

CÁSSIO CÉSIO LOPES AZEVEDO

**MODELAGEM TERMODINÂMICA E SIMULAÇÃO COMPUTACIONAL
DE SECADOR PARA BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR**



**UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA**

2023

CÁSSIO CÉSIO LOPES AZEVEDO

**MODELAGEM TERMODINÂMICA E SIMULAÇÃO COMPUTACIONAL
DE SECADOR PARA BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR**

Dissertação a ser apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Mecânica da Universidade Federal de Uberlândia, como parte dos requisitos para a obtenção do título de **MESTRE EM ENGENHARIA MECÂNICA**.

Área de Concentração: Transferência de Calor e Mecânica dos Fluidos.

Orientador: Prof. Dr. Solidônio R. de Carvalho

**UBERLÂNDIA – MG
2023**

Ficha Catalográfica Online do Sistema de Bibliotecas da UFU
com dados informados pelo(a) próprio(a) autor(a).

A994 Azevedo, Cássio César Lopes, 1987-
2023 MODELAGEM TERMODINÂMICA E SIMULAÇÃO COMPUTACIONAL DE
SECADOR PARA BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR [recurso
eletrônico] / Cássio César Lopes Azevedo. - 2023.

Orientador: Solidônio Rodrigues de Carvalho.
Dissertação (Mestrado) - Universidade Federal de
Uberlândia, Pós-graduação em Engenharia Mecânica.
Modo de acesso: Internet.
Disponível em: <http://doi.org/10.14393/ufu.di.2023.175>
Inclui bibliografia.

1. Engenharia mecânica. I. Carvalho, Solidônio
Rodrigues de, 1978-, (Orient.). II. Universidade Federal
de Uberlândia. Pós-graduação em Engenharia Mecânica.
III. Título.

CDU: 621

Bibliotecários responsáveis pela estrutura de acordo com o AACR2:
Gizele Cristine Nunes do Couto - CRB6/2091
Nelson Marcos Ferreira - CRB6/3074


UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA

Coordenação do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica
 Av. João Naves de Ávila, nº 2121, Bloco 1M, Sala 212 - Bairro Santa Mônica, Uberlândia-MG, CEP 38400-902
 Telefone: (34) 3239-4282 - www.posmecanicaufu.com.br - secposmec@mecanica.ufu.br


ATA DE DEFESA - PÓS-GRADUAÇÃO

Programa de Pós-Graduação em:	Engenharia Mecânica				
Defesa de:	Dissertação de Mestrado Acadêmico, nº 631, PPGEM				
Data:	24/03/2023	Hora de início:	08:00	Hora de encerramento:	09:40
Matrícula do Discente:	12022EMC005				
Nome do Discente:	Cássio César Lopes Azevedo				
Título do Trabalho:	Modelagem Termodinâmica e Simulação Computacional de Secador para Bagaço de Cana-de-Açúcar				
Área de concentração:	Transferência de Calor e Mecânica dos Fluidos				
Linha de pesquisa:	Dinâmica dos Fluidos e Transferência de Calor				
Projeto de Pesquisa de vinculação:					

Reuniu-se por meio de videoconferência a Banca Examinadora, designada pelo Colegiado do Programa de Pós-graduação em Engenharia Mecânica, assim composta: Professores Doutores: Enio Pedone Bandarra Filho - FEMEC/UFU; Felipe Roman Centeno - UFRGS; e Solidônio Rodrigues de Carvalho - FEMEC/UFU, orientador do candidato.

Iniciando os trabalhos o presidente da mesa, Dr. Solidônio Rodrigues de Carvalho, apresentou a Comissão Examinadora e o candidato, agradeceu a presença do público, e concedeu ao Discente a palavra para a exposição do seu trabalho. A duração da apresentação do Discente e o tempo de arguição e resposta foram conforme as normas do Programa.

