do tipo calha plana.

Fonte: Corel resistências elétricas, 2016.

Cada resistência IV apresenta um sensor de temperatura tipo K, localizado na sua superfície. Elas foram fixadas nos locais mostrados na Figura 3.4.

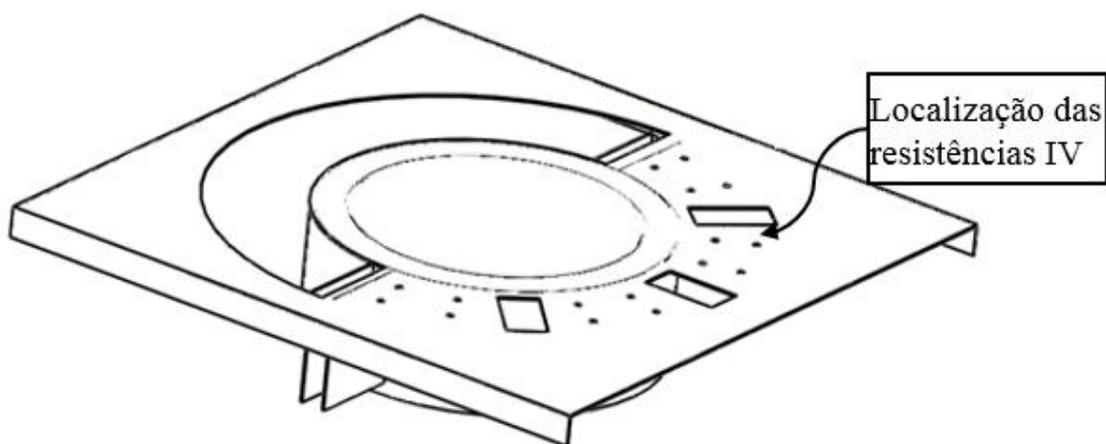


Figura 3.4 – Localização das resistências IV cerâmica tipo calha plana.

As características técnicas das resistências IV foram obtidas do fabricante Corel Resistências, e são mostradas no Quadro 3.2.

Quadro 3.2 – Características técnicas da resistência IV.

Potência (W)	240 mm 120 mm	150 (W)	250 (W) 125 (W)	400 (W) 200 (W)	650 (W) 325 (W)	1000 (W) 500 (W)
Potência por m ² superfície de radiação (kW)		7,2	12	19,2	31,2	48
Média temperatura de superfície dos elementos em plano vertical (°C)		320	400	500	620	730
Máxima temperatura de superfície nos elementos (°C)		420	550	600	670	750
Comprimento de onda principal (µm)		5,2	4,3	3,7	3,3	2,8
Faixa de variação de comprimento de onda (µm)		2,8 11	2,2 9,8	2,0 8,5	1,8 7,7	1,3 6,0
Gradiente de aquecimento (°C/min.)		25	43	69	99	161
Tempo de resfriamento dos elementos (min.)		8	11	13	14	16
Temperatura nos materiais (°C)		85	125	175	245	350

Fonte: Corel Resistências Elétricas, 2016.

Um parâmetro para a seleção das resistências IV é a sua potência, para as resistências de 120 mm a potência varia de 125W até 500 W. Dependendo da potência selecionada, as características de operação são modificadas, como o comprimento de onda principal. Quanto maior a potência menor o comprimento de onda principal, o que implica em uma maior temperatura da superfície dos elementos.

Os emissores de infravermelho, que emitem radiações com comprimentos de onda médio e distante, entre 2,4 a 7 µm, foram encontrados por Sandu (1986), adequados para a secagem de produtos agrícolas e alimentícios. Sakai e Hanzawa (1994) afirmaram que os principais componentes dos produtos alimentares, isto é, água e compostos orgânicos, tais como proteínas e amidos, absorvem a energia da radiação no infravermelho em comprimentos de onda superiores a 2,5 µm.

Assim, a potência nominal da resistência IV selecionada foi de 325 W, cujo comprimento de onda principal é de 3,3 µm, e a faixa de variação é de 1,8 a 7,7 µm. Foi utilizado um total de 5 (cinco) resistências infravermelhas.

Além do módulo de secagem com o uso da radiação infravermelha, o aparato permite a instalação de um módulo de convecção a ar quente. Porém, durante os testes realizados não foi possível garantir uma distribuição homogênea do ar sobre o produto a ser seco, possivelmente devido à baixa capacidade do soprador utilizado nos testes.

Para a montagem desse secador, incluído compra dos componentes e fabricação, foi gasto aproximadamente R\$ 7.000,00. No secador desenvolvido por Holanda (2007) esse custo foi em torno de R\$ 33.000,00 (cotação do dólar de R\$3,30 em 06/07/2017).

O equipamento, após a sua construção, pode ser observado na Figura 3.5.

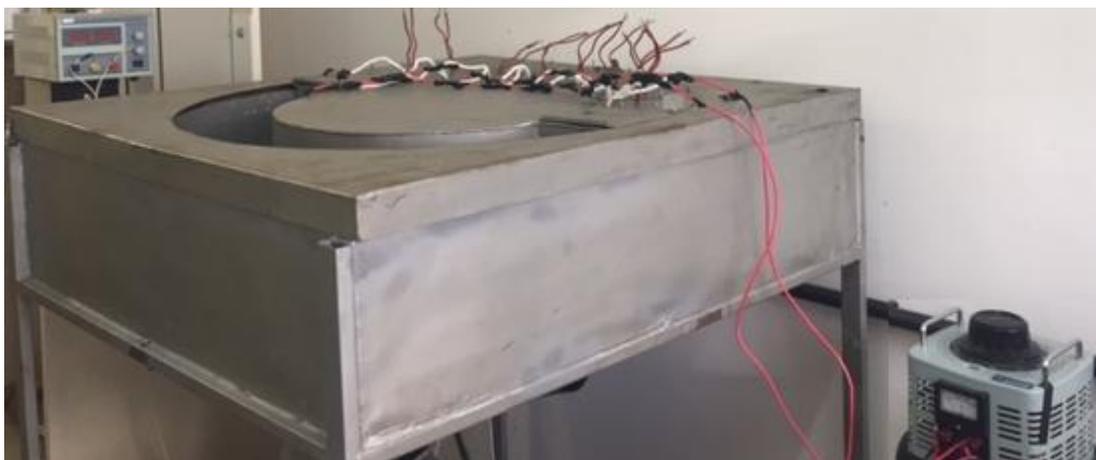


Figura 3.5 – Secador tipo esteira circular.

3.1.1 Calibração das resistências infravermelhas

Para determinar a temperatura da fonte IV, foi realizado o processo de calibração. Para isso, a tensão de alimentação das resistências IV foi variada, a partir do regulador de voltagem (Marca Politerm, Modelo TDGC₂-3kVA), num intervalo de 30 a 180 V, com a tensão sendo monitorada por meio de um multímetro digital (Marca Minipa, modelo ET-3200A). Para cada tensão foram obtidos os valores da temperatura da fonte IV, medida por meio de um termopar tipo K, e monitorada por meio de um display digital (Novus, N320, 1°C). Dessa forma, foi possível a construção da curva de calibração por meio dos dados de temperatura da fonte IV versus tensão. O ajuste destes dados forneceu a equação de calibração.

3.1.2 Calibração da velocidade da esteira

A fim de determinar a velocidade da esteira, foi realizado o processo de calibração. Para isso, a tensão de alimentação do motor do sistema motriz da esteira foi

variada, a partir do fornecedor de potência, (Marca LongWei, Modelo LW- 3020KD), num intervalo de 2,8 a 6,5 V, com a tensão sendo monitorada por meio do próprio equipamento. Para cada tensão foram obtidos valores do tempo necessário para a esteira completar um ciclo, por meio de cronômetro, procedimento realizado em triplicata. Em seguida, os dados obtidos para a velocidade da esteira foram convertidos em rpm. Dessa forma, foi possível a construção da curva de calibração por meio dos dados de velocidade da esteira versus tensão. O ajuste dos dados forneceu a equação de calibração.

3.2 Metodologia experimental

3.2.1 Material para a secagem

O material utilizado nesse trabalho consistiu de bagaço de cana-de-açúcar, obtido em feiras livres, proveniente do processo de extração do caldo. A Figura 3.6 ilustra o aspecto físico do material particulado utilizado.



Figura 3.6 – Bagaço de cana-de-açúcar.

3.2.2 Preparação do bagaço de cana-de-açúcar

Após a coleta do bagaço, esse foi para o processo de moagem, utilizando uma ensiladeira. Após a trituração, foi realizado o peneiramento para a retirada do material mais grosseiro. No Laboratório de Fenômenos de Transporte da Universidade Federal de Sergipe, o material foi submetido a uma nova etapa de peneiramento, para a sua classificação granulométrica.

O material foi então acondicionado em sacos hermeticamente fechados e armazenado em refrigerador até sua utilização nos ensaios de caracterização física e de secagem propriamente dita.

3.2.3 Caracterização física do bagaço de cana-de-açúcar

Para determinar a distribuição de tamanhos de partículas da amostra de bagaço de cana utilizada neste trabalho, utilizou-se o método do peneiramento, proposto por Howard (1989). Neste método, um conjunto de peneiras padronizadas, dispostas verticalmente, da série Tyler, com as aberturas descritas na Tabela 3.1, foi utilizado.

Tabela 3.1 – Série de peneiras utilizadas na análise da distribuição granulométrica do bagaço de cana-de-açúcar.

Tyler (mesh)	Abertura (mm)
4	4,75
6	3,35
9	2,00
12	1,40

A distribuição mássica de uma amostra de partículas foi determinada, no conjunto de peneiras, Tabela 3.1, num período de tempo de 25 min, sob movimento vibratório, em um agitador (Agitador eletromagnético, Bertel). Foram utilizados aproximadamente, 60 g de bagaço de cana-de-açúcar na parte superior, em cada ensaio. Após o peneiramento, foi medida a massa retida em cada peneira, utilizando uma balança digital (Balança semianalítica, Marte UX420H, Shimadzu, com precisão de ± 1 mg). Em seguida, foi calculado o diâmetro médio das partículas. Os ensaios foram realizados em triplicata.

No cálculo do diâmetro médio utilizou-se a abertura média entre as peneiras, d_{pi} , a massa retida em cada peneira, M_{pi} , e a massa total da amostra. A massa total foi obtida da soma da massa retida em cada uma das peneiras, $\sum M_{pi}$.

Realizou-se a divisão da massa obtida em cada peneira pela massa total, $x_i = \frac{M_{pi}}{\sum M_{pi}}$, e o somatório das razões entre x_i e d_i , $\sum \left(\frac{x_i}{d_i}\right)$. O diâmetro de Sauter, que representa um diâmetro médio, foi calculado pela seguinte relação: $1 / \sum \left(\frac{x_i}{d_i}\right)$. O diâmetro de Sauter é bastante utilizado, por ser um diâmetro representativo, um diâmetro médio que representa toda a amostra.

Para a determinação do fator de forma das partículas foram tomadas 15 partículas, da fração de massa inicial utilizada na análise granulométrica, selecionadas aleatoriamente, para aplicação do método de medida direta das suas dimensões. Medidas das três dimensões foram realizadas para caracterizar a partícula, com o uso de um paquímetro digital (Digimes, 10^{-2} mm). Barbosa (1992) considera que para fibras mais grossas, o bagaço de cana apresenta a forma de um prisma de base, aproximadamente, elíptica, conforme Figura 3.7 (a). Para efeito de modelagem, será adotado que o bagaço de cana tem o formato aproximado de uma placa plana, conforme Figura 3.7 (b). Essas medidas foram realizadas devido ao fato que o bagaço de cana é bastante heterogêneo.

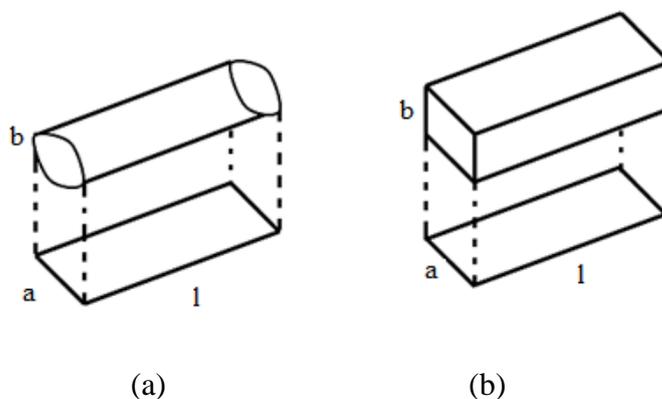


Figura 3.7 – Partícula tipo fibra, predominante nas frações encontradas.

A partir dos valores de l (comprimento), b (espessura) e a (largura) obtidos via paquímetro, foram determinados os valores do alongamento $(e = \frac{l}{a})$ e do achatamento $(f = \frac{a}{b})$.

A densidade bulk foi calculada pela razão entre a massa do bagaço de cana por seu volume total exterior, esse volume é a soma do volume das partículas e do volume vazio entre as partículas.

O teor de umidade foi determinado a partir do método gravimétrico, em estufa a $(105 \pm 3)^\circ\text{C}$, conforme estabelecido na NBR 7993 da Associação Brasileira de Normas Técnicas (ABNT).

3.2.4 Propriedades Térmicas

As propriedades térmicas foram determinadas por meio do analisador KD2 Pro (Decagon). O sensor tipo agulha presente no equipamento pode ser utilizado para a determinação da condutividade, difusividade e resistividade térmica.

A calibração do sensor tipo agulha foi realizada pela determinação da condutividade térmica da água destilada. Se o valor estimado da condutividade térmica da água destilada estiver próximo de 0,61 W/m-K, com uma precisão de $\pm 5\%$, o KD2 está calibrado.

O sensor tipo agulha foi posicionado em três posições diferentes, para cada amostra do bagaço de cana-de-açúcar. Uma vez inserido o sensor era realizada uma compactação manual da amostra, para diminuir os vazios entre o sensor/amostra.

A partir da determinação da condutividade e difusividade térmica, e com os valores da densidade bulk do material, determinou-se o calor específico do bagaço de cana-de-açúcar, de acordo com a seguinte Equação:

$$c_p = \frac{k}{\rho\alpha} \quad (1)$$

3.2.5 Poder calorífico do bagaço de cana-de-açúcar

O poder calorífico superior (PCS) do bagaço de cana-de-açúcar foi determinado com o uso do calorímetro adiabático IKA, modelo C200, nos teores de umidade de 49,7; 28,5; 13,0; 6,0 e 0,0% em base úmida. Uma amostra de, aproximadamente, 0,25 g do bagaço a ser analisado foi colocada no reator do calorímetro (bomba calorimétrica). Após o fechamento da bomba, o sistema foi pressurizado, aproximadamente, 30 bar de oxigênio. A bomba foi colocada no calorímetro adiabático, contendo água e a ignição da amostra se deu eletricamente. As medições do PCS foram realizadas em kJ/kg.

O PCI (Poder calorífico inferior) foi determinado a partir da seguinte Equação:

$$PCI = PCS - 2440 * (9 * H + X_{b.u}) \quad (2)$$

Em que $X_{b,u}$ corresponde ao teor de umidade em base úmida e H o teor de de hidrogênio presente no bagaço de cana. Islam *et al.* (2010) estimaram valores entre 5,97% e 6,7% de hidrogênio no bagaço de cana. Foi adotado um valor de H de 6,5%.

3.2.6 Experimentos de secagem

O estudo do processo de secagem foi realizado no secador tipo esteira assistido por aquecimento infravermelho, projetado e fabricado neste trabalho. Inicialmente, testes preliminares de funcionamento foram conduzidos para garantir que as condições propostas em cada experimento fossem atendidas, visto que o presente secador é um protótipo e eventuais ajustes poderiam ser necessários.

Antes do início dos experimentos, o bagaço de cana-de-açúcar era retirado do refrigerador e deixado exposto à temperatura ambiente até atingir o equilíbrio térmico. Para cada condição operacional, foram utilizados, aproximadamente, 15 g de bagaço de cana.

Os experimentos foram realizados com temperaturas da fonte IV de 300, 400 e 500°C, e velocidades da esteira de 2,0; 3,0 e 3,5 rpm, além de também terem sido realizados experimentos com a esteira parada. A distância entre a fonte IV e o material foi fixada em 18 cm.

Para regular a temperatura da fonte IV foi utilizado um variador de voltagem (Marca Politerm, Modelo TDGC₂-3kVA), com capacidade de 3000 VA. Ou seja, a partir do controle da tensão, foi possível o controle da temperatura da fonte IV. A temperatura da fonte IV foi medida por meio de um termopar tipo K, e monitorada por meio de um display digital (Novus, N320, 1°C).

Para o sistema motriz do secador tipo esteira, o controle da velocidade foi realizado através do controle do sistema de alimentação, com o uso de um fornecedor de potência, (Marca LongWei, Modelo LW- 3020KD).

A operação de secagem em todos os experimentos foi precedida por uma etapa de estabilização do sistema de aquecimento IV. Após regular a velocidade da esteira e a temperatura da fonte IV, aguardava-se cerca de uma hora para o sistema estabilizar na temperatura de operação desejada. Logo após, o bagaço de cana era disposto em camada fina sobre uma bandeja com 2,5 mm de espessura e recoberta por papel alumínio. Em seguida, a bandeja contendo o material era colocada na esteira, iniciando-se a secagem propriamente dita.

O processo de secagem do produto foi em camada fina, a fim de minimizar gradientes de temperatura e de umidade e, assegurar assim, condições de secagem homogênea. Se o material fosse alimentado dentro do secador na forma de camada espessa, as propriedades de transporte ao longo do leito seriam modificadas, diminuindo o potencial de secagem (FARIAS *et al.*, 2002).

Ao longo do processo, foi medida a temperatura superficial do material, por meio de um pirômetro óptico digital (Impac, modelo IP-850, 0,1 °C), logo após a saída do material da câmara IV. A redução de temperatura do material no secador esteira após cada ciclo câmara IV – ar ambiente foi também determinada pela diferença de temperatura superficial do material logo após a saída da câmara IV e antes da entrada da câmara IV. A temperatura ambiente e a umidade relativa foram medidas por meio de um termohigrômetro (Impac, modelo DT-321S, 0,01 °C/0,01 %).

Em tempos pré-determinados, o material era retirado do equipamento para a aferição da sua massa, obtendo-se a massa de água evaporada por diferença das pesagens efetuadas. O procedimento era finalizado quando a variação da massa fosse insignificante, no intervalo de tempo analisado, sendo considerado para tal a invariância da massa na segunda casa decimal da balança semianalítica. Ao final de cada experimento, a massa de sólido seco foi determinada pelo método direto da estufa a $(105 \pm 3)^\circ\text{C}$ por 24 horas.

3.2.7 Tratamento e Análise dos dados cinéticos de secagem

Com os valores do teor de umidade da partícula em função do tempo, obtidos por meio dos experimentos de secagem, calculou-se a razão de umidade, XR, de acordo com a equação:

$$XR = \frac{X - X_e}{X_o - X_e} \quad (3)$$

onde X é o teor de umidade em base seca no tempo t , X_o é o teor de umidade inicial no tempo $t = 0$ e X_e é o teor de umidade de equilíbrio. Foram determinados também, os valores da taxa de secagem $(-dX/dt)$ utilizando o software OriginPro® (2016 SR0 b9.3.226).