A seguir o senhor(a) presidente concedeu a palavra, pela ordem sucessivamente, aos(às) examinadores(as), que passaram a arguir o(a) candidato(a). Ultimada a arguição, que se desenvolveu dentro dos termos regimentais, a Banca, em sessão secreta, atribuiu o resultado final, considerando o(a) candidato(a):

Aprovado.

Esta defesa faz parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Mestre.

O competente diploma será expedido após cumprimento dos demais requisitos, conforme as normas do Programa, a legislação pertinente e a regulamentação interna da UFU.

Nada mais havendo a tratar foram encerrados os trabalhos. Foi lavrada a presente ata que após lida e achada conforme foi assinada pela Banca Examinadora.



Documento assinado eletronicamente por **Felipe Roman Centeno, Usuário Externo**, em 24/03/2023, às 09:39, conforme horário oficial de Brasília, com fundamento no art. 6º, § 1º, do [Decreto nº 8.539, de 8 de outubro de 2015](#).



Documento assinado eletronicamente por **Solidonio Rodrigues de Carvalho, Professor(a) do Magistério Superior**, em 24/03/2023, às 09:39, conforme horário oficial de Brasília, com fundamento no art. 6º, § 1º, do [Decreto nº 8.539, de 8 de outubro de 2015](#).



Documento assinado eletronicamente por **Enio Pedone Bandarra Filho, Professor(a) do Magistério Superior**, em 24/03/2023, às 09:42, conforme horário oficial de Brasília, com fundamento no art. 6º, § 1º, do [Decreto nº 8.539, de 8 de outubro de 2015](#).



A autenticidade deste documento pode ser conferida no site https://www.sei.ufu.br/sei/controlador_externo.php?acao=documento_conferir&id_orgao_acesso_externo=0, informando o código verificador **4363598** e o código CRC **B576E066**.

DEDICATÓRIA

Aos meus pais Meire e Vanderley
Aos meus avós Olivia e José
Aos meus avós Artemia e Anésio

AGRADECIMENTOS

Expresso meus sinceros agradecimentos a todos que participaram, direta ou indiretamente, da realização deste trabalho, principalmente:

- Ao professor Dr. Solidônio Rodrigues de Carvalho, por seu exemplo e conduta como professor, pela importante bagagem de conhecimento transferida durante o mestrado, por sua orientação, amizade, disposição e atenção durante todo o desenvolvimento deste trabalho. Seu conhecimento e orientação foram fundamentais para o desenvolvimento deste projeto.
- Ao Dr. José Silvio Pessoa Filho, pelo apoio incondicional, disponibilidade e por acompanhar de perto a realização deste trabalho.
- Ao Prof. Valério L. Borges, por importantes sugestões durante o desenvolvimento deste trabalho.
- Ao meu irmão José Moreira de Souza Neto agradeço pelo exemplo de honestidade, humildade, companheirismo e cumplicidade que vai além dos nossos laços sanguíneos.
- Aos amigos de Aerodesign, André Garcia, Fábio Lima, Leandro Zague, Lucas Lana, Luiz Cláudio Cardoso, Luiz Pettersen e Raphael Platini. Foram muitas as noites que passamos trabalhando juntos, e nesse tempo vocês me ensinaram o verdadeiro significado de trabalho em equipe e o quanto podemos alcançar quando trabalhamos bem juntos. Gostaria de destacar especialmente o Leandro de Oliveira Zague, que se tornou um irmão para mim e uma referência em termos de engenharia, foco, dedicação e comprometimento. Serei eternamente grato por tudo o que aprendi com você e pela amizade que construímos.
- Às agências governamentais CAPES, CNPq e FAPEMIG pelo suporte financeiro.
- Ao doutorando Vitor M. A. Ferreira, pelo companheirismo, ensinamentos valiosos e pela colaboração em momentos cruciais deste trabalho, os quais contribuíram para a execução deste projeto.
- À Universidade Federal de Uberlândia e à Faculdade de Engenharia Mecânica pela estrutura física e organizacional de um dos melhores programas de pós-graduação do país, que possibilitaram minha formação.
- À Heligly Alves Pimentel Nunes pelo amor, carinho, companheirismo, apoio e paciência, especialmente no período do mestrado.