A influência das diferentes condições operacionais sobre a cinética de secagem foi avaliada em termos da difusividade efetiva de umidade, como variável resposta.

Para determinação da difusividade efetiva, a modelagem do processo foi feita com base na segunda Lei de Fick da difusão em coordenadas cartesianas, por considerar a partícula de baaó como uma placa plana:

$$\frac{\partial X}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial z} \left(D_{eff} \frac{\partial X}{\partial z} \right) \quad (4)$$

Em conjunção com as seguintes condições inicial e de contorno:

$$CI: t = 0 \quad X = X_0 \quad (5)$$

$$CC1: z = 0 \quad \frac{\partial X}{\partial z} = 0 \quad (6)$$

$$CC2: z = L \quad X = X_e \quad (7)$$

A solução apresentada por Crank (1975), em coordenadas cartesianas, considerando distribuição uniforme de umidade inicial, resistência externa desprezível, difusividade constante e encolhimento desprezível, e que pode ser aplicada para descrever a cinética de secagem do material, é dada por:

$$XR = \frac{8}{\pi^2} \sum_{n=0}^{\infty} \frac{1}{(2n+1)^2} \exp \left(- \frac{(2n+1)^2 \pi^2 D_{eff} t}{4L^2} \right) \quad (8)$$

onde D_{eff} é a difusividade, em m^2/s ; t é o tempo, em s ; L é a espessura da amostra, em m , e n é um número positivo inteiro.

Para longos períodos de secagem, a equação acima pode ser simplificada, e utilizada apenas o primeiro termo da série, sem afetar muito a precisão da previsão:

$$XR = \frac{8}{\pi^2} \exp \left(- \frac{\pi^2 D_{eff} t}{4L^2} \right) \quad (9)$$

A difusividade efetiva de umidade foi estimada usando regressão não-linear no software OriginPro®, utilizando os cinco primeiros termos da série da Equação 8. Não foram utilizados mais termos, pois a partir do sexto não havia uma melhora significativa na qualidade do ajuste.

Para descrever os dados da cinética da secagem, em termos da razão de umidade em função do tempo de secagem do bagaço da cana-de-açúcar, também foram avaliadas cinco equações semi-empíricas de secagem, disponíveis na literatura, tipicamente utilizados para a modelagem da secagem em camada fina.

A Tabela 3.2 mostra as equações semi-empíricas testadas para descrever o processo de secagem em camada fina.

Tabela 3.2 – Equações semi-empíricas testadas para descrever a cinética de secagem em camada fina.

Nome do modelo	Equação semi-empírica	Referências
Lewis	$XR = \exp(-k \cdot t)$	Roberts <i>et al.</i> (2008)
Logarítmico	$XR = a \cdot \exp(-k \cdot t) + c$	Wang <i>et al.</i> (2007)
Page	$XR = \exp(-k \cdot t^n)$	Falade e Ogunwolu (2014)
Midilli <i>et al.</i>	$XR = a \cdot \exp(-k \cdot t^n) + b \cdot t$	Izli <i>et al.</i> (2014)
Aprox. de difusão	$XR = a \cdot \exp(-k \cdot t) + \dots + (1 - a) \cdot \exp(-k \cdot b \cdot t)$	Artnaseaw <i>et al.</i> (2010)

Os parâmetros das equações foram estimados usando-se regressão não linear, com o uso do software OriginPro®. A qualidade do ajuste do modelo foi avaliada a partir dos parâmetros estatísticos: chi-quadrado reduzido (χ^2), do coeficiente de determinação (R^2) e do erro quadrático médio (RMSE), entre os dados experimentais e o do modelo. Um bom ajuste do modelo pode ser indicado por altos coeficientes de determinação (R^2) e baixos valores de χ^2 e RMSE. O valor de R^2 , χ^2 e RMSE foram determinadas a partir das seguintes equações:

$$R^2 = \frac{\sum_{i=1}^N (XR_i - MR_{pre,i}) \cdot \sum_{i=1}^N (XR_i - XR_{exp,i})}{\sqrt{[\sum_{i=1}^N (XR_i - XR_{pre,i})^2] \cdot [\sum_{i=1}^N (XR_i - XR_{exp,i})^2]}} \quad (10)$$

$$\chi^2 = \frac{\sum_{i=1}^N (XR_{exp,i} - XR_{pre,i})^2}{N - z} \quad (11)$$

$$RMSE = \left[\frac{1}{N} \sum_{i=1}^N (XR_{exp,i} - XR_{pre,i})^2 \right]^{\frac{1}{2}} \quad (12)$$

Onde XR_{exp} e XR_{pre} são os adimensionais de umidade obtidos do experimento e os previstos pelo modelo, respectivamente, N é o número de observações, z é o número de parâmetros ajustados no modelo e i é o número de termos.

3.2.8 Análise do consumo energético e eficiência energética

O consumo de energia de cada componente do secador foi medido durante cada experimento. Para o cálculo do consumo da potência das resistências infravermelhas foram utilizados um multímetro digital (Marca Minipa, modelo ET-3200A), para determinar a tensão de alimentação, e um medidor de mini alicate (Marca Uni-T, modelo UT210B), para determinar a corrente de alimentação. Para o cálculo do consumo da potência do motor do sistema motriz da esteira, foram obtidos os valores de corrente e tensão fornecidos pela fonte de alimentação (Marca LongWei, modelo LW-3020KD).

Com os valores da corrente e o valor da tensão, determinou-se a potência. Multiplicando-se pelo tempo de secagem e dividindo pela massa de água removida, obteve-se o consumo total de energia específica por unidade de massa de água removida, como mostra a equação:

$$CEE = \frac{(P_{IV} + P_{est}) \cdot t}{m_a} \quad (13)$$

onde CEE é o consumo de energia específica em kWh/g, P_{IV} a potência consumida no processo pelas resistências infravermelhas em kW, P_{est} a potência consumida no processo pelo motor do sistema motriz da esteira em kW, t o tempo de secagem em h e m_a a massa de água removida em g.

O cálculo da energia necessária para aquecer o material (Q_m) baseou-se no produto da massa do bagaço de cana-de-açúcar, do calor específico e da diferença entre a temperatura final e inicial do bagaço de cana, de acordo com a Equação:

$$Q_m = m_{am} \cdot c_p \cdot (T_{s,t} - T_{s,t-1}) \quad (14)$$

onde m_{am} é a massa do bagaço de cana, c_p é o calor específico bagaço de cana e $T_{s,t}$ e $T_{s,t-1}$ é a temperatura superficial do bagaço no tempo t e no tempo $t-1$, respectivamente.

A energia necessária para evaporar a água presente no material (Q_w) foi estimada baseada no calor latente de vaporização da água e na massa de água evaporada, como calculado pela Equação:

$$Q_w = m_a \cdot h_{fg} \quad (15)$$

onde h_{fg} é o calor latente de vaporização, em kJ/kg, calculado pela Equação:

$$h_{fg} = 2595,05 - 2,11 \cdot T - 0,0028 \cdot T^2 \quad 20 < T(^{\circ}C) < 140 \quad (16)$$

A eficiência energética, que está relacionada com a razão entre a energia requerida para evaporar a água durante o experimento e a energia total fornecida ao sistema, foi calculada pela equação:

$$\eta = \frac{Q_w}{E_{IV} + E_{est}} \quad (17)$$

Onde E_{IV} é a energia consumida pelas resistências infravermelhas e E_{est} é a energia consumida pelo motor do sistema do sistema motriz da esteira. A energia consumida foi realizada pelo produto da potência consumida e do tempo de operação. Brito *et al.* (2017) no seu trabalho apresentaram a eficiência de secagem, que além de considerar a energia necessária para evaporar a água, também inclui a energia necessária para aquecer o material, como calculado pela equação:

$$\eta_{sec} = \frac{Q_w + Q_m}{E_{IV} + E_{est}} \quad (18)$$

3.2.9 Planejamento Experimental

O planejamento fatorial é indicado quando se deseja a investigação dos efeitos de duas ou mais variáveis independentes, que serão os parâmetros a serem variados no planejamento experimental. Para o cálculo dos intervalos de confiança e do erro experimental é necessário efetuar réplicas dos experimentos.

Utilizou-se um planejamento experimental fatorial completo, com dois fatores numéricos em três níveis: temperaturas da fonte IV de 300, 400 e 500°C, e velocidades da esteira de 2,0; 3,5 e 5,0 rpm.. Também foram realizados experimentos com a esteira parada, servindo como um grupo controle.

Os valores codificados e reais das variáveis independentes para a secagem no secador tipo esteira assistido por aquecimento infravermelho são apresentados na Tabela 3.3. Todos os experimentos foram realizados em duplicata, com triplicata no ponto central.

Tabela 3.3 – Planejamento experimental com valores codificados e reais das variáveis independentes utilizados na secagem.

Ensaio	Variáveis Codificadas		Variáveis reais	
	X ₁	X ₂	T(°C)	V (rpm)
1	-1	-1	300	2,0
2	-1	0	300	3,5
3	-1	+1	300	5,0
4	0	-1	400	2,0
5	0	0	400	3,5
6	0	+1	400	5,0
7	+1	-1	500	2,0
8	+1	0	500	3,5
9	+1	+1	500	5,0

Utilizou-se a análise de variância (ANOVA), a fim de avaliar a influência da temperatura da fonte IV e da velocidade da esteira sobre a cinética de secagem. A ANOVA foi realizada através do software Statistica (v. 12.5 – Dell Inc.) e os efeitos dos fatores analisados em um nível de significância de 5% ($\alpha = 0,05$).

4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Neste capítulo, são apresentados e discutidos os resultados obtidos a partir da metodologia empregada. Serão apresentados, primeiramente, os resultados da caracterização física do material em estudo. Em seguida, será avaliado o processo de secagem no secador tipo esteira circular assistido por aquecimento infravermelho, com base nos resultados da cinética de secagem e do consumo energético.

4.1 Curvas de Calibração

4.1.1 Curva de calibração das resistências infravermelhas

Para determinar como a temperatura da fonte IV varia com a tensão de fornecimento a partir do regulador de voltagem foi feita a calibração, cujo resultado é apresentado na Figura 4.1.

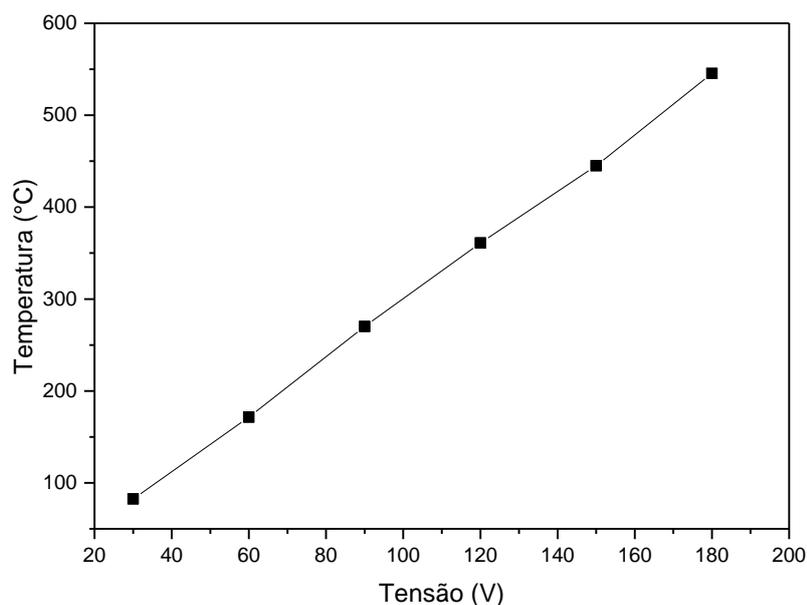


Figura 4.1 – Temperatura em função da tensão para a calibração das resistências IV.

A partir de regressão linear, obteve-se a equação de calibração das resistências infravermelha, apresentada na seguinte equação:

$$T_{IV} = -10,013 + 3,073 * V \quad R^2 = 0,999 \quad (19)$$

Onde T_{IV} é a temperatura da superfície do infravermelho em °C e V a voltagem em V. Temperaturas superiores a 550°C na superfície do infravermelho não foram utilizadas, pois a tinta do equipamento começava a evaporar, o que poderia influenciar no processo de secagem e causar danos ao experimento. Temperaturas inferiores a 100°C na superfície infravermelho também não foram utilizadas, pois provocava apenas um pequeno aumento da temperatura na superfície do produto a ser seco, inferiores a 30°C.

4.1.2 Curva de calibração da velocidade da esteira

Para determinar como a velocidade da esteira varia com a tensão de fornecimento do regulador de voltagem, foi feita a calibração, conforme Figura 4.2.

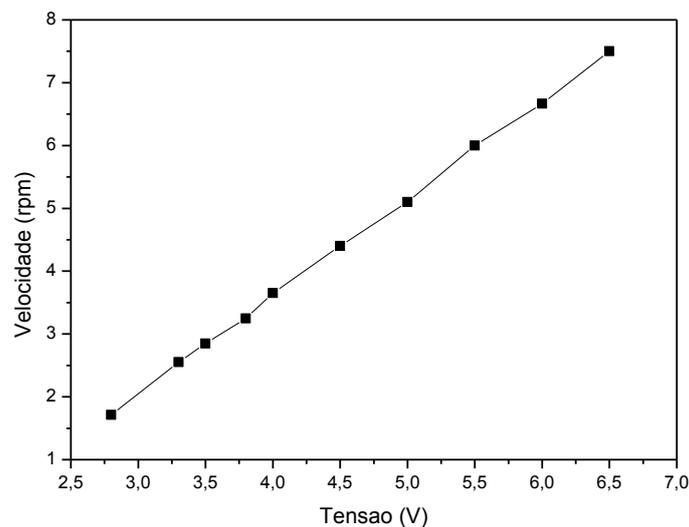


Figura 4.2 – Velocidade em função da tensão para a calibração da velocidade da esteira.

A partir de regressão linear, obteve-se a equação de calibração da velocidade da esteira:

$$v_{est} = -2,60 + 1,55 * V \quad R^2 = 0,999 \quad (20)$$

Onde v_{est} é a velocidade da esteira em rpm e V a voltagem em V. Tensões inferiores a 2,8 Volts não foram aplicadas, pois não era capaz de acionar o mecanismo de movimento da esteira. A mínima velocidade obtida na esteira foi de 1,7 rpm.

4.2 Caracterização dos materiais

4.2.1 Análise Granulométrica do bagaço de cana-de-açúcar

Após as etapas de obtenção do bagaço, trituração e peneiramento com uma série de peneiras padronizadas da série Tyler, a amostra do bagaço de cana-de-açúcar foi dividida em categorias de acordo com o seu tamanho. O resultado dessa distribuição é expresso em função da fração da massa retida em cada peneira. A Tabela 4.1 apresenta o resultado dessa distribuição, e a Figura 4.3 mostra a curva de distribuição de frequência.

Tabela 4.1–Distribuição Granulométrica do bagaço de cana-de-açúcar.

Faixa de diâmetro (mm)	Massa (g)	d_{pi} (mm)	x_i (%)
4,75 < d_p < 5,6	126,32	5,17	72,06
3,35 < d_p <4,75	11,24	4,05	6,42
2,00 < d_p <3,35	20,86	2,67	11,90
1,40 < d_p < 2,00	11,05	1,7	6,30
d_p < 1,40	5,82	Fundo	3,32
Massa Total (g)	175,29		100,00

A partir da análise do histograma, na Figura 4.3, observa-se que mais de 70% da massa total do bagaço ficou retida na primeira peneira, com diâmetro médio de 5,175 mm. Consequentemente, menos de 30% da massa total ficou retida nas outras peneiras. Isso ocorreu porque a amostra já havia passado por um peneiramento prévio.

Assim como observado por Barbosa (1992), o método empregado é pouco satisfatório para se avaliar a distribuição de tamanho, permitindo apenas uma avaliação grosseira da granulometria do bagaço de cana, entre os experimentos. Não foi possível associar diâmetros médios das peneiras com alguma dimensão característica da partícula, devido ao fato do material apresentar uma diversidade de formas dentro mesmo de cada fração, aliado ao fato do bagaço úmido se aglomerar e formar grumos (ALMEIDA, 2015).

Foi estimado um diâmetro médio característico de toda a amostra do bagaço de cana, o diâmetro de Sauter calculado foi de 3,84 mm. Oliveira (2014) observou uma maior concentração mássica de bagaço entre as peneiras de diâmetro de 2,36 a 0,60 mm na análise do bagaço de cana-de-açúcar de diferentes indústrias sucroenergéticas. Almeida (2015) encontrou, no teste de peneiramento, do bagaço de cana-de-açúcar moído, obtido de usinas de álcool e açúcar, um diâmetro médio de 726 μ m. Pode-se

atribuir também a essa diversidade de diâmetros ao equipamento utilizado no processo de trituração.

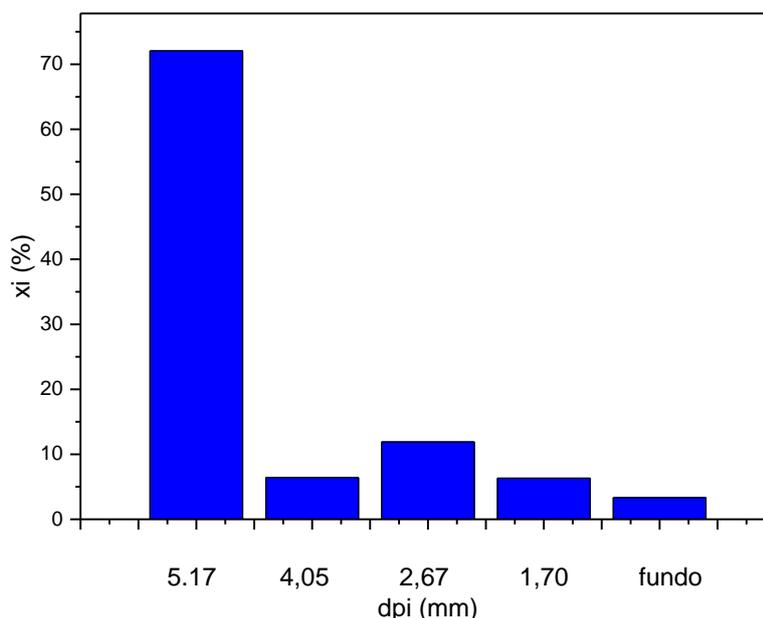


Figura 4.3 – Distribuição de frequência via análise granulométrica

Como o bagaço de cana é constituído em sua maior parte por partículas irregulares e não uniformes, suas dimensões foram medidas por meio de um paquímetro, e associadas a alguma forma conhecida, para tentar uma maior aproximação com a realidade do conjunto de partículas. Barbosa (1992) associou as fibras mais grossas da cana à forma de um prisma de base, aproximadamente, elíptica. Neste trabalho, a geometria foi aproximada à de uma placa plana, como apresentado na Figura 3.7. Foram realizadas medidas do seu comprimento (l), largura (a) e espessura (b). A Tabela 4.2 mostra a média dos resultados encontrados.

Tabela 4.2 – Dimensões médias das partículas do bagaço de cana.