RESUMO

Este trabalho tem como objetivo o reaproveitamento do bagaço de cana-de-açúcar (*Saccharum officinarum L.*) como combustível para a geração de vapor, empregado na produção de cachaça, utilizando os gases de exaustão da caldeira no processo de secagem. O alto teor de umidade e baixa densidade energética da biomassa dificultam a estabilidade da combustão, levando os produtores a utilizar lenha de eucalipto como combustível nas caldeiras. Para solucionar esse problema, a modelagem termodinâmica da combustão foi estruturada com o auxílio do *software* EES (Engineering Equation Solver) e o dimensionamento de um secador para reduzir a umidade do bagaço de cana-de-açúcar das destilarias que sai do processo de moagem com 51,76% em base úmida. A simulação computacional do silo secador foi realizada no *software* OpenFOAM utilizando o solver multiphaseEulerFoam e comparada com a solução analítica realizada no *software* EES. O projeto original propunha o desenvolvimento de secador compacto de leito fixo com autonomia de 4 horas e produção de 1000 kg/h de vapor, para realizar o processo de secagem e alimentação da caldeira de forma automática por meio de uma rosca transportador localizada na base do secador. No entanto, devido à alta potência requerida no ventilador do silo secador para prevenir a condensação do vapor d'água, optou-se por um secador rotativo como solução, resultando na redução da potência do ventilador de 39,5 cv para 3 cv. O secador rotativo permitiu evaporar 111,13 kg/h de vapor d'água e reduzir a umidade da biomassa de 51,76% para 38,22% em base úmida.

Palavras chave: secagem, bagaço de cana-de-açúcar, openFOAM.

ABSTRACT

This study aims to repurpose sugarcane bagasse (*Saccharum officinarum* L.) as a fuel for steam generation, used in the production of *cachaça*, by utilizing the exhaust gases from the boiler in the drying process. The high moisture content and low energy density of the biomass hinder the stability of combustion, leading producers to use eucalyptus firewood as fuel in boilers. To address this issue, thermodynamic modeling of combustion was performed with the help of the EES (Engineering Equation Solver) software, and a dryer was designed to reduce the moisture content of the sugarcane bagasse from distilleries, which leaves the milling process at 51.76% on a wet basis. The computational simulation of the dryer silo was carried out in the OpenFOAM software using the multiphaseEulerFoam solver and compared with the analytical solution performed in the EES software. The original project proposed the development of a compact fixed-bottom dryer with a 4-hour autonomy for the production of 1000 kg/h of steam, to carry out the drying process and boiler feeding automatically through a conveyor screw located at the base of the dryer. However, due to the high power required in the dryer silo fan to prevent water vapor condensation, a rotary dryer was chosen as a solution, resulting in a reduction of the fan power from 39.5 hp to 3 hp. The rotary dryer allowed for the evaporation of 111.13 kg/h of water vapor and reduced the biomass moisture content from 51.76% to 38.22% on a wet basis.

Keywords: drying, sugarcane bagasse, openFOAM.

LISTA DE SÍMBOLOS E SIGLAS

Símbolos Latinos:

AC	: Razão ar/combustível
C_D	: Coeficiente de arrasto
CF	: Teor de carbono fixo
C_i	: Concentração da espécie i
c_{p_k}	: Calor específico à pressão constante da fase k
c_v	: Calor específico do vapor
c_w	: Calor específico da água
CZ	: Teor de cinzas
d_p	: Diâmetro da partícula
D	: Diâmetro do secador rotativo
$D_{i,k}$: Difusão efetiva da espécie i na fase k
F	: Taxa de alimentação do secador
F_D	: Força de arrasto
G_1	: Vazão mássica do gás seco
G_2	: Vazão mássica do gás úmido
g_2	: Vazão volumétrica dos gases no secador
I_k	: Termo de transferência de quantidade de momento entre as fases
h	: Entalpia
h_c	: Entalpia de combustão
$h_{e[i]}$: Entalpia de formação dos reagentes da i -ésima espécie química do bagaço
$h_{s[i]}$: Entalpia de formação dos produtos da i -ésima espécie química do bagaço
H_R	: Entalpia dos reagentes
H_P	: Entalpia dos produtos
\bar{I}_k	: Tensor identidade
k_{ik}	: Coeficiente de transferência da espécie i na fase k
k_k	: Difusividade térmica
L	: Comprimento do secador
\dot{m}	: Vazão mássica
\dot{m}_{Ar}	: Vazão mássica de ar
$\dot{m}_{Bagaço}$: Vazão mássica de bagaço seco

\dot{m}_{gc}	: Vazão mássica de gases na exaustão do gerador de vapor
\dot{m}_{H_2O}	: Vazão mássica de água
$\dot{m}_{H_2O_evap}$: Vazão mássica de água evaporada no secador
$MM_{[i]}$: Massa molar da i -ésima espécie química do bagaço
$\dot{M}_{i,k}$: Taxa de transferência de massa entre as fases
m_0	: Massa inicial da amostra
m_1	: Massa final da amostra
MV	: Teor de materiais voláteis
\dot{m}_v	: Vazão mássica de vapor
Nu	: Número de Nusselt
ne	: Número de mols de entrada
$ne_{[i]}$: Número de mols “de entrada” da i -ésima espécie química do bagaço
$ns_{[i]}$: Número de mols “de saída” da i -ésima espécie química do bagaço
P	: Pressão
P_{atm}	: Pressão atmosférica
PCi	: Poder Calorífico Inferior
PCS	: Poder Calorífico Superior
$P_{[i]}$: Porcentagem da i -ésima espécie química do bagaço
Pr	: Número de Prandtl
P_s	: Pressão de saturação
POW_{ROT}	: Potência para a rotação do tambor
POW_{VENT}	: Potência do ventilador
\dot{Q}_1	: Taxa de calor para evaporar a água do bagaço
\dot{Q}_2	: Taxa de calor para aquecer o sólido seco
\dot{Q}_3	: Taxa de calor para aquecer a água residual
\dot{Q}_{tot1}	: Taxa de calor líquida
\dot{Q}_{tot2}	: Taxa de calor considerando perdas
$\dot{Q}_{Bagaço}$: Taxa de calor da combustão do bagaço
\dot{Q}_{gv}	: Taxa de calor do gerador de vapor
R	: Constante universal dos gases perfeitos
Re	: Número de Reynolds
S	: Inclinação do secador rotativo
\dot{S}_k	: Termo fonte de transferência entre as fases

T	: Temperatura
T_f	: Temperatura na interface
T_g	: Temperatura dos gases de exaustão
T_k	: Temperatura da fase k
T_1	: Temperatura dos gases de combustão na entrada do secador
t_1	: Temperatura do bagaço na entrada do secador
T_2	: Temperatura dos gases de combustão na saída do secador
T_{amb}	: Temperatura ambiente
T_{ref}	: Temperatura de referência
TU_{bu}	: Teor de Umidade
u_k	: Velocidade da fase k
UR	: Umidade relativa do ar
v	: Volume específico
\dot{V}	: Vazão volumétrica
$Y_{i,k}$: Fração mássica da espécie i na fase k

Símbolos Gregos:

α_k	: Fração volumétrica da fase k
η_{gv}	: Eficiência térmica do gerador de vapor
λ	: Entalpia de vaporização da água
λ_p	: Viscosidade volumétrica da fase sólida
μ	: Viscosidade dinâmica
$\rho_{[i]}$: Densidade da i -ésima espécie química do bagaço
ρ_k	: Massa específica da fase k
τ	: Tempo de residência
τ_k	: Tensor de tensões viscosas
\emptyset	: Razão de ar (excesso ou escassez de oxigênio) na combustão
ω	: Umidade absoluta do ar