Dimensões	l	a	b
Médias (mm)	14,47	4,49	1,75
Desvio Padrão	6,45	1,94	0,48

Os valores de alongamento e achatamento encontrados foram de $(3,22 \pm 1,23)$ e $(2,56 \pm 0,66)$, respectivamente.

4.2.2 Teor de umidade do bagaço de cana-de-açúcar

O teor de umidade para o bagaço de cana-de-açúcar utilizado neste trabalho foi de $(64,94 \pm 0,54)\%$ em b.u..

4.2.3 Propriedades térmicas

Na Tabela 4.3 são apresentados os valores das propriedades térmicas: difusividade, condutividade e resistividade térmica e do calor específico, além da densidade bulk, em diferentes teores de umidade.

Tabela 4.3 – Propriedades físicas do bagaço de cana-de-açúcar.

$X_{b.s.}(g/g.min)$	$X_{b.u.}(\%)$	$\rho (kg/m^3)$	$c_p(kJ/kg.^{\circ}C)$	$K (W/m.^{\circ}C)$	$R (m.^{\circ}C/W)$	$\alpha (m^2/s) \times 10^7$
0,99	49,7	159,73	1,63	0,043	23,07	1,67
0,40	28,5	97,60	1,54	0,030	30,63	2,17
0,15	13,2	95,98	1,28	0,030	35,33	2,30
0,051	4,8	91,89	1,10	0,030	38,50	2,57
0	0,00	74,13	1,08	0,020	44,07	2,83

Verifica-se que a densidade bulk variou de $159,7 \text{ kg/m}^3$, para o bagaço com teor de umidade em base úmida de 49,7%, até $74,1 \text{ kg/m}^3$, após a completa remoção de umidade do material. De 49,7 a 28,5% b.u. houve uma redução abrupta na densidade de empacotamento, de aproximadamente 39%. Entre 28,5 e 4,85% b.u., não foi observada variação significativa na densidade de empacotamento das partículas de bagaço, que voltou a diminuir cerca de 19% com a redução de umidade de 4,85 para 0% b.u.,

Os valores de condutividade térmica do bagaço de cana-de-açúcar variaram de 0,043 a 0,020 $W/m.^{\circ}C$, e o da difusividade térmica de $1,67 \times 10^{-7}$ a $2,83 \times 10^{-7} \text{ m}^2/s$, para teores de umidade a partir de 0,99 em base seca até o produto seco. Os maiores valores de condutividade térmica para maiores teores de umidade podem ser explicados pela maior quantidade de íons e dipolos no material, (YU *et al.*, 2015).

O calor específico do bagaço de cana-de-açúcar variou entre 1,63 e 1,08 $kJ/kg.^{\circ}C$, para teores de umidade de 0,99 em base seca, até o produto seco. Para maiores teores de umidade foram encontrados maiores valores de calor específico. Isso ocorre porque a água presente no material contribui para aumentar o calor específico da amostra, devido ao seu alto calor específico, $4,18 \text{ kJ/kg.^{\circ}C}$.

Usando regressão múltipla, os valores do calor específico foram correlacionados com a umidade em base úmida, através de um modelo polinomial de segunda ordem, mostrado na equação:

$$c_p = 1,04 + 2,26 * X_{b.u} - 2,14 * X_{b.u}^2 \quad R^2 = 0,96 \quad (21)$$

4.2.4 Poder calorífico do bagaço de cana-de-açúcar

Os valores do poder calorífico superior (PCS) e inferior (PCI) do bagaço de cana-de-açúcar para diferentes teores de umidades são apresentados na Tabela 4.4.

Tabela 4.4 – Poder calorífico do bagaço de cana-de-açúcar.

$X_{b.u}$ (%)	PCS (kJ/kg)	PCI (kJ/kg)
49,7	15.649	13.008
28,5	17.031	14.908
13,0	18.111	16.366
6,0	18.297	16.723
Seco	21.984	20.557

A partir da Tabela 4.4 observa-se que quanto menor o teor de umidade maior os valores de PCS e PCI, o que evidencia um aumento do potencial energético do bagaço, o que está de acordo com o relatado na literatura (GONÇALVES, 2010; VALIX *et al.*, 2017; SOZA-ARNÃO, 2008). Valix *et al.* (2017) encontraram para o bagaço de cana, com teor de umidade entre 45 e 50% em b.u, um PCS de 15.900 kJ/kg. Soza-Arnão (2008) obteve para o bagaço de cana seco um alto poder calorífico superior, em torno de 19.268 kJ/kg.

4.3 Cinética de Secagem

Neste item, serão analisadas as curvas da cinética de secagem do bagaço de cana-de-açúcar expressas em termos da razão de umidade (XR) e da temperatura superficial do bagaço de cana em função do tempo.

Nas Figuras 4.4, 4.5 e 4.6 são apresentados os resultados típicos de razão de umidade em função do tempo, parametrizados nas temperaturas da fonte IV de 300, 400 e 500°C, para velocidades de esteira de 2,0, 3,5 e 5,0 rpm, respectivamente.

A partir do comportamento cinético de secagem mostrado nas Figuras 4.4, 4.5 e 4.6, é possível notar que o aumento da temperatura provocou a remoção de umidade do bagaço em um menor tempo, como esperado. Para a velocidade de esteira de 2,0 rpm (Figura 4.4), os tempos de secagem requeridos para o material atingir um teor de umidade de aproximadamente 0,05 em base seca foram de 274, 154 e 90 min, nas temperaturas da fonte IV de 300, 400 e 500°C, respectivamente. Para a velocidade de esteira de 3,5 rpm (Figura 4.5) esses tempos foram de, aproximadamente, 270, 143 e 85 min, enquanto para 5,0 rpm (Figura 4.6) foram de aproximadamente, 268, 140 e 83 min,

Verifica-se, portanto, em toda a faixa de velocidades de esteira, que na temperatura de 500°C foram necessários apenas de 30,97 a 32,84% do tempo necessário para a temperatura de 300°C.

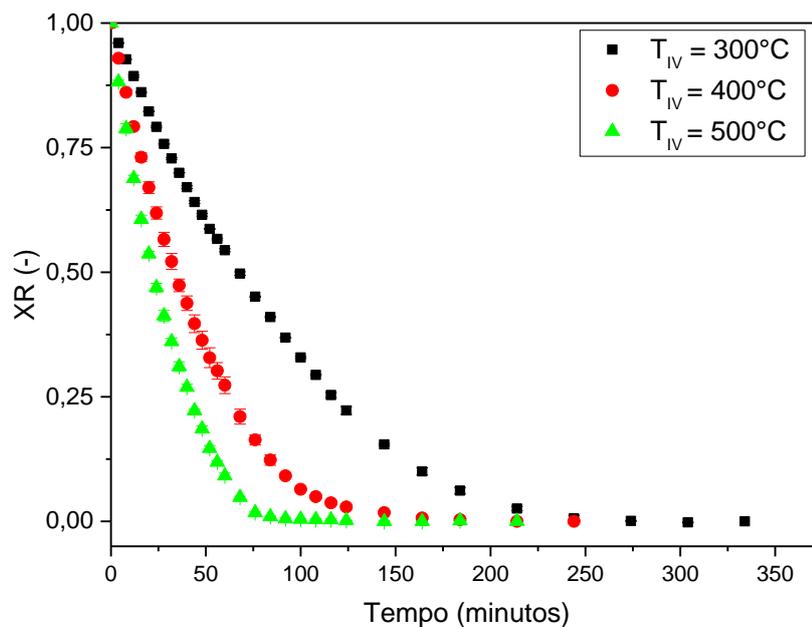


Figura 4.4 – Razão de umidade em função do tempo, para temperaturas da fonte IV 300, 400 e 500°C e velocidade da esteira de 2,0 rpm.

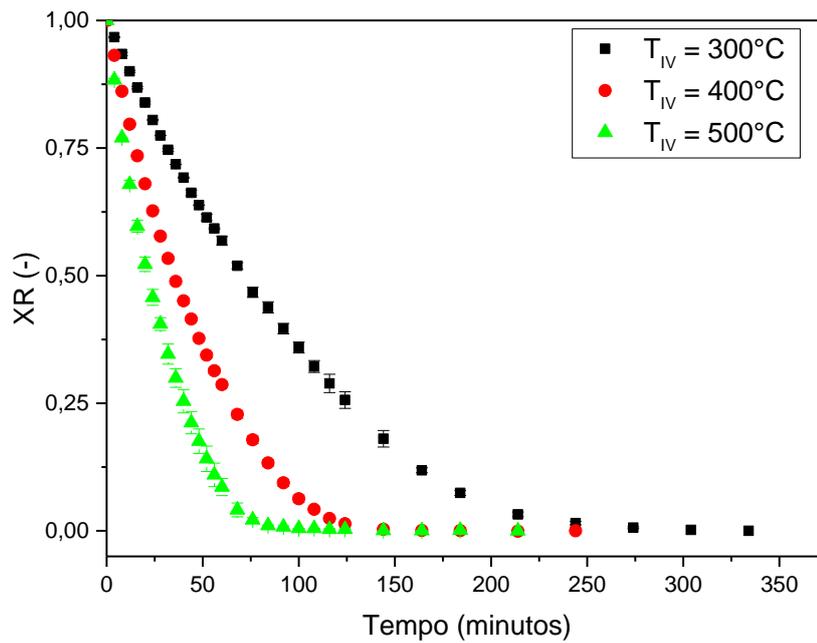


Figura 4.5– Razão de umidade em função do tempo para temperaturas da fonte IV 300, 400 e 500°C e velocidade da esteira de 3,5rpm.

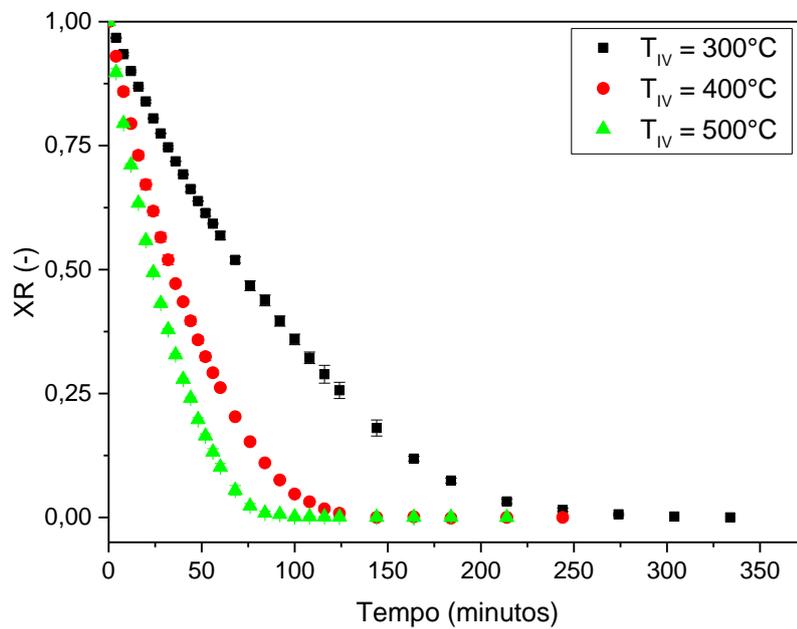


Figura 4.6 – Razão de umidade em função do tempo para temperaturas da fonte IV 300, 400 e 500°C e velocidade da esteira de 5,0 rpm.

Quanto maior a temperatura da fonte IV, maior a intensidade de radiação IV emitida, o que leva a uma maior absorção da energia eletromagnética pelo material e, conseqüentemente, a maiores valores de temperatura superficial do produto, conforme pode ser verificado nas Figuras 4.7, 4,8 e 4,9 que apresentam os resultados típicos de temperatura superficial das amostras ao longo do processo de secagem, para as velocidades da esteira de 2, 3,5 e 5,0 rpm, respectivamente. O aumento da temperatura do material aumenta a pressão de vapor no interior da amostra, intensificando assim, a taxa de remoção da umidade (SUPMOON e NOOMHORM, 2013).

Torki-Harchegani *et al.* (2016) também constataram que a temperatura de secagem tem um efeito significativo sobre o tempo de secagem. Resultados similares foram obtidos por Doymaz (2014), que verificou que maiores potências IV acarretam em tempos de secagem mais curtos.

Celma *et al.* (2009) ao estudar a secagem de resíduos de uva com radiação infravermelha, relataram uma redução no tempo de secagem de 60,5 para 21 minutos, ao aumentar a temperatura de 100 para 160°C.

Como mostrado nas Figuras 4.7, 4.8 e 4.9, a temperatura superficial do bagaço sobe drasticamente nos instantes iniciais do processo, etapa que corresponde ao período de aquecimento do material.

Após este período inicial, apenas na temperatura de 300°C tende a ser observado um curto platô de temperatura, que pode caracterizar um breve período de secagem a taxa constante. Isto sugere que a superfície do bagaço exposta à radiação IV seca muito rapidamente, de modo que a migração interna de umidade não supre a evaporação nesta superfície.

Como consequência da formação de regiões secas na superfície do material logo no início da secagem, parte da energia radiante é utilizada como calor latente e a outra parte como calor sensível, o qual promove um contínuo aumento da temperatura do material (HONG *et al.*, 2009), no entanto de forma mais gradativa, tendendo assintoticamente a valores de equilíbrio.

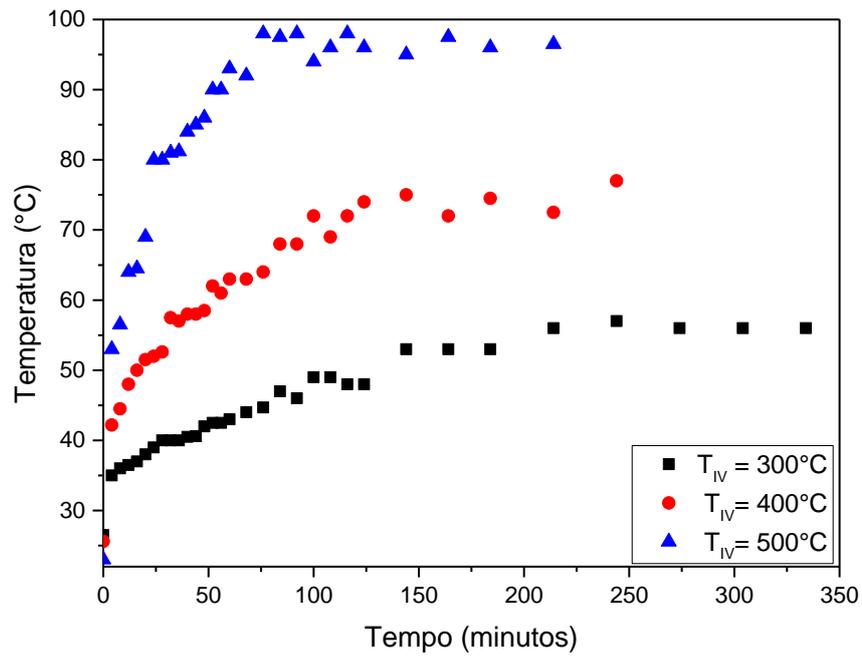


Figura 4.7 – Temperatura superficial do bagaço de cana em função do tempo de secagem, nas diferentes temperaturas da fonte IV para velocidade de esteira de 2 rpm.

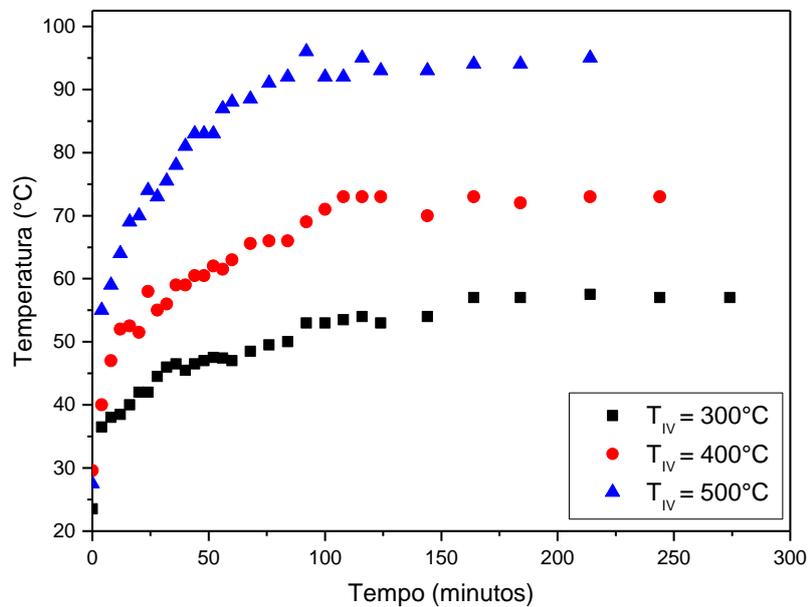


Figura 4.8 - Temperatura superficial do bagaço de cana em função do tempo de secagem, nas diferentes temperaturas da fonte IV para velocidade de esteira de 3,5 rpm.

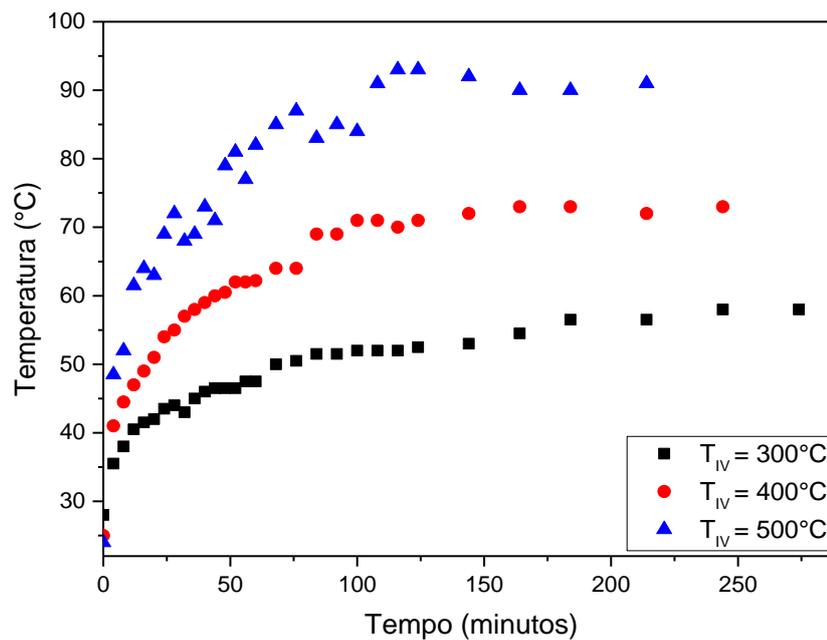


Figura 4.9 - Temperatura superficial do bagaço de cana em função do tempo de secagem, nas diferentes temperaturas da fonte IV para velocidade de esteira 5,0 rpm.

A temperatura na superfície da amostra aumentou com o aumento da temperatura da fonte infravermelha, que proporciona um aumento da densidade de radiação e da taxa de transferência de calor. Os valores da temperatura da superfície do bagaço encontrados ao fim dos experimentos, para as velocidades de 2,0; 3,5 e 5,0 rpm são apresentados na Tabela 4.5.

Tabela 4.5- Valores de temperatura superficial atingida pelo bagaço de cana ao final do experimento.

Temperatura da fonte ($^{\circ}\text{C}$)	Temperatura superficial ($^{\circ}\text{C}$)		
	2,0 rpm	3,5 rpm	5,0 rpm
300	$56,2 \pm 0,50$	$56,0 \pm 0,48$	$56,3 \pm 0,55$
400	$73,0 \pm 1,32$	$72,7 \pm 0,50$	$73,1 \pm 0,63$
500	$96,1 \pm 1,04$	$93,6 \pm 0,95$	$90,7 \pm 0,96$

A partir dos valores da Tabela 4.5, pode-se perceber uma diferença significativa da temperatura da superfície do produto e da fonte IV. Uma das razões que

podem levar a esse comportamento é a distância da fonte IV e da amostra, a qual em todos os experimentos realizados foi fixada em 18 cm.

O tipo de material também influencia nesse comportamento. Corpos escuros favorecem a absorção da radiação infravermelha, o bagaço da cana-de-açúcar apresenta uma coloração clara, e, além disso, é muito poroso.

Devido a uma característica construtiva do secador tipo esteira, numa região do equipamento, o produto não é submetido ao aquecimento infravermelho e fica diretamente exposto ao ambiente, tendo em vista o arrefecimento do material e a aplicação de uma secagem IV intermitente.

A Tabela 4.6 mostra a redução de temperatura média do material no secador esteira após cada ciclo câmara IV – ar ambiente, durante os experimentos de secagem. Essa redução de temperatura é menor à medida que a velocidade da esteira aumenta, já que o tempo da amostra em contato com o ambiente em cada rotação da esteira é reduzido.

Apesar de ser observada uma menor redução de temperatura no bagaço de cana-de-açúcar submetido a maiores velocidades da esteira após cada ciclo câmara IV – ar ambiente, a temperatura superficial final atingida pelo mesmo é, aproximadamente, constante para cada temperatura da fonte IV, como observado na Tabela 4.5. Isso acontece porque para maiores velocidades o bagaço irá sofrer um menor aumento da sua temperatura superficial na seção infravermelha do secador, já que irá permanecer menos tempo, devido a sua maior velocidade. Por isso, o tempo necessário para alcançar a umidade final de 0,05 b.s. é, aproximadamente, o mesmo para as velocidades de 2,0; 3,5 e 5,0 rpm, numa determinada temperatura da fonte IV.

Ao fixar uma determinada velocidade da esteira, o comportamento observado é que à medida que a temperatura da fonte IV aumenta a queda de temperatura média do material após cada ciclo câmara IV – ar ambiente também aumenta, como mostrado na Tabela 4.6. Isso acontece devido ao aumento da temperatura superficial do bagaço e, conseqüentemente, o aumento da força motriz para a transferência de calor.

Tabela 4.6 – Redução da temperatura média do material no secador esteira após cada ciclo câmara IV – ar ambiente.

	300°C	400°C	500°C
2,0 rpm	7,45 ± 1,61°C	9,00 ± 3,23°C	20,75 ± 5,67°C
3,5 rpm	4,40 ± 1,21°C	8,10 ± 2,81°C	14,90 ± 3,89°C
5,0 rpm	3,20 ± 0,95°C	7,50 ± 2,04°C	10,30 ± 3,76°C

No entanto, o tempo necessário para atingir a temperatura de equilíbrio não é o mesmo, como mostra a Tabela 4.7. Para as temperaturas da fonte IV de 400 e 500°C, quanto maior a velocidade de esteira, menor o tempo necessário para atingir essa temperatura. Menores velocidades de esteira contribuem para aumentar o tempo de residência do material na câmara IV e, conseqüentemente, sua taxa de aquecimento.

Tabela 4.7 – Tempo necessário para o bagaço de cana atingir a temperatura superficial de equilíbrio.

Temperatura da fonte (°C)	Tempo (min)		
	2,0 rpm	3,5 rpm	5,0 rpm
300	212	163	173
400	123	110	100
500	115	106	100

A escolha da geometria circular para estudar a secagem em secadores tipo esteira foi para torná-lo compacto, já que nos trabalhos encontrados na literatura, em geral, esse tipo de secador apresenta grandes dimensões.

Com o objetivo de comparar a secagem IV do bagaço de cana em leito tipo esteira e em leito fixo, ou em outras palavras, a secagem via aplicações intermitente e contínua da radiação IV, foram realizados experimentos com a esteira parada. A Figura 4.10 apresenta os valores típicos da razão de umidade em função do tempo para as temperaturas da fonte IV de 300, 400 e 500°C para a esteira com velocidade de 0,0 rpm. É observada a redução exponencial da umidade ao longo do tempo, comportamento típico de secagem de materiais biológicos (CELMA, *et al.*, 2008)

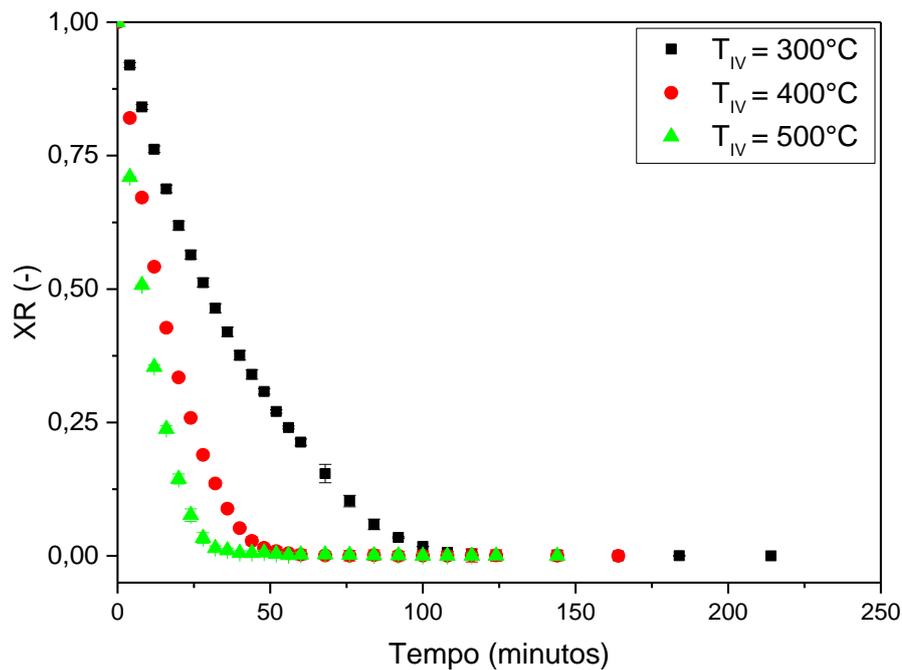


Figura 4. 10 - Razão de umidade em função do tempo para temperaturas da fonte 300, 400 e 500°C e velocidade da esteira de 0,0 rpm.

Sob a condição de esteira parada, que implica num aquecimento IV de modo contínuo, o teor de umidade final atingido pelo bagaço, em toda a faixa de temperatura investigada, foi de, aproximadamente, 0,006 em base seca, Tal resultado denota uma remoção de mais de 99% da umidade contida no material. Ademais, é um indicativo da secagem IV como método alternativo ao da estufa a 105°C por 24 h para a determinação da massa de sólido seco, com a vantagem do menor tempo requerido.

Os tempos necessários para o material alcançar a umidade final de 0,006 b.s., foram de, aproximadamente, 116, 60 e 44 min, para as temperaturas da fonte IV de 300, 400 e 500°C, respectivamente. Esses tempos correspondem a 42,33%, 38,96% e 48,89% daqueles requeridos para secar o material até 0,05 b.s, empregando a esteira com velocidade de 2,0 rpm, nas mesmas condições de temperatura

Os menores tempos de secagem obtidos com a esteira parada podem ser atribuídos às maiores temperaturas atingidas pelo material, uma vez que nesses experimentos o material fica continuamente exposto à fonte IV durante todo o processo de secagem, o que não acontece com os experimentos com a esteira em movimento.

A Figura 4.11 mostra a temperatura superficial das amostras ao longo do processo de secagem IV, na condição de esteira parada.

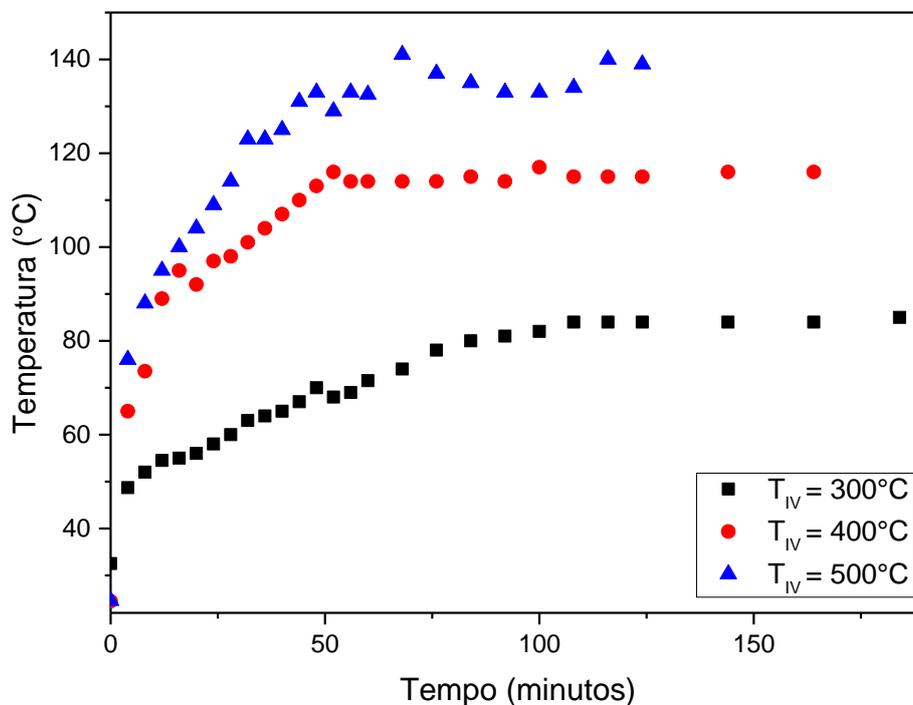


Figura 4.11 - Temperatura superficial do bagaço de cana em função do tempo de secagem, nas diferentes temperaturas da fonte IV para velocidade de esteira de 0,0 rpm.

A temperatura superficial atingida pelo bagaço foi de, aproximadamente, 84, 116 e 140°C para as temperaturas da fonte IV de 300, 400 e 500°C, respectivamente.

A Figura 4.12 apresenta a cinética de secagem para a temperatura de 400°C e velocidades da esteira de 2,0; 3,5; 5,0 e 0,0 rpm.

A partir da Figura 4.12, verifica-se que não houve uma influência significativa da velocidade da esteira, na faixa investigada, sobre a cinética de secagem IV. Devido a limitações do motor do sistema motriz não foi possível utilizar velocidades inferiores a 2,0 rpm, e, assim, analisar a sua influência no processo. No entanto, ao operar com a esteira parada (velocidade de 0,0 rpm), pode ser constatada uma redução significativa (em torno de 60%) no tempo de secagem, em comparação com os valores obtidos com a esteira em movimento.

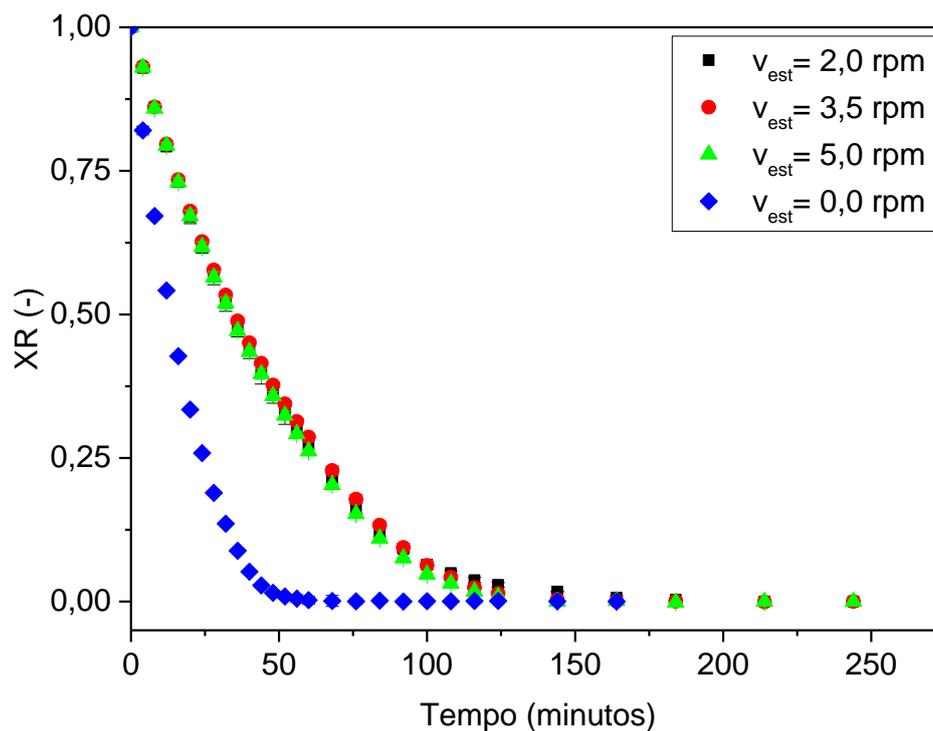


Figura 4.12 - Razão de umidade em função do tempo para velocidades da esteira de 2,0; 3,5; 5,0 e 0,0 rpm e temperatura da fonte de 400°C.

Hong *et al.* (2009) afirmam que o superaquecimento da superfície da amostra pode causar problemas de deterioração da qualidade do produto final. Durante os experimentos conduzidos com a esteira parada e temperatura da fonte IV de 500°C o produto atingiu temperaturas superiores a 130°C e apresentou um significativo escurecimento. Já para a esteira em movimento, essa temperatura não foi superior a 100°C, o que não ocasionou uma alteração significativa na cor do produto, como pode ser observado na Figura 4.13. Dependendo da aplicação do produto a ser seco, a alteração de sua cor, por poder estar associada a reações de degradação, é um atributo de qualidade importante e uma maior investigação se faz necessária, para quantificação de parâmetros colorimétricos.

No caso do uso do bagaço de cana como biomassa, a alteração da cor do produto durante a secagem não afeta seu potencial energético, mas pode servir como indicador do teor de umidade considerado adequado para a biomassa ser empregada nos processos de conversão de energia.



Figura 4.13 – Alteração da cor do bagaço de cana para secagem com velocidade da esteira de 2,0 rpm e 0,0 rpm.

4.4 Taxa de secagem

A Figura 4.14 apresenta a taxa de secagem em função da razão de umidade, para as temperaturas da fonte IV de 300, 400 e 500°C, e velocidade da esteira de 2,0 rpm. Para as velocidades de 3,5 e 5,0 rpm os resultados são apresentados nas Figuras 4.15 e 4.16, respectivamente.

Podem ser observadas, no início do processo, taxas de remoção de umidade mais elevadas. De acordo com Das *et al.* (2009), as taxa de secagem mais acentuadas no início do processo são devido ao alto teor de umidade dos materiais neste estágio e pelo fato de boa parte da umidade estar localizada na superfície do sólido, o que contribui para uma alta capacidade de absorção da energia eletromagnética na região do IV e, por conseguinte, para uma intensa evaporação da água livre.

À medida que o processo ocorre, há a remoção de toda a umidade superficial e a evolução de uma frente de secagem dentro do material, o que diminui a absorção de energia radiante, resultando num decréscimo da taxa de secagem. Comportamentos

similares foram observados por Ashtiani *et al.* (2017) e Ozdemir *et al.* 2017). No início do processo foram encontrados altos valores das taxas de secagem, mas nos períodos subsequentes de secagem a taxa de secagem diminuiu com redução do teor de umidade.

Chkir *et al.* (2014) explicam que no final do processo de secagem o movimento da água torna-se mais difícil e a transferência de massa é um fator limitante. Os autores também citam alguns motivos que dificultam a transferência de massa, como a concentração de soluto, a formação de crosta e o endurecimento do produto.

Para a temperatura da fonte IV de 300°C pode-se observar um curto período de taxa, aproximadamente, constante, caracterizado por uma migração interna de umidade que supre a quantidade de água evaporada na superfície do material. Nas temperaturas da fonte IV de 400 e 500°C, esse período praticamente não é identificado. Tal comportamento pode ser explicado pela secagem rápida da superfície, quando esta é exposta a maiores níveis de radiação infravermelha, de modo que a migração interna de umidade não consegue suprir a evaporação na superfície.

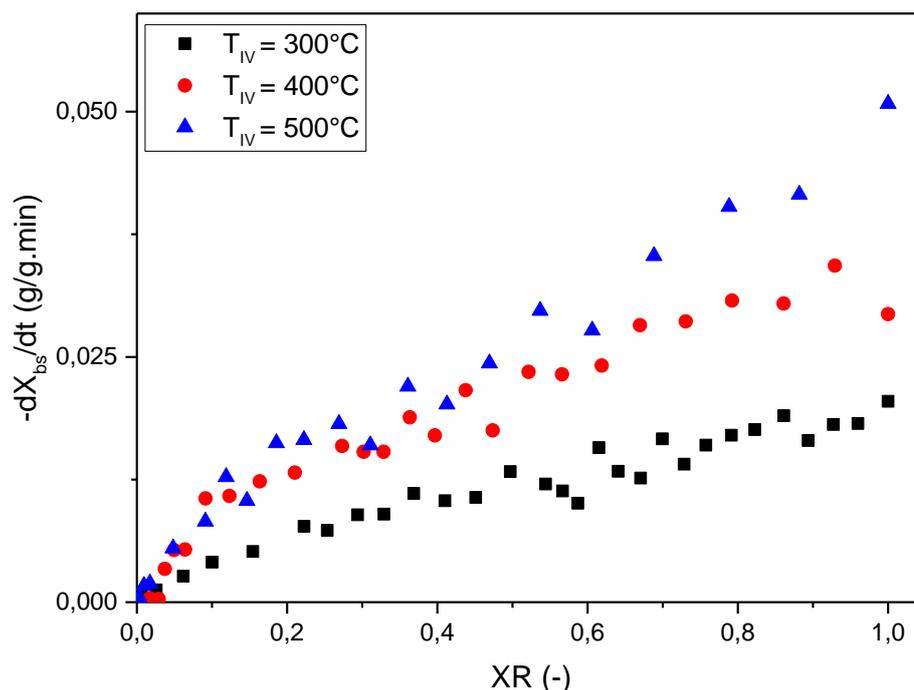


Figura 4.14 – Taxa de secagem em função da razão de umidade nas diferentes temperaturas fonte IV para velocidade de esteira de 2,0 rpm.