SUMÁRIO

DEDICATÓRIA	II
AGRADECIMENTOS	III
RESUMO	IV
ABSTRACT	V
LISTA DE SÍMBOLOS E SIGLAS	VI
CAPÍTULO I	1
INTRODUÇÃO	1
1.1. <i>Contextualização</i>	1
1.2. <i>Objetivos gerais</i>	5
1.3. <i>Estrutura da Dissertação</i>	5
CAPÍTULO II	7
REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	7
2.1. <i>Biomassa</i>	7
2.2. <i>Secagem</i>	14
2.2.1. <i>Importância da Secagem</i>	14
2.2.2. <i>Períodos de Secagem</i>	16
2.3. <i>Tipos de Secadores</i>	18
2.3.1. <i>Secadores de bandeja</i>	18
2.3.2. <i>Secadores a vácuo</i>	19
2.3.3. <i>Secador de túnel</i>	20
2.3.4. <i>Secador de leito fixo</i>	20
2.3.5. <i>Secadores rotativo</i>	22
2.4. <i>Caracterização da biomassa</i>	24
2.4.1. <i>Composição elementar</i>	25
2.4.2. <i>Poder calorífico</i>	26
2.4.3. <i>Composição imediata</i>	27
2.5. <i>Método Volume de Fluido (VOF)</i>	29
2.6. <i>OpenFOAM</i>	30
CAPÍTULO III	33
3. CARACTERIZAÇÃO DA BIOMASSA, MODELAGEM E DIMENSIONAMENTO	33
3.1. <i>Caracterização da biomassa</i>	33
3.2. <i>Análise termogravimétrica TGA</i>	34
3.3. <i>Análise de Poder Calorífico</i>	36
MODELO MATEMÁTICO	37
3.4. <i>Modelo Analítico</i>	38
3.4.1. <i>Dados de entrada</i>	38
3.4.2. <i>Modelagem da Combustão</i>	39
3.4.2.1. <i>Análise termodinâmica da Biomassa</i>	41
3.4.3. <i>Ciclo Térmico da Destilação</i>	42
3.4.4. <i>Modelagem do Secador de Leito Fixo</i>	44
3.5. <i>Modelo Numérico</i>	46
3.5.1. <i>Abordagem Euler-Euler</i>	46
3.5.2. <i>Modelo de saturação</i>	47
3.5.3. <i>Transferência da quantidade de momento entre as fases</i>	49
3.5.3.1. <i>Força de arrasto</i>	49
3.5.4. <i>Modelagem da Turbulência</i>	50

3.5.4.1. Modelo $k - \epsilon$	50
3.5.5. Equação do Balanço de Energia	51
3.5.6. Equação do Balanço de Espécies	52
3.6. Modelagem do Secador Rotativo	52
3.7. Dimensões do secador de Leito Fixo	57
CAPÍTULO IV	61
RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	61
4.1. Introdução	61
4.2. Caracterização da Biomassa.....	61
4.3. Dados Meteorológicos.....	65
4.4. Modelagem da combustão.....	67
4.5. Modelagem do secador	69
4.6. Modelo Numérico	71
4.7. Modelagem do Secador Rotativo	79
CAPÍTULO V	84
CONCLUSÕES	84
SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	86
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	87
ANEXOS	95
ANEXO I.....	95
ANEXO II.....	105