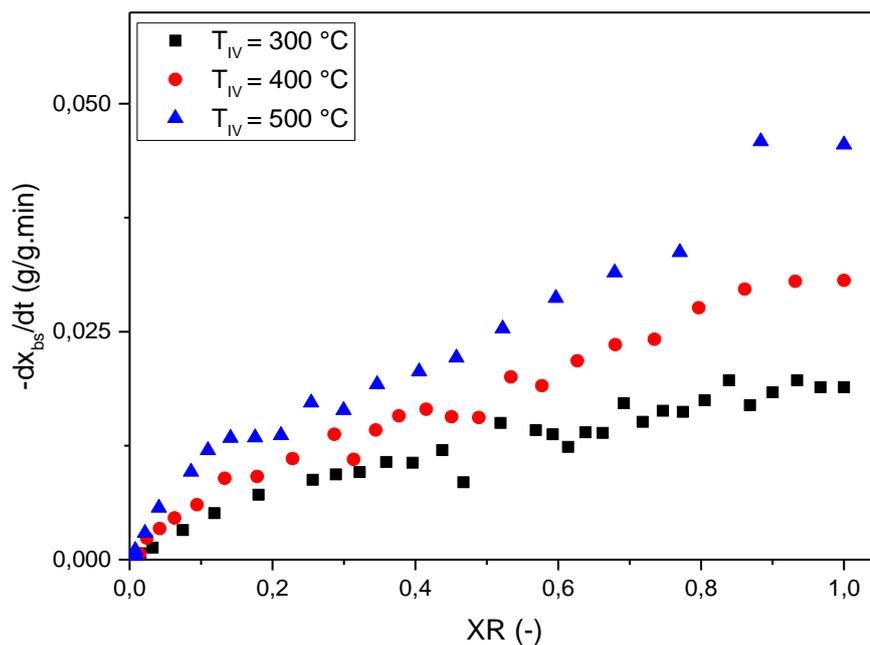


Figura 4.15 - Taxa de secagem em função da razão de umidade nas diferentes temperaturas fonte IV para velocidade de esteira de 3,5 rpm.

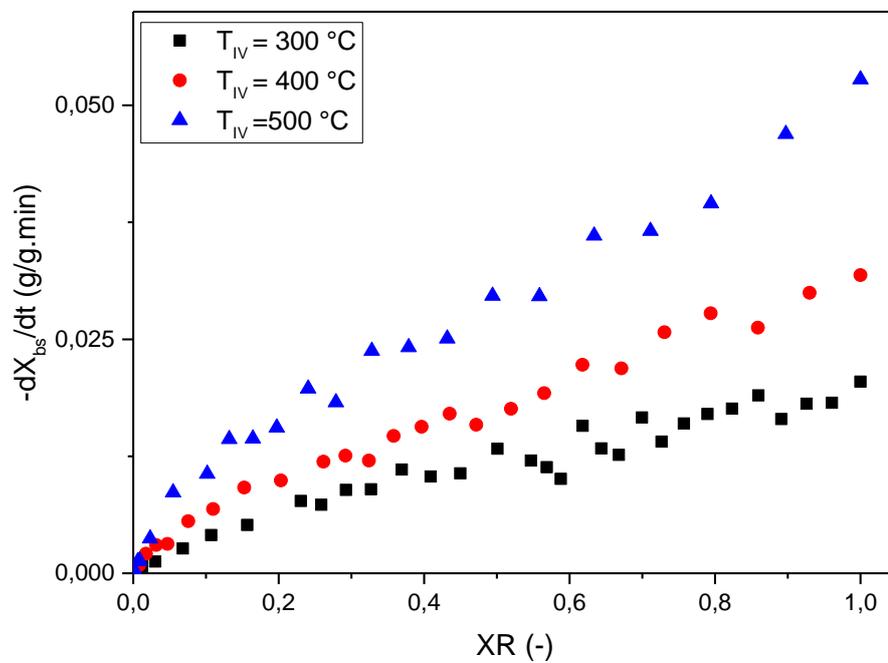


Figura 4.16 - Taxa de secagem em função da razão de umidade nas diferentes temperaturas fonte IV para velocidade de esteira de 5,0 rpm.

Doymaz (2014), na secagem de fatias de pêssego, não observou um período de taxa de secagem constante em nenhuma condição experimental, e atribuiu o fato do processo ocorrer num período de taxa decrescente à redução da porosidade das amostras, resultante da contração de volume do sólido ao longo da secagem, que aumentou a resistência ao movimento, levando a uma queda nas taxas de secagem (Singh *et al.* 2006). Resultados semelhantes foram encontrados por Shi *et al.* (2008) e também por Kumar *et al.* (2013)

Com base nas curvas de taxa de secagem apresentadas nas Figuras 4.14 a 4.16 pode ser inferido que a secagem do bagaço da cana-de-açúcar ocorreu, predominantemente, num período de taxa decrescente. Para todas as velocidades da esteira, observa-se que com o aumento da temperatura da fonte, e, portanto, aumento da potência infravermelha, há o aumento da taxa de secagem. Em níveis mais altos de potência, a transferência de calor e massa é intensificada, já que uma maior quantidade de radiação infravermelha é fornecida para a superfície das partículas, ocasionando uma maior taxa de aquecimento e uma maior taxa de remoção de umidade das partículas.

Torki-Harchegani *et al.* (2016), na secagem de açafraão, mostraram que o período de secagem ocorreu em um curto período de aceleração (aquecimento), no início do processo, seguido por um período de taxa decrescente. Os autores afirmam que o período de taxa de aceleração é geralmente desprezível no ciclo de secagem global, mas em alguns casos é significativo. Assim, a principal parte do processo de secagem ocorreu quase que completamente em um período de taxa decrescente.

Segundo Zheng *et al.* (2011), a secagem de quase todos os produtos biológicos ocorre no período de taxa decrescente, indicando que a difusão é o mecanismo dominante para a remoção de umidade. Assim, o processo de difusão de umidade progressivamente se torna o fator mais importante na secagem (CELMA *et al.*, 2009).

No período de taxa decrescente, a migração de água no interior do produto para a superfície é principalmente por difusão molecular, isto é, o fluxo de água é proporcional ao gradiente de umidade. Assim, a água se move de zonas com maior teor de umidade para zonas de menor teor de umidade, um fenômeno explicado pela Lei de Fick.

Nas Figuras 4.17, 4.18 e 4.19, são mostrados os resultados típicos de taxa de secagem em função da razão de umidade, parametrizados nas diferentes velocidades de esteira, para as temperaturas da fonte IV de 300, 400 e 500°C, respectivamente.

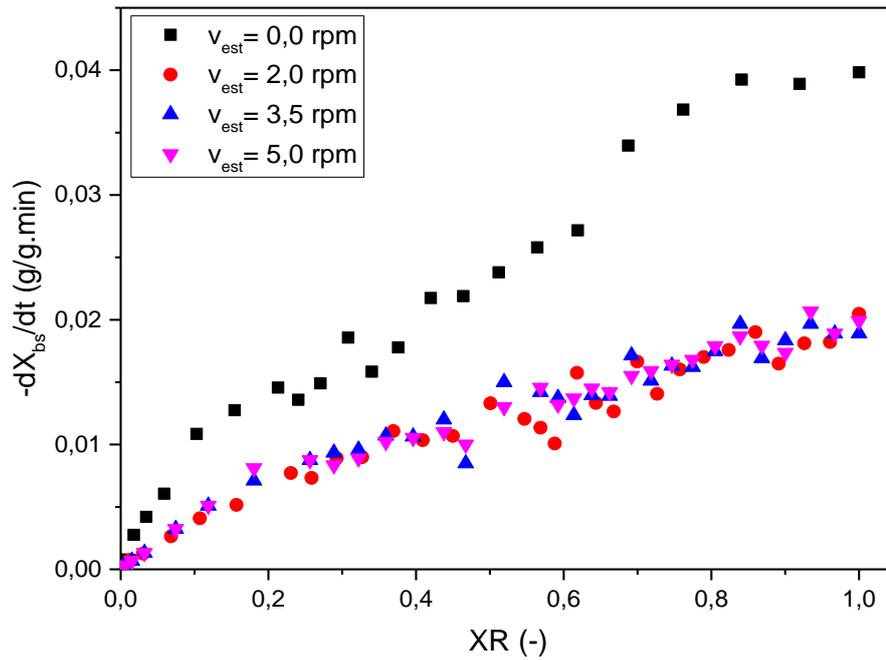


Figura 4.17 - Taxa de secagem em função da razão de umidade, nas diferentes velocidades de esteira empregadas, para a temperatura da fonte IV de 300°C.

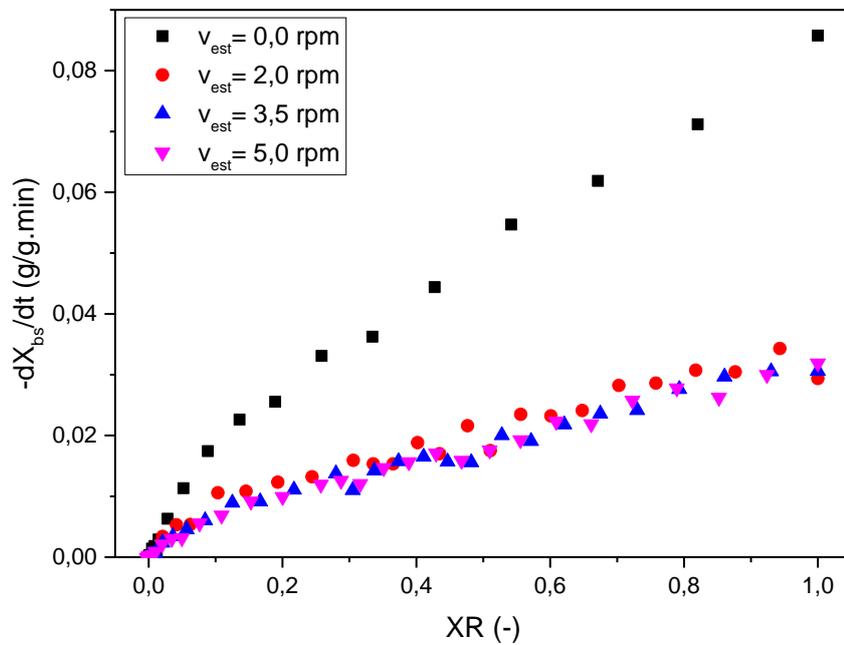


Figura 4.18 - Taxa de secagem em função da razão de umidade, nas diferentes velocidades de esteira empregadas, para a temperatura da fonte IV de 400°C.

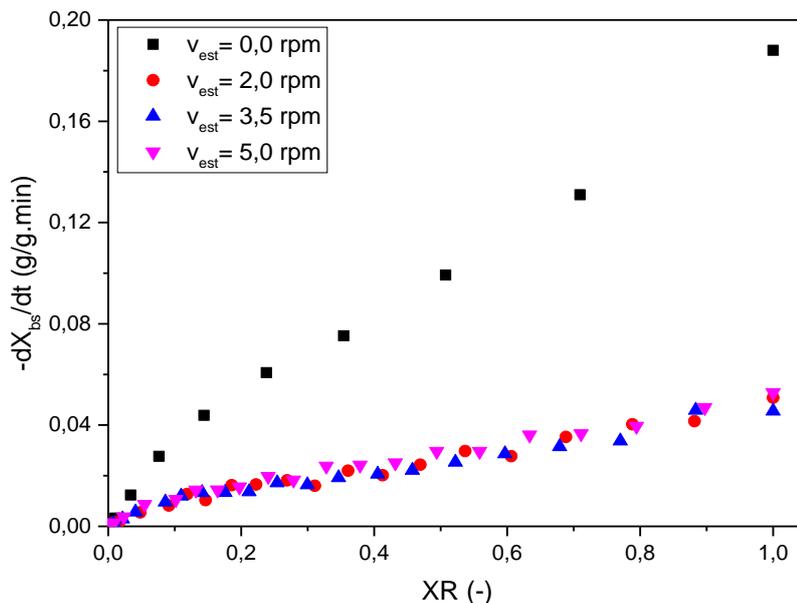


Figura 4.19 - Taxa de secagem em função da razão de umidade, nas diferentes velocidades de esteira empregadas, para a temperatura da fonte IV de 500°C.

Ao eliminar a rotação da esteira, houve um significativo aumento da taxa de secagem, em razão do aumento significativo da temperatura superficial do produto, provocado pela aplicação contínua da radiação IV.

Nota-se que a velocidade da esteira não teve efeito significativo sobre a taxa de secagem, comportamento este que pode ser explicado pelo fato da temperatura superficial da amostra não, variar significativamente em diferentes velocidades da esteira.

A esteira em movimento implica em um tempo de têmpera da amostra, antes da mesma ser novamente exposta a radiação infravermelha, e quanto menor a velocidade da esteira, maior esse tempo de têmpera, o que poderia levar a uma ‘redistribuição’ de umidade no interior da partícula e assegurar a manutenção de uma película de água sobre sua superfície, contribuindo assim para uma maior absorção da energia radiante e, conseqüentemente, para um maior fluxo de umidade, como explicado por Andrade (2017). Porém, não foi esse o comportamento observado no presente trabalho, possivelmente pelo fato do tempo de têmpera não ter sido suficiente para que ocorresse a redistribuição de umidade, o que intensificaria a secagem. Possivelmente, a redução da temperatura superficial do material, provocada pela intermitência do aquecimento IV

nos experimentos com a esteira em movimento, afetou mais significativamente a taxa de secagem do bagaço de cana.

Os resultados de taxa de secagem e temperatura superficial do material em função do tempo, para a temperatura da fonte IV de 400°C, com a esteira se movimentando a 3,5 rpm e com esteira parada, são apresentados nas Figuras 4.20 e 4.21, respectivamente.

Nos doze minutos iniciais do processo as taxas de remoção de umidade ficaram compreendidas entre 0,05 e 0,09 g/g min ao se operar com a esteira parada, e entre 0,0277 e 0,029 g/g min com a esteira em movimento a 3,5 rpm. As maiores taxas iniciais de secagem obtidas para a configuração de esteira fixa podem ser atribuídas às maiores taxas de aquecimento do produto submetido à radiação IV de forma contínua, que propicia ao produto receber maiores quantidades de energia radiante. A taxa inicial de aquecimento do material submetido à secagem IV em esteira fixa foi de, aproximadamente, 3,6°C/min, enquanto para a esteira com velocidade de 3,5 rpm, ficou em torno de 1,6°C/min. Este aquecimento mais gradual corrobora o arrefecimento do material, provocado pela movimentação da esteira por diferentes zonas do secador.

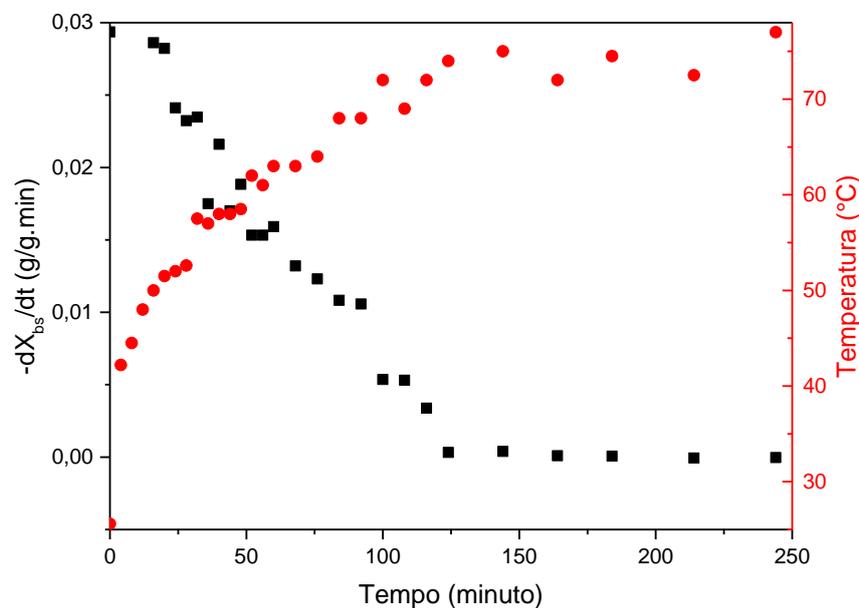


Figura 4.20 - Taxa de secagem e temperatura superficial do produto em função do tempo, para a temperatura da fonte IV de 400°C na velocidade de 3,5 rpm.

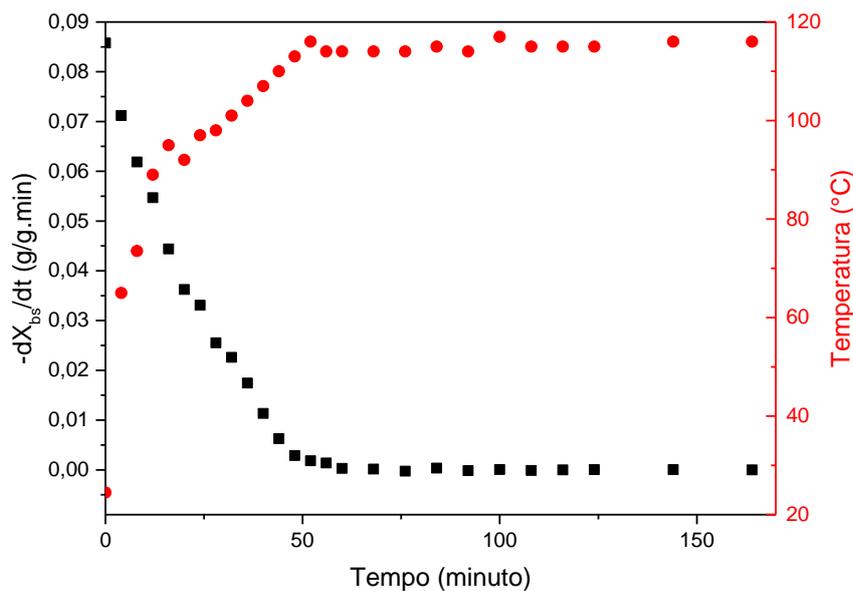


Figura 4.21 – Taxa de secagem e temperatura superficial do produto em função do tempo, para a temperatura da fonte IV de 400°C e velocidade de 0,0 rpm.

A partir das Figuras 4.20 e 4.21 podem também ser notado que na secagem IV com a esteira parada, o produto atingiu uma temperatura próxima a 120°C, enquanto para a esteira com velocidade de 3,5 rpm, foi em torno de 80°C. No decorrer do processo, à medida que a umidade é removida e a migração interna de umidade não consegue suprir a evaporação na superfície, há a formação de regiões secas na superfície do material, e a taxa de secagem começa a decrescer (MUJUMDAR, 2014). Comportamentos similares foram observados em todas as temperaturas da fonte IV investigadas.

4.5 Modelagem matemática das curvas de secagem

4.5.1 Difusividade efetiva de umidade

Na Tabela 4.8 são listados os valores de difusividade mássica efetiva estimados a partir do ajuste da Equação 8 aos dados de secagem obtidos em diferentes condições de temperatura da fonte IV e de velocidade da esteira.

Como esperado, a difusividade efetiva aumentou com o aumento da temperatura da fonte infravermelho, à medida que maiores níveis de intensidade de radiação infravermelha resultam em maiores temperaturas da amostra, e por

consequente, em maiores pressões de vapor, o que acelera a transferência de umidade (DOYMAZ, 2014). De acordo com Shi *et al.* (2013), quanto maior a temperatura de secagem, maior a energia vibracional e maior a atividade entre as moléculas de água, que aliadas à diminuição da viscosidade da água, facilitam a difusão das moléculas de água nos capilares (RUHANIAN e MOVAGHARNEJAD, 2006, TORKI-HARCHEGANI *et al.* 2016), Como resultado, tem-se maiores valores de difusividade mássica efetiva em temperaturas mais elevadas. Resultado este, comumente reportado na literatura (DOYMAZ e ISAMIL, 2011; ASHTIANI *et al.*, 2017).

Tabela 4.8 – Difusividade de umidade efetiva para as diferentes condições de secagem empregadas.

Condições de secagem		D_{eff} (m ² /s)	χ^2	RMSE	R ²
T (°C)	v_{est} (rpm)				
300	0,0	1,06E-10	0,00462	0,1247	0,9535
	2,0	4,26E-11	0,00690	0,2140	0,9344
	3,5	3,96E-11	0,00745	0,2309	0,9288
	5,0	4,32E-11	0,00758	0,2354	0,9312
400	0,0	2,50E-10	0,00288	0,0720	0,9646
	2,0	8,90E-11	0,00447	0,1250	0,9550
	3,5	8,68E-11	0,00502	0,1405	0,9505
	5,0	9,14E-11	0,00522	0,1461	0,9490
500	0,0	4,01E-10	0,00137	0,0328	0,9792
	2,0	1,43E-10	0,00354	0,0954	0,9618
	3,5	1,47E-10	0,00321	0,0867	0,9647
	5,0	1,36E-10	0,00419	0,1132	0,9563

Os valores de difusividade efetiva de umidade, encontrados variaram de $3,96 \times 10^{-11}$ e $4,01 \times 10^{-10}$ m²/s. O menor valor de difusividade efetiva foi encontrado para a condição de temperatura de 300°C e velocidade de 3,5 rpm. A partir dos parâmetros χ^2 , RMSE e R² observa-se uma boa qualidade de ajuste para a estimação da difusividade efetiva. Houve uma influência pouco significativa da velocidade da esteira sobre a difusividade efetiva de umidade. Para a temperatura da fonte IV de 300°C as diferenças entre os valores de difusividade obtidos nas velocidades de esteira de 2,0; 3,5 e 5,0 rpm não foram superiores a 9,32%. Para as temperaturas da fonte IV de 400 e 500°C, essas diferenças foram, no máximo, de 5,29 e 7,35%, respectivamente.

Para os experimentos com a esteira parada foram encontrados valores de difusividade efetiva de umidade maiores que aqueles obtidos com a esteira em

movimento, numa mesma temperatura da fonte IV, devido às maiores temperaturas atingidas pelo bagaço de cana.

Mazutti *et al.* (2010), na secagem de bagaço de cana-de-açúcar não fermentado, com uma vazão volumétrica de 2 m³/h e temperaturas de 30 a 45 °C, encontraram valores de difusividade entre 6,76X10⁻¹¹ e 9,67X10⁻⁹ m²/s. Torki-Harchegani *et al.* (2016) encontraram valores de difusividade para o açafrao entre 1,110X10⁻¹⁰ m²/s e 4,139X10⁻¹⁰m²/s, e concluíram que estão dentro dos valores esperado para materiais biológicos.

Babalís e Belessiotis (2004) afirmaram que a difusividade efetiva variou de 8,4x10⁻¹⁰ a 1,13x10⁻⁹ m²/s para temperatura numa faixa de 55-85°C, para a secagem de figos. Tzempelíkos *et al.* (2014) mostraram que para a secagem de fatias de marmelo, para temperaturas na faixa de 40 a 60°C, a difusividade efetiva variou entre 2,67x10⁻¹⁰ e 8,17x10⁻¹⁰ m²/s. O valor de difusividade encontra-se dentro da faixa de 10⁻¹² e 10⁻⁸ m²/s para a secagem de materiais biológicos (DOYMAZ, 2012 apud Zogzas *et al.* . 1996).

A diferença entre esses valores de difusividade pode ser devido a diferentes propriedades do material como dimensões e composição, diferentes condições de secagem, diferentes técnicas de secagem, pré-tratamento físico ou químico e teor de umidade inicial (SHI *et al.*, 2013). Após a análise dos parâmetros de secagem por meio das curvas anteriores, buscou-se avaliar estatisticamente os resultados, a fim de verificar as condições que mais influenciaram no processo de secagem. Selecionou-se a temperatura da fonte infravermelha e a velocidade da esteira como variáveis independentes que afetam as variáveis de resposta analisada: difusividade efetiva de umidade, e realizada uma análise de variância (ANOVA) com nível de significância de 5%, cujos resultados são apresentados na Tabela 4.9.

Tabela 4.9 – Análise de Variância (ANOVA) dos fatores, temperatura da fonte e velocidade da esteira, na difusividade efetiva.

Fonte de Variação	Soma Quadrática	Graus de Liberdade	Média Quadrática	F	p
Temperatura (L)	1,51E-20	1	1,51E-20	750,1192	0,000107
Temperatura (Q)	1,63E-23	1	1,63E-23	0,8120	0,433949
Velocidade (L)	2,03E-24	1	2,03E-24	0,1010	0,771475
Velocidade (Q)	9,54E-26	1	9,54E-26	0,0047	0,949430
Temperatura (L) x Velocidade (L)	1,26E-23	1	1,26E-23	0,6273	0,486181
Erro	6,03E-23	3	2,01E-23		
Total	1,52E-20	8			

A partir dos resultados da Tabela 4.9, percebe-se que o único efeito significativo foi o termo linear da temperatura. Os efeitos do termo quadrático da temperatura, termo linear da velocidade, termo quadrático da velocidade e o efeito da interação entre o termo linear da temperatura e o linear da velocidade não apresentaram um efeito significativo, já que não apresentam valor-p menor que 5%.

A Figura 4.22 exibe o diagrama de Pareto, onde por meio da sua análise podem-se confirmar os resultados da ANOVA. Os efeitos que mais influenciaram na variável repostada são colocados em ordem decrescentes e aqueles que não ultrapassam a linha vermelha vertical, que corresponde ao nível de significância de 5%, são desconsiderados.

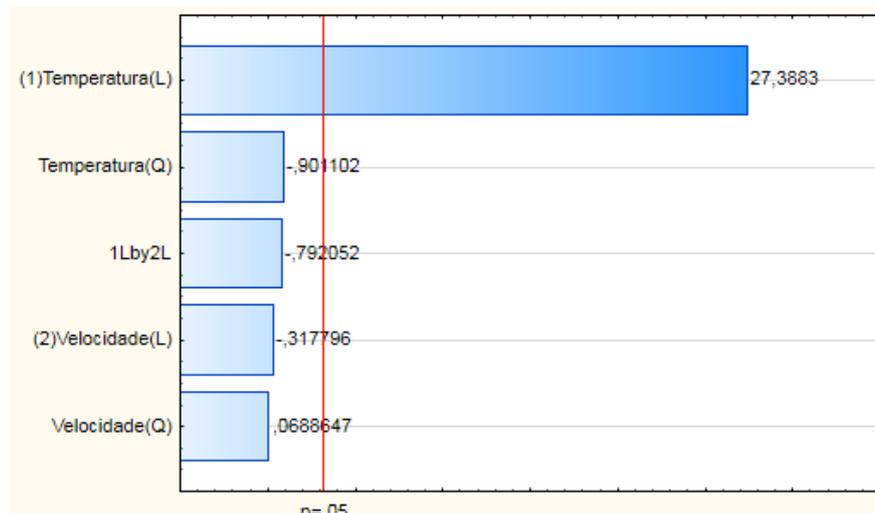


Figura 4.22 – Diagrama de Pareto.

Usando regressão múltipla, os valores de difusividade de umidade efetiva foram correlacionados com a temperatura da fonte infravermelha (T) e a velocidade da esteira (v_{est}), através de um modelo polinomial de segunda ordem, mostrado na equação:

$$D_{eff} = -8,202E-11 + 3,142E-13 * T + 2,86E-16 * T^2 + \dots \quad (22)$$

$$\dots + 5,027E-12 * v_{est} - 9,705E-14 * v_{est}^2 - 1,184E-14 * T * v_{est} \quad R^2 = 0,996$$

A qualidade do ajuste (R^2) da Equação 16 foi de 0,996, o que demonstra que a equação é adequada para a estimativa da difusividade a partir das variáveis independentes, temperatura da fonte (T) e velocidade da esteira (V).

calculados, para as equações de Lewis, Logarítmico, Page, Midilli e Aproximado de difusão, respectivamente.

Tabela 4.10 - Parâmetros estimados da equação semi-empírica de Lewis e valores dos critérios estatísticos de qualidade de ajuste, em diferentes condições operacionais.

Condições secagem		Parâmetro Estimados			$\chi^2 \times 10^4$	RMSE	R ²
T (°C)	v _{est} (rpm)	K (1/s)					
300	0,0	0,02568			9,651	0,0261	0,9903
	2,0	0,01108			11,30	0,0351	0,9892
	3,5	0,01036			12,70	0,0393	0,9879
	5,0	0,01045			11,60	0,0372	0,9891
400	0,0	0,05832			7,430	0,0186	0,9909
	2,0	0,02187			6,615	0,0185	0,9933
	3,5	0,02132			9,776	0,0275	0,9904
	5,0	0,02234			10,80	0,0302	0,9895
500	0,0	0,09293			3,124	0,0075	0,9952
	2,0	0,03406			7,386	0,0199	0,9920
	3,5	0,03503			6,103	0,0165	0,9933
	5,0	0,03254			9,680	0,0261	0,9899

Tabela 4.11 - Parâmetros estimados da equação semi-empírica logarítmica e valores dos critérios estatísticos de qualidade de ajuste, em diferentes condições operacionais.

Condições secagem		Parâmetro Estimados			$\chi^2 \times 10^4$	RMSE	R ²
T (°C)	v _{est} (rpm)	a	K(1/s)	c			
300	0,0	1,070	0,024	-0,04529	4,483	0,0112	0,9955
	2,0	1,104	0,00986	-0,08373	3,323	0,0096	0,9968
	3,5	1,118	0,00908	-0,0964	3,402	0,0099	0,9967
	5,0	1,110	0,0095	-0,09438	3,354	0,0097	0,9965
400	0,0	1,053	0,05763	-0,01759	5,216	0,0120	0,9936
	2,0	1,062	0,02088	0,02088	2,981	0,0077	0,9970
	3,5	1,073	0,01987	-0,04932	4,407	0,0115	0,9957
	5,0	1,077	0,02103	-0,04715	4,951	0,0129	0,9952
500	0,0	1,026	0,09254	-0,00772	2,725	0,0060	0,9959
	2,0	1,052	0,03284	-0,02729	4,517	0,0113	0,9951
	3,5	1,046	0,0339	-0,02413	3,817	0,0095	0,9958
	5,0	1,065	0,03135	-0,03191	5,512	0,0138	0,9942

Tabela 4.12 - Parâmetros estimados da equação semi-empírica de Page e valores dos critérios estatísticos de qualidade de ajuste, em diferentes condições operacionais.

Condições secagem		Parâmetro Estimados		$\chi^2 \times 10^{-4}$	RMSE	R ²
T (°C)	v _{est} (rpm)	K(1/s)	n			
300	0,0	0,01364	1,168	3,619	0,00941	0,9964
	2,0	0,00499	1,183	2,821	0,00846	0,9973
	3,5	0,00438	1,195	2,912	0,00874	0,9972
	5,0	0,00465	1,190	2,852	0,00864	0,9982
400	0,0	0,03026	1,213	1,632	0,00392	0,9980
	2,0	0,01215	1,152	1,492	0,00403	0,9985
	3,5	0,01093	1,171	3,161	0,00854	0,9985
	5,0	0,01057	1,194	2,823	0,00762	0,9972
500	0,0	0,06234	1,151	1,108	0,00255	0,9983
	2,0	0,01947	1,158	2,705	0,00703	0,9971
	3,5	0,02111	1,144	2,379	0,00619	0,9974
	5,0	0,0161	0,0161	2,684	0,00698	0,9972

Tabela 4.13 - Parâmetros estimados da equação semi-empírica de secagem de Midilli e valores dos critérios estatísticos de qualidade de ajuste, em diferentes condições operacionais.

Condições secagem		Parâmetro Estimados				$\chi^2 \times 10^4$	RMSE	R ²
T (°C)	v _{est} (rpm)	a	K(1/s)	n	B(1/s)			
300	0,0	0,9773	0,01154	1,205	2,093e-5	3,049	0,00854	0,9969
	2,0	0,979	0,0044	1,197	9,318e-5	1,471	0,00412	0,9986
	3,5	0,9807	0,00397	1,203	1,012e-4	1,543	0,00432	0,9985
	5,0	0,9901	0,00415	1,205	1,021e-4	1,552	0,00444	0,9974
400	0,0	0,9819	0,02722	1,241	-1,657e-5	1,380	0,00345	0,9982
	2,0	0,9827	0,01091	1,172	-4,792e-5	1,175	0,00294	0,9988
	3,5	0,9772	0,00955	1,194	-8,473e-5	2,364	0,00591	0,9977
	5,0	0,9774	0,00925	1,218	-7,471e-5	2,121	0,00530	0,9979
500	0,0	0,9909	0,06004	1,162	-8,355e-6	1,169	0,00245	0,9982
	2,0	0,9768	0,01677	1,191	-5,226e-5	2,337	0,00561	0,9974
	3,5	0,9793	0,01877	1,169	-4,651e-5	2,115	0,00508	0,9977
	5,0	0,9762	0,01383	1,229	-5,654e-5	2,235	0,00537	0,9977

Tabela 4.14 - Parâmetros estimados da solução simplificada do modelo difusivo e valores dos critérios estatísticos de qualidade de ajuste, em diferentes condições operacionais.

Condições secagem		Parâmetro Estimados			$\chi^2 \times 10^{-4}$	RMSE	R^2
T (°C)	v _{est} (rpm)	a x 10 ⁻⁷	K(1/s)	b			
300	0,0	3,274	0,04165	1	3,390	0,00848	0,9976
	2,0	1,537	0,01914	1	2,369	0,00687	0,9977
	3,5	1,796	0,01823	1	2,506	0,00727	0,9976
	5,0	1,824	0,01954	1	2,541	0,00748	0,9964
400	0,0	4,341	0,03648	1	2,815	0,00647	0,9965
	2,0	2,480	0,03529	1	1,181	0,00307	0,9988
	3,5	2,476	0,03511	1	2,811	0,00731	0,9972
	5,0	2,572	0,03759	1	2,576	0,00670	0,9975
500	0,0	3,946	0,06258	1	1,360	0,00299	0,9979
	2,0	3,186	0,0543	1	2,415	0,00604	0,9974
	3,5	2,709	0,05467	1	2,072	0,00518	0,9977
	5,0	2,943	0,054	1	2,503	0,00626	0,9974

O modelo para representar a cinética de secagem IV do bagaço de cana foi selecionado com base no maior valor de R^2 e nos menores valores de χ^2 e RMSE. Todos os modelos apresentam valores de R^2 aceitáveis (maiores que 0,987), onde o maior valor (0,998) pertence ao modelo Midilli. Os menores valores de RMSE (0,00245) e de χ^2 (1,108) pertencem ao modelo de Midilli e Page, respectivamente.

Assim, uma análise global dos critérios estatísticos adotados indica que o modelo de Midilli é o mais adequado para descrever o comportamento cinético de secagem IV do bagaço da cana em camada fina. Os valores de R^2 , χ^2 e RMSE variaram entre 0,996 e 0,998, 1,168E-4 e 3,040E-4 e 0,00854 e 0,00245, respectivamente para o modelo Midilli.

Para validar o modelo, na Figura 4.24 são comparados os valores de XR experimentais e os valores previstos pelo modelo de Midilli. Nota-se a boa concordância entre eles, uma vez que a maior parte dos valores está sobre a reta de inclinação 45°. Nos trabalhos de Doymaz (2014) e Celma *et al.* (2009) o modelo de Midilli *et al.* também se mostrou como o mais adequado para descrever a secagem de fatias de pêssgo e de resíduos do processamento industrial de uvas, respectivamente. .

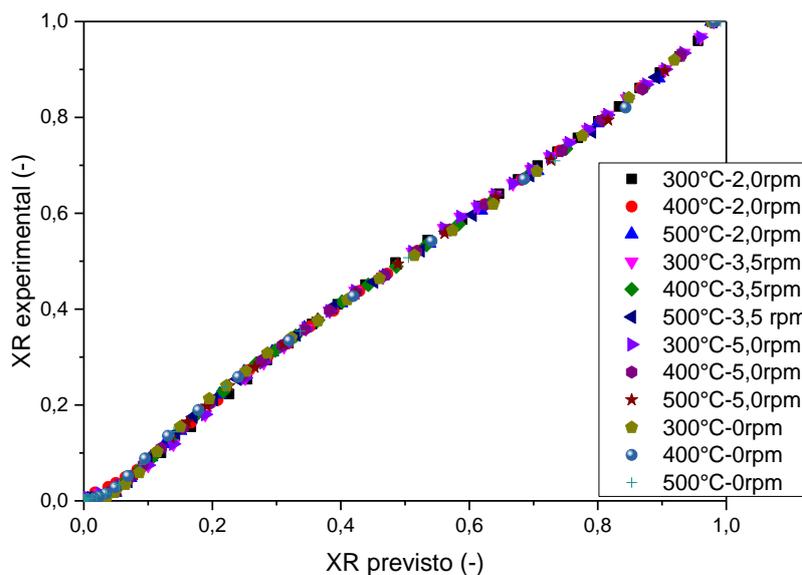


Figura 4.24 – Razão de Umidade experimental em função valores previstos pela equação de Midilli, em diferentes condições de temperatura da fonte IV e velocidade da esteira.

4.6 Consumo de energia específico e Eficiência de secagem

Para o cálculo do consumo de energia específico e da eficiência de secagem foi considerado que a resistência infravermelha tinha uma eficiência de 80%, essa eficiência refere-se à conversão de energia elétrica em energia infravermelha, esse valor foi com base no trabalho de Hebbar et al. (2004). Também foi considerado que o secador estivesse operando com a sua máxima capacidade de carga de biomassa.

Na Tabela 4.15 são apresentados os resultados do consumo de energia específica, expressos em kWh/g de água para as diferentes condições experimentais utilizadas nesse trabalho, considerando a remoção de umidade até atingir a umidade de equilíbrio.

A partir da Tabela 4.15 pode ser notado que o aumento da temperatura da fonte IV não acarretou em um maior consumo energético, pois apesar da potência requerida pelas resistências ter sido maior, o tempo de secagem foi significativamente reduzido. Assim, à medida que a temperatura da fonte IV foi aumentada, o consumo de energia do processo diminuiu.

Tabela 4.15 – Consumo energético por unidade de massa removida durante o processo de secagem.

Condições de secagem		CEE (kWh/g de água)
T (°C)	v _{est} (rpm)	
300	0,0	0,110
	2,0	0,147
	3,5	0,138
	5,0	0,145
400	0,0	0,090
	2,0	0,128
	3,5	0,126
	5,0	0,137
500	0,0	0,062
	2,0	0,123
	3,5	0,123
	5,0	0,112

Para uma determinada temperatura da fonte IV, e avaliando o processo para as velocidades de 2,0, 3,5 e 5,0 rpm, não houve diferença significativa entre os consumos de energia específica. Isso ocorreu porque o tempo de secagem para as diferentes velocidades da esteira foi, aproximadamente, o mesmo e o consumo do motor do sistema motriz da esteira foi praticamente desprezível se comparado com o consumo das resistências infravermelhas.

Porém, ao avaliar o consumo de energia específica para os experimentos com a esteira parada, verifica-se uma redução significativa do consumo de energia específica, a qual se deve às maiores temperaturas superficiais da amostra submetidas a essa configurações, conseqüentemente, aos menores tempos de secagem. Os consumos de energia específica nos experimentos com a esteira parada foram 20,29%, 28,57% e 49,59% menores do que aqueles com a esteira em movimento a uma velocidade de 3,5 rpm, para as temperaturas da fonte de 300, 400 e 500°C, respectivamente.

Ozdemir *et al.* (2017) observaram que com o aumento da potência infravermelha, houve um aumento das taxas de transferência de calor e de massa, que proporcionou o aumento da quantidade de umidade evaporada, porém com um tempo de secagem mais curto, o que levou o consumo de energia em todos os experimentos ser, aproximadamente, o mesmo.

A eficiência do sistema foi avaliada em termos da eficiência da secagem. Os valores de eficiência de secagem são maiores do que o de eficiência energética, em

todas as condições experimentais. Isso ocorre porque a eficiência energética considera apenas a energia utilizada para evaporar a água, ignorando a parcela da energia usada para aquecer o material, que é considerado na eficiência de secagem. Devido a predominância dos mecanismos internos de transferência de massa, considera-se assim que a eficiência de secagem seja um parâmetro mais adequado para a análise de energia do processo.

A Figura 4.25 mostra a eficiência de secagem IV em função do tempo para a situação com a esteira parada, enquanto as Figuras 4.26, 4.27 e 4.28 mostram a eficiência de secagem em função do tempo para as velocidades de esteira de 2,0; 3,5 e 5,0 rpm, respectivamente. O máximo valor de eficiência é encontrado nos instantes iniciais, já que a quantidade de energia IV fornecida para o material permanece constante ao longo de todo o experimento, porém, a fração de água evaporada é reduzida.

Brito *et al.* (2017) afirmam que no início do processo a energia fornecida é essencialmente usada para evaporar a água presente no material que não está fortemente ligada à estrutura do sólido. À medida que o teor de água diminui, a sua remoção torna-se cada vez mais difícil, porque a água está intimamente associada à estrutura porosa do material. Assim, a eficiência foi influenciada principalmente pelo teor de umidade do material, sendo proporcional à taxa de secagem do processo.

A eficiência de secagem também é influenciada pela massa do material. Brito *et al.* (2017) observaram que o aumento da carga do produto (sorgo) resultou em melhores eficiências de secagem, já que quanto maior a carga maior a quantidade de água removida.

A máxima eficiência de secagem encontrada foi de 46,0% nos instantes iniciais de secagem, para a temperatura da fonte IV de 500°C e com a esteira parada. Já a maior eficiência de secagem para a esteira em movimento foi de 35,93%, encontrada também nos instantes iniciais, na temperatura da fonte IV de 500°C e velocidade de esteira de 2,0 rpm. Brito *et al.* (2017) também obteve maiores eficiências de secagem em maiores temperaturas do processo de secagem.

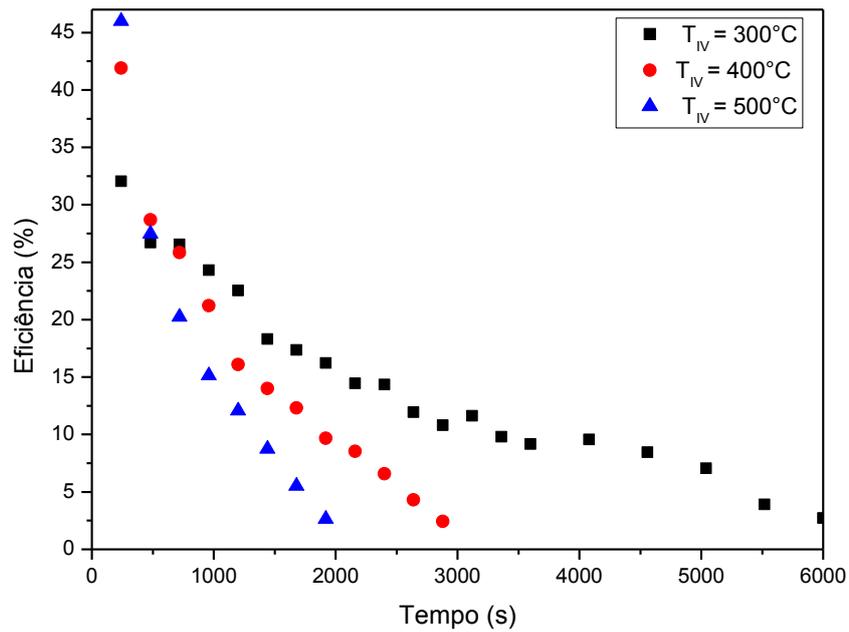


Figura 4.25 - Eficiência de secagem em função do tempo, com variação da temperatura da fonte IV para velocidade de esteira de 0 rpm.

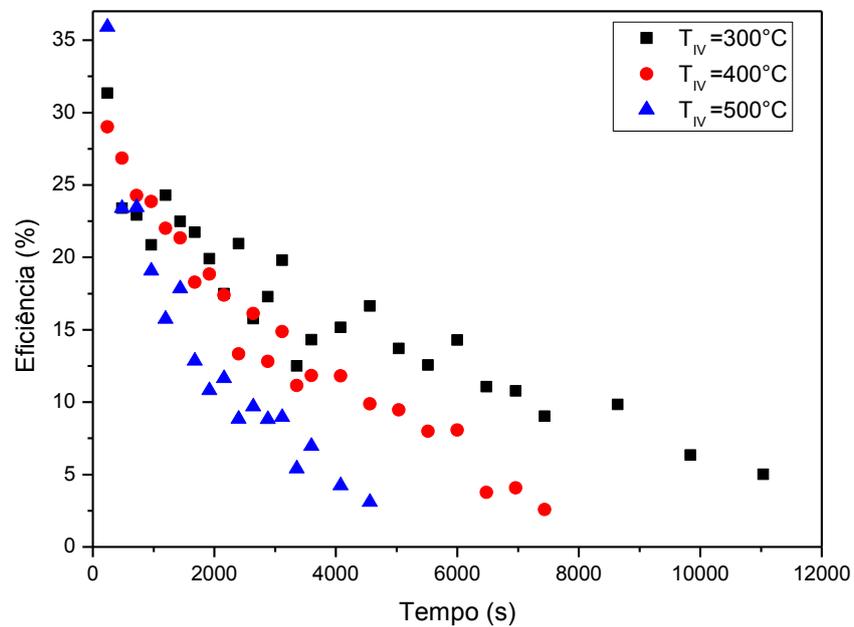


Figura 4.26 - Eficiência de secagem em função do tempo, com variação da temperatura da fonte IV para velocidade de esteira de 2,0 rpm.

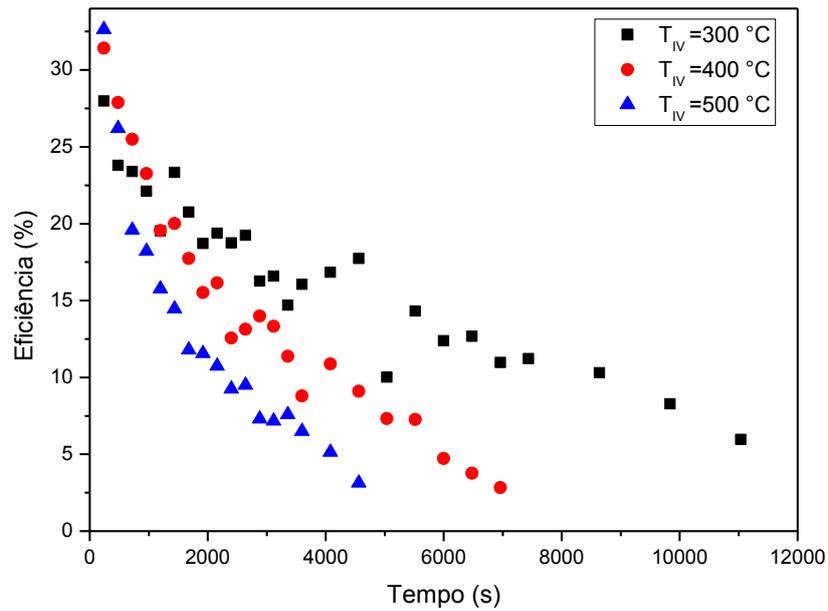


Figura 4.27 – Eficiência de secagem em função do tempo com variação da temperatura da fonte IV para velocidade de esteira de 3,5 rpm.

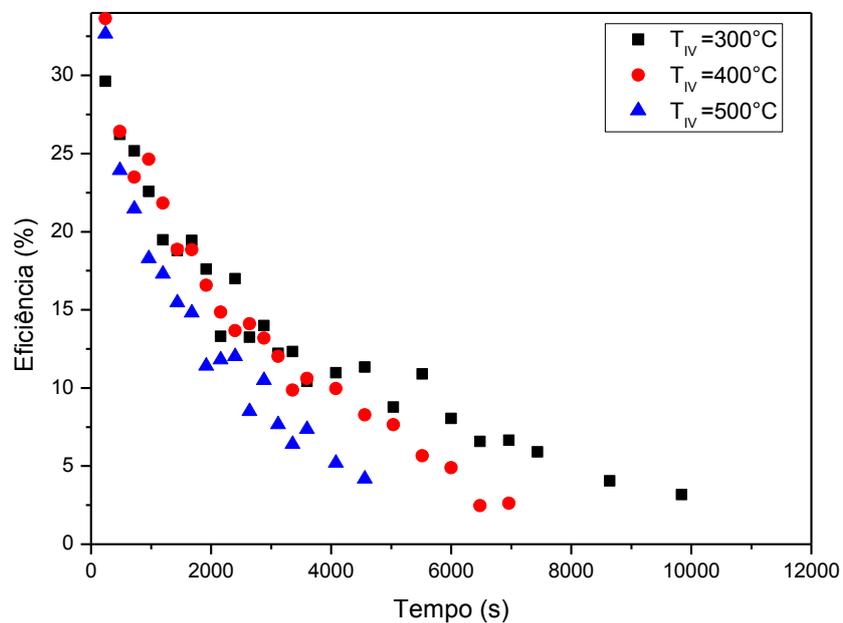


Figura 4.28 – Eficiência de secagem em função do tempo com variação da temperatura da fonte IV para velocidade de esteira de 5,0 rpm.

5 CONCLUSÕES

Nesse trabalho foi desenvolvido um secador tipo esteira circular assistido por uma fonte alternativa de energia eletromagnética na região do infravermelho. Foi detalhado o projeto desde a concepção até a análise da cinética de secagem, que é muito valiosa para a otimização de processos e melhoria da qualidade do produto, bem como útil para a análise do processo transferência de massa e de calor durante a secagem.

O secador tipo esteira desenvolvido tem como sua principal característica ser compacto, de baixo custo e ser versátil. Ser compacto é uma característica importante, já que um dos problemas encontrados nesse tipo de secador são as suas dimensões, e para experimentos em laboratório o espaço disponível é limitado. A sua versatilidade se deve à flexibilidade de operação tanto nos modos de aquecimento convectivo e IV, em diferentes distâncias da fonte de radiação IV, bem como à capacidade de aplicação para diferentes produtos.

O desempenho do secador desenvolvido foi avaliado com base no estudo da secagem do bagaço de cana-de-açúcar, sob diferentes condições operacionais. Foram avaliados os efeitos da temperatura da fonte IV e da velocidade da esteira sobre a cinética de secagem do material, difusividade de umidade efetiva e sobre o desempenho energético do secador.

Quanto à caracterização do bagaço da cana, o diâmetro de Sauter das partículas foi de 3,84 mm. O teor de umidade inicial do bagaço de cana-de-açúcar foi de $(64,94 \pm 0,54)$ % em b.u.. E o PCS variou entre 15649 kJ/kg e 21984 kJ/kg, para o teor de umidade de 49,73% em b.u. e o produto seco, respectivamente.

A partir da cinética de secagem, foi possível perceber que o aumento da temperatura provocou uma redução do tempo de secagem. Para o bagaço de cana atingir a umidade de equilíbrio, o tempo necessário foi de 274, 154 e 90 min para as temperaturas de 300, 400 e 500°C, respectivamente, e velocidade de esteira de 2,0 rpm. Para as velocidades de 3,5 e 5,0 rpm o tempo necessário foi de 270, 143 e 85 min e 268, 140 e 83 min, respectivamente. Para os experimentos com velocidade de esteira de 0,0 rpm, verificou-se que o tempo necessário para alcançar a umidade de equilíbrio, foi de, aproximadamente, 116, 60 e 44 min para as temperaturas de 300, 400 e 500°C, respectivamente.

Cinco equações semi-empíricas existentes na literatura foram avaliados para descrever a cinética de secagem em camada fina do bagaço de cana. O modelo que

apresentou a melhor qualidade de ajuste dos dados experimentais foi o de Midilli. Os valores encontrados variaram de $3,96 \times 10^{-11}$ e $4,01 \times 10^{-10}$ m²/s. O menor valor de difusividade efetiva foi encontrado para a condição de temperatura de 300°C e velocidade de 3,5 rpm. E o maior valor de difusividade efetiva de umidade foi de $4,01 \times 10^{-10}$ m²/s, para a secagem com velocidade de esteira de 0,0 rpm e temperatura da fonte IV de 500°C.

A partir da análise de variância (ANOVA) e do diagrama de Pareto com nível de significância de 5%, percebeu-se que o único efeito significativo foi o termo linear da temperatura. Usando regressão múltipla, os valores de difusividade efetiva de umidade foram correlacionados com a temperatura da fonte infravermelha e a velocidade da esteira.

O consumo de energia específica em kWh/g de água, entre todas as condições experimentais, foi entre 0,062 e 0,147. A máxima eficiência de secagem encontrada foi de 46,0% para a temperatura da fonte IV de 500°C e velocidade de esteira de 0,0 rpm. Já a maior eficiência de secagem para a esteira em movimento foi de 35,93%, na temperatura da fonte IV de 500°C e velocidade de esteira de 2,0 rpm.

6 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

- Realizar a otimização do secador tipo esteira assistido por aquecimento infravermelho;
- Adicionar o módulo de convecção a ar quente;
- Avaliar a influência da distância da fonte IV da amostra;
- Avaliação exergética do processo de secagem;
- Avaliar o desempenho no secador para a secagem de outros materiais.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ADAK, N.; HEYBELI, N.; ERTEKIN, C. Infrared drying of strawberry. **Food Chemistry**, v. 219, p. 109-116, 2017.
- AFZAL, T. M.; ABE, T.; HIKIDA, T. Energy and quality aspects during combined FIR-convection drying of barley, **Journal of Food Engineering**, v. 42, p. 177-198, 1999.
- AGÊNCIA NACIONAL DE ENERGIA ELÉTRICA (ANEEL), disponível em <[http://www2.aneel.gov.br/aplicacoes/atlas/pdf/05-Biomassa\(2\).pdf](http://www2.aneel.gov.br/aplicacoes/atlas/pdf/05-Biomassa(2).pdf)>, consultado em: 01/06/2017.
- AKTAS, M.; SEVIK, S.; AKTEKELI, B. Development of heat pump and infrared-convective dryer and performance analysis for stale bread drying. **Energy Conversion and Management**, v. 133, p. 82-94, 2016.
- AKTAS, M.; KHANLARI, A.; AMINI, A.; SEVIK, S. Performance analysis of heat pump and infrared-heat pump drying of grated carrot using energy-exergy methodology. **Energy Conversion and Management**, v. 132, p.327-338, 2017.
- ALMEIDA, L. F. P, **Peletização do bagaço de cana-de-açúcar: estudos das propriedades do produto e rendimento do processo**. 2015. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Produção)-Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Produção, Universidade Tecnológica do Paraná, Ponta Grossa-PR, 2015.
- ALAMIA, A.; STROM, H.; THUNMAN, H. Design of an integrated dryer and conveyor belt for woody biofuels. **Biomass and Bioenergy**. v. 77, p. 92-109. 2015.
- ANDRADE, D. S. **Estudo da secagem infravermelho de amêndoas de caus nos modos contínuo, intermitente e assistido por convecção**. 2017. 132 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) -Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal de Sergipe, São Cristovão/SE, Brasil, 2017.
- ARRUDA, E. B., FAÇANHA, J. M. F., PIRES, L. N., ASSIS, A. J., BARROZO, M. A. S., Conventional and modified rotary dryer: Comparison of performance in fertilizer drying. **Chemical Engineering and Processing**, v. 48, p. 1414-1418, 2009.
- ARTNASEAW, A.; THEERAKULPISUT, S.; BENJAPIYAPORN, C. Development of a vacuum heat pump dryer for drying chilli. **Biosystems Engineering**, v. 105, p. 130-138, 2010.
- ASHTIANI, S-H. M; SALARIKIA, A; GOLZARIAN, M. R; Analyzing drying characteristics and modeling of thin layers of peppermint leaves under hot-air and infrared treatments. **Information Processing In Agriculture**, v.4, p. 128-139, 2017.
- BABALIS, S.J. and BELESSIOTIS, V.G. Influence of the Drying Conditions on the Drying Constants and Moisture Diffusivity during the Thin-Layer Drying of Figs. **Journal of Food Engineering**, v. 65, p. 449-458, 2004.

BARBOSA, R. D. **Secagem de bagaço de cana em sistema pneumático**. 1992. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Alimentos) -Faculdade de Engenharia de Alimentos da Universidade Estadual de Campinas, Campinas-SP. 1992.

BARZEGAR, M.; ZARE, D; STROSHINE, R.L. An integrated energy and quality approach to optimization of green peas drying in a hot air infrared assisted vibratory bed dryer. **Journal of Food Engineering**, v. 166, p. 302–315, 2015.

BEN, disponível em: <https://ben.epe.gov.br/downloads/Relatorio_Final_BEN_2016.pdf>, consultado em 01/06/2017.

BOREL, L.D.M.S., **Aplicação de um secador de leite fluidizado assistido por aquecimento infravermelho para beneficiamento de pólen apícola**. 2014.149 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal de Sergipe, São Cristóvão - SE, Brasil, 2014.

BRITO, R. C.; PÁDUA, T. F.; FREIRE, J. T.; BÉTEGA, R. Effect of mechanical energy on the energy efficiency of spouted beds applied on drying of sorghum [*Sorghum bicolor* (L) moench]. **Chemical Engineering & Processing: Process Intensification**. v. 117, p. 95-105, 2017.

CELMA, A. R.; LOPEZ-RODRIGUEZ, F.; BLAZQUEZ, F.C. Experimental modelling of infrared drying of industrial grape by-products. **Food and Bioproducts processing**, v. 87, p. 247-253, 2009.

ÇENGEL, Y.A.; GHAJAR, A. J. **Transferência de calor e Massa – Uma abordagem Integrada**. 4 ed. Brasil: Amgh Editora, 2012. 928 p.

CHEN, Q.; BI, J.; WU, Z.; YI, J.; ZHOU, L.; ZHOU, Y. Drying kinetics and quality attributes of jujube (*Zizyphus jujuba* Miller) slices dried by hot-air and short- and medium-wave infrared radiation, **LWT – Food Science and Technology**, v. 64, p. 759-766, 2015.

CHKIR, I.; BALTI, M. A.; AZZOUZ, S.; KECHAOU, N.; HAMDI, M. Effects of air drying properties on drying kinetics and stability of cactus/brewer's grains mixture fermented with lactic acid bacteria. **Food Bioproducts Process**, v.94, p.10-19, 2014.

CIB – Conselho de Informações sobre Biotecnologia, disponível em <<http://cib.org.br>>, consultado em 18/05/2017.

CORAZZA, F. C.; NEITZEL, I.; SILVA, E. A. Modelagem de secador do tipo esteira: uma aplicação industrial. **Acta Scientiarum Technology**, v. 25, p. 13-140, 2003.

COREL RESISTÊNCIAS ELÉTRICAS, disponível em <<http://www.corel.ind.br/modulos-infravermelhos-ceramica>>, consultado em 17/06/2016.

CRANK, J. The Mathematics of Diffusion, Oxford University Press, London, U.K. 1975.

DAS, I; DAS, S. K.; BAL, S. Drying kinetics of high moisture paddy undergoing vibration-assisted infrared (IR) drying. **Journal Food Engineering**, v. 95, n. 1, p. 166-171, 2009.

DONDEE, S.; MESSO, N.; SOPONRONNARIT, S.; SIRIAMORNPNUN, S. Reducing cracking and breakage of soybean grains under combined near-infrared radiation and fluidized-bed drying. **Journal of Food Engineering**. n. 104.p. 6-13, 2011.

DOYMAZ, I.; ISAMIL, O. Drying characteristics of sweet cherry. **Food Bioproducts Process**, v. 89, n. 1, p. 31-38, 2011.

DOYMAZ, I. Evaluation of some thin-layer drying models of persimmon slices (*Diodpyroskaki L.*). **Energy Convers Manage**,v.56, p. 199-205, 2012.

DOYMAZ, I. Suitability of thin-layer drying models for infrared drying of peach slices. **Journal Food Process Preserve**, v. 38, n. 6, p. 2232-9, 2014.

ELIAERS P.; PATI JR; DUTTA S.; WILDE J. Modeling and simulation of biomass drying in vortex chambers. **Chemical Engineering Science**. v. 123, p. 648-664, 2015

EL-MESERY, H. S.; MWITHIGA, G. Performance of a convective, infrared and combined infrared- convective heated conveyor-belt dryer. **Journal Food Science Technology**, v. 5., p. 2721-2730, 2015.

ERLICH, C.; O'HMAN, M.; BJO'RNBOM, E.; FRANSSON, T. H.; Thermochemical characteristics of sugar cane bagasse pellets. **Fuel**, v. 84, p. 569-575, 2005.

FALADE, K.O.; OGUNWOLU, O.S. Modeling of drying patterns offres hand osmotically pretreated cooking banana and planta in slices. **Journal Food Processing and Preservation**. v. 38, p. 373-388, 2014.

FARIAS, R. P.; SANTIAGO, D. V.; LIMA, A.G.B. Modelagem Matemática Para Descrever A Secagem De Sólidos Em Secadores De Fluxos Cruzados. **9th BRAZILIAN CONGRESS OF THERMAL ENGINEERING AND SCIENCES**, CIT02-0464, Caxambu - MG, Brasil, 2002.

FUMAGALLI, F.; FREIRE, J.T. Analysis of the Drying Kinetics of *Brachiaria brizantha* (Hochst. Stapf) Grass Seeds at Different Drying Modes. **Drying Technology**, v. 25, p. 1433-1440, 2007.

GEBREEGZIABHER, T.; OYEDUN, A.O.; HUI C. W. Optimum biomass drying for combustion: A modeling approach. **Energy**; v. 63, p. 205-215, 2013.

GONÇALVES, J. E. Avaliação energética e ambiental de bagaço de cana-de-açúcar produzidos com rejeitos de sólidos urbanos e madeira de *Eucalyptus grandis*. Botucatu, 2010

HEBBAR, H. M.; VISHWANATHAN, K. H.; RAMESH, M. N. Development of combined infrared and hot air dryer for vegetables. **Journal of Food Engineering**. v. 65, p. 557-563, 2004.

HELLWIG, G. *Basic of the combustion of wood and straw* In: WERTHER, J. et al. Combustion of agricultural residues. Progress in Energy and Combustion Science, England, v. 26, n. 1, p. 1-27, 2000.

HOLANDA, P. R. H. **Secador Para Casulos Do Bicho-Da-Seda: Desenvolvimento, Simulação E Experimentação**. 2007. 181 f. Tese (Doutorado em Engenharia de Processos) - Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande-PB, Brasil, 2007.

HONG, G. P.; SHIM, K. B.; CHOI, M. J.; MIN, S. G. Effects of air blast thawing combined with infrared radiation on physical properties of pork. **Korean Journal for Food Science of Animal Resources**, v. 29, p. 302-309, 2009.

HOWARD, J.R. Fluidized bed technology: principles and applications, New York, Adam Hilger, p. 214, 1989.

IZLI, N.; YILDIZ, G.; UNAL, H.; ISIK, E.; UYLASER, V. Effect of different drying methods on drying characteristics, colour, total phenolic content and antioxidant capacity of Goldenberry (*Physalis peruviana* L.). **International Journal Food Science Technology**. v. 49, p. 9-17, 2014.

JATURONGLUMLERT, S.; KIATSIRIROAT, T. Heat and mass transfer in combined convective and far-infrared drying of fruit leather. **Journal of Food Engineering**, v. 100, p. 254-260, 2010.

KHANKARI, K.K.; PATANKAR, S.V. Performance Analysis Of A Double-Deck Conveyor Dryer - A Computational Approach. **Drying Technology: An International Journal**. v. 17, p. 2055-2067, 1999.

KHIR, R.; PAN, Z.; SALIM, A. HARTSOUGH, B. R.; MOHAMED, S. Moisture diffusivity of rough rice under infrared radiation drying, **LWT – Food Science and Technology**, v. 44, p. 1126-1132, 2011.

KIRANOUDIS, C.T.; MARKATOS, N.C. Pareto design of conveyor-belt dryers, v. 46, p. 145-155, 2000.

KOOP, L.; TUSSOLINI, L. VOLL, F. A.P.; ZANOELO, E.V. A Dynamic Two-Dimensional Model for Deep-Bed Drying of Mate Leaves (*Ilex paraguariensis*) in a Single-Pass/Single-Zone Conveyor-Belt Dryer. **Drying Technology**. v. 33, p. 185-193, 2015.

KUMAR, A.; SINGH, M.; SINGH, G.; Effect of different pretreatments on quality of mushrooms during solar drying. **Journal Food Science Technology**. v. 50, p. 165-170, 2013.

- LACERDA, A. F.; LISBOA, M. H.; BARROZO, M.A.S. Heat and mass transfer in a countercurrent moving bed dryer. **Applied Thermal Engineering**, v. 25, p. 2641-2652, 2005.
- LAMPINEN, M. J.; OJALA, K. T.; KOSKI, E. Modeling and measurements of dryers for coated paper. **Drying Technology**. v. 9. p. 973-1017. 1991.
- LECHTANSKA, J. M.; SZADZINSKA, J.; KOWALSKI, S.J. Microwave- and infrared-assisted convective drying of green pepper: Quality and energy considerations, **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, v. 98, p. 155-164, 2015.
- LEE, M. K.; KIM S.H.; LEE S.Y.; CHUNG C.K.; KANG I. J.; OH D.H. The effect of far infrared ray-vacuum drying on the quality changes of *pimpinellabracycarpa*. **Journal of the Korean Society of Food Science and Nutrition**, v. 29, p. 561-567, 2000.
- LIMA, A. G. B. L.; HOLANDA, P. R. H.; MATA, S. F. Secagem De Casulos Do Bicho-Da-Seda Em Fluxos Cruzados:Modelagem, Simulação E Experimentação. **Revista Brasileira de Produtos Agroindustriais**, v 8, n.1, p. 43-52, 2006.
- LIU Y.; PENG J.; KANSHAY.; ISHIZUKA M.; TSUTSUMI A.; JIA D.; BI X. T.; LIM C. J.; SOKHANSANJ S. Novel fluidized bed dryer for biomass drying. **Fuel Process. Technology**, v. 122, p. 170–175, 2013.
- MANZANO-AGUGLIARO F., ALCAYDE A., MONTOYA F.G., ZAPATASIERRA A., GIL C. Scientific production of renewable energies worldwide: An overview. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 18, p, 134–143, 2013.
- MAZUTTI, M. A.; ZABOT, G.; BONI, G. SKOVRONSKI, A. OLIVEIRA, D.; LUCCIO, M. D.; OLIVEIRA, J. V.; RODRIGUES, M. I. TREICHEL, H. MAUGERI, F. Mathematical modeling of thin-layer drying of fermented and non-fermented sugarcane bagasse. **Biomass and Bioenergy**. v. 34, p. 780-786, 2010.
- MIRZAHOSEINKASHANI, E.; KASIRI, N. Mathematical Modeling of a Cross Flow Conveyor Belt Dryer. **Scientia Iranica**, v. 15, n. 4, pp 494-501, 2008.
- MUJUMDAR, A. S. **Handbook of Industrial Drying**. 4 ed. Boca Raton: CRC Press, 2014. 1348 p.
- NGUYEN, T. L. T.; HERMANSEN, J. E.; SAGISAKA, M. Fossil energy savings potential of sugar cane bio-energy systems. **Applied Energy**. p.132-139, 2009.
- NING, X.; LEE, J.; HAN, C. Drying characteristics and quality of red ginseng using far-infrared rays. **Journal of Ginseng Research**, v. 39, p. 371-375, 2015.
- NORTON, R. L. **Projeto de Máquinas – Uma abordagem integrada**. 4. ed. Porto Alegre: Grupo A, 2013. 1030 p.

NOWAK, D.; LEWICKI, P. P. Infrared drying of apple slices. **Innovative Food Science and Emerging Technologies**, v. 5, p. 353-360, 2004.

OLIVEIRA, S. F. A. **Avaliação energética da Biomassa de Cana-de-Açúcar em diferentes indústrias Sucroenergéticas**. 2014. 80f. Dissertação (Mestrado Profissional em Produção), Instituto Tecnológico de Aeronáutica, São José dos Campos-SP, Brasil, 2014

OZDEMIR, M. B.; AKTAS, M.; SEVIK, S.; KHANLARI, A. Modeling of a convective –infrared kiwifruit drying process. **International Journal of Hydrogen Energy** xxx, p.1-9, 2017.

RATTI, C.; MUJUMDAR, A. S. Simulation of packed bed drying of food stuffs with airflow reversal. **Journal of Food Engineering**. v. 26, p. 259-271. 1995

ROBERTS, J. S.; KIDD, D. R.; PADILLA-ZAKOUR, O. Drying kinetics of grape seeds. **Journal Food Engineering**.v.89, p. 460–465, 2008.

ROSILLO-CALLE, F. BAJAY, S.; ROTHMAN, H. *Uso da biomassa para produção de energia na indústria brasileira*. Campinas: UNICAMP, 2005. 447 p.

RUHANIAN, S.; MOVAGHARNEJAD, K. Mathematical modeling and experimental analysis of potato thin-layer drying in an infrared-convective dryer. **Engineering in Agriculture, Environment and Food**. v. 9, p. 84-91, 2016.

SAIÃO, Maria G. C. **Implementação de uma Central a Biomassa. Análise de sustentabilidade Ambiental e Econômica**. 2009, 99 f. Dissertação (Mestre em Engenharia do Ambiente) – Instituto Superior Técnico, Universidade de Lisboa, Lisboa, Portugal, 2009.

SANTOS, K. G. **Aspectos fundamentais da pirólise de biomassa em leito de jorro: fluidodinâmica e cinética do processo**. Tese (Doutorado em Engenharia Química). Universidade Federal de Uberlândia. Uberlândia/MG. 2011.

SAKAI, N.; HANZAWA, T. Applications and Advances infra-infrared heating in Japan. **Food Science Technology**. v. 5, p. 357-363. 1994.

SALEMOVIC, D. R; DEDIC, A.D.; CUPRIC, N. L. A Mathematical Model And Simulation Of The Drying Process Of Thin Layers Of Potatoes In A Conveyor-Belt Dryer. **Thermal Science**, v. 19, n. 13, p. 1107-1118, 2015.

SAMPAIO, C. P.; NOGUEIRA, R. M.; ROBERTO, C.D.; SILVA. Development of a dryer with airflow reversal and a pneumatic system for grain movement. **Biosystems Engineering**, v. 98, p. 33-38, 2007.

SANDU, C. Infrared Radiative Drying in Food Engineering: A process Analysis. **Biotechnology Progress**. v. 2, n. 3. p. 109-119, 1986.

SAVAS, K.; BASMAN, A. Infrared drying: A promising technique for bulgur production, **Journal of Cereal Science**, v. 68, p. 31-37, 2016.

SCHAMALKO, M. E.; PERALTA, J. M.; ALZAMORA, S. M. Modeling the Drying of a Deep Bed of *Ilex paraguariensis* in an Industrial Belt Conveyor Dryer. **Drying Technology**, v. 25, p. 1967-1975, 2007.

SCHEER, A. **CIM: Evoluindo para a fábrica do futuro**. 1 ed. Rio de Janeiro: Quality mark Editora, 1993. 228 p.

SHI, J.; PAN, Z.; MCHUGH, T.H.; WOOD, D.; HIRBSCBERG, E.; OLSON, D. Drying and quality characteristics of fresh and sugar-infused blueberries dried with infrared radiation heating. **LWT-Food Science Technology**. v. 41, p. 1962-1972, 2008.

SHI, Q. ZHENG, Y., ZHAO, Y. Mathematical modeling on thin-layer pump dryer of yacon (*Smallanthus sonchifolius*) slices. **Energy ConversManage**, v.71, p. 208-16, 2013.

SIEMENS. Conversores CA/CC e Motores CC. São Paulo, maio 2005.

SILVA, P. B.; DUARTE, C. R.; BARROZO, M. A.S. Dehydration of acerola (*Malpighia emarginata* D.C.) residue in a new designed rotary dryer: Effect of process variables on main bioactive compounds. **Food and Bioproducts Processing**, v. 98, p-62-70, 2016.

SILVA, V. L. M. M.; GOMES, W. C.; ALSINA, O. L. S.; Utilização do bagaço de cana-de-açúcar como biomassa adsorvente na adsorção de poluentes orgânicos. **Revista Eletrônica de Materiais e Processos**, v.2, p. 27-32, 2007.

SILVÉRIO, B. C.; ARRUDA, E. B.; DUARTE, C.R.; BARROZO, M. A. S. A novel rotary dryer for drying fertilizer: Comparison of performance with conventional configurations. **Powder Technology**, v. 270, p. 135-140, 2015.

SINGH, B.; PANESAR, P. S.; NANDA, V. Utilization of carrot pomace for the preparation of a value added product. **World Journal Dairy Food Sciences**. v. 1, p. 22-27, 2006.

SKJOLDEBRAND, C. *Cooking by infrared radiation*. In: Proceedings from Progress in Food Preparation Process. Swedish Institute for Food and Biotechnology, Gothenburg, p. 157-173. 1986.

SOSA-ARNAO, J. H. **Caldeiras aquatubulares de bagaço: estudo do sistema de recuperação de energia**. 2008. 232 p. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica, Campinas/SP, 2008.

SOSA-ARNAO, J. H.; CORRÊA, J. L. G.; SILVA, M .A.; NEBRA, S. A. Sugar cane bagasse drying – a review. **International Sugar Journal** , 2006.

SOSA-ARNAO, J. H.; NEBRA S. A.; Bagasse dryer role in the energy recovery of water tube boilers. **Drying Technology**, v. 27, n. 4 p. 587-594, 2009.

SOUZA, D. F. S.; VIEIRA, R. C.; PASSOS, M. L.; BIASCAIA JR., E. C. Robust Simulation of Counterflow Moving Bed Dryers. **Drying Technology**, v. 23 p. 1925-1937, 2005.

SUPMOON, N.; NOOMHORM, A. Influence of combined hot air impingement and infrared drying on drying kinetics and physical properties of potato chips. **Drying Technology**, v. 31, n. 1, p. 24-31, 2013.

TORKI-HARCHEGANI, M.; GHANBARIAN, D.; MAGHSOODI, V.; MOHED, A. Infrared thin layer of saffron (*crocus sativus* L.) stigmas: Mass transfer parameters and quality assessment. **Chine Journal of Chemical Engineering**. xxx7 p.,2016.

TZEMPELIKOS, D. A.; VOUIROS, A. P.; BARDAKAS, A. V.; FILOS, A. E.; MARGARIS, D. P.. Case studies on the effect of the air drying conditions on the convective drying of quinces. **Case Studies in Thermal Engineering**, v. 3, n. 7, p. 79-85, 2014.

VALIX, M.; KATYAL, S.; CHEUNG, W. H. Combustion of thermochemically torrefied sugar cane bagasse. **Bioresource Technology**. v. 223, p. 202-209, 2017.

VIEIRA, A. C. **Caracterização da Biomassa proveniente de resíduos agrícolas**.2012. Dissertação (Mestrado em Engenharia na agricultura). Universidade Estadual do Oeste do Paraná. Cascavel/PR. 2012.

WANG, Z.; SUN, J.; LIAO, X.; CHEN, F.; ZHAO, G.; WU, J.; HU, X. Mathematical modeling on hot air drying of thin layer apple pomace. **Food Research Internacioanl**. v. 40, p. 39–46. 2007

WANYO, P.; SIRIAMORNPNUN, S.; MEESO, N. Improvement of quality and antioxidant properties of dried mulberry leaves with combined far-infrared radiation and air convection in Thai tea process, **Food and Bioproducts Processing**, v. 8, p. 22-30, 2011.

WILLIAMS-GARDNER, A. *Industrial Drying*. Chemical and Process Engineering Series, I.L. Hepner (series ed.), London: Leonard Hill. 1971.

YANG, J.; BINGOL, G. B.; PAN, Z.; BRANDL, M. T.; MCHUGH, T. H.; WANG, H. Infrared heating for dry-roasting and pasteurization of almonds, **Journal of Food engineering**, v. 101, p. 273-280, 2010.

YU, D. U.; SHERESTHA, B. L.; BAIK, D. Radio Frequency Dielectric Properties of Bulk Canola Seeds under different temperatures, moisture contents, and frequencies for feasibility of radio frequency disinfestation. **International Journal of Food Properties**, v. 18, p. 2746-2763, 2015.

ZHANG, K.; YOU, C. Numerical simulation of lignite drying in a packed moving bed dryer. **Fuel Processing Technology**, v. 110, p. 122-132, 2013.

ZHENG, D. J.; CHENG, Y. Q.; LIU, H. J.; LI, L. T. Investigation of EHD-enhanced water evaporation and novel empirical model, **International Journal Food Engineering**, v. 7, n. 2, 2011.

ZOZIO, S., SERVENT, A., CAZAL, G., MBÉGUIÉ-A-MBÉGUIÉ, D., RAVION, S., PALLET, D. Changes in antioxidant activity during the ripening of jujube (*Ziziphus mauritiana* Lamk). **Food Chemistry**, v. 150, p. 448-456, 2014.