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1.1 – CONCENTRAÇÃO DE ESTABELECIMENTOS REGISTRADOS PARA A PRODUÇÃO DE CACHAÇA E AGUARDENTE (BRASIL, 2021)	2
FIGURA 1.2 – FLUXOGRAMA DA FERMENTAÇÃO	4
FIGURA 1.3 – FLUXOGRAMA DA DESTILAÇÃO	4
FIGURA 2.1 – ESTRUTURA DA OFERTA DE ELETRICIDADE NO BRASIL EM 2020 (EPE, 2021)	9
FIGURA 2.2 – RANKING DOS 10 MAIORES PRODUTORES DE CANA DE AÇÚCAR. FONTE: MODIFICADO DE FAO (2021)	11
FIGURA 2.3 – CURVAS DE SECAGEM (FONTE: COSTA, 1988)	16
FIGURA 2.4 – ESTÁGIOS DE SECAGEM EM POROS (CRISTO, 2004)	18
FIGURA 2.5 – DESENHO ESQUEMÁTICO DE UM SECADOR DE BANDEJA, (PERRY E GREEN, 1999)	19
FIGURA 2.6 – DESENHO ESQUEMÁTICO DE UM SECADOR A VÁCUO, (PERRY E GREEN, 1999)	20
FIGURA 2.7 – DESENHO ESQUEMÁTICO DE UM SECADOR DE TÚNEL, (PERRY E GREEN, 1999)	20
FIGURA 2.8 – ESQUEMA DE SECAGEM EM LEITO FIXO	21
FIGURA 2.9 – MOVIMENTO DO LEITO DE SÓLIDOS EM SECADOR ROTATIVO COM SUSPENSORES (PERRY E GREEN, 1999)	23
FIGURA 2.10 – SECADOR ROTATIVO DIRETO (CRISTO, 2004)	23
FIGURA 2.11 – FUNÇÃO VOLUMÉTRICA A NO MÉTODO VOF, MALAGUERA (2018)	30
FIGURA 2.12 – VISÃO GERAL DA ESTRUTURA DO OPENFOAM (USER GUIDE, 2021)	31
FIGURA 2.13 – ESTRUTURA DE DIRETÓRIOS DO OPENFOAM	31
FIGURA 3.1 – SALA DE DESTILAÇÃO DA CACHAÇARIA VANDERLEY PEREIRA DE AZEVEDO - ME	33
FIGURA 3.2 – A) PILHA DE BAGAÇO ONDE AS AMOSTRAS FORAM COLETADAS; B) TRITURAÇÃO NO MOINHO DE FACAS; C) SECAGEM EM ESTUFA	34
FIGURA 3.3 – ANALISADOR TERMOGRAVIMÉTRICO TGA 2000A: A) MOAGEM, B) POSICIONAMENTO DOS	35
FIGURA 3.4 – ANÁLISE DE PODER CALORÍFICO NO CALORÍMETRO IKA C200: A) DETERMINAÇÃO DA MASSA, B) CADINHO EM CONTATO COM O FILAMENTO, C) PRESSURIZAÇÃO COM OXIGÊNIO, D) RECIPIENTE PREPARADO PARA SER INSERIDO NA BOMBA CALORIMÉTRICA E E) DETERMINAÇÃO DO PODER CALORÍFICO	37
FIGURA 3.5 – CICLO DA DESTILAÇÃO DA CACHAÇA	43
FIGURA 3.6 – SISTEMA TÉRMICO DO SECADOR	44
FIGURA 3.7 – RELAÇÃO ENTRE AS TEMPERATURAS DE ENTRADA E SAÍDA DE AR PARA SECADORES ROTATIVOS DE CALOR DIRETO. FONTE: VAN’T LAND (1991)	53
FIGURA 3.8 – TIPOS DE FLUXO, (A) FLUXO DE MASSA, (B) FLUXO DE FUNIL	57
FIGURA 3.9 – TIPOS DE TREMONHA (PALMA, 2005)	58
FIGURA 3.10 – LIMITE ENTRE FLUXO DE MASSA E FLUXO DE FUNIL PARA TREMONHA EM CUNHA ISO 11697 (2012)	59
FIGURA 3.11 – VARIAÇÃO DO PASSO DA ROSCA TRANSPORTADORA	60
FIGURA 3.12 – DIMENSÕES DO SECADOR (MM)	60
FIGURA 4.1 – CARREGAMENTO MANUAL DA CANA-DE-AÇÚCAR NA DESTILARIA VANDERLEY PEREIRA DE AZEVEDO	63
FIGURA 4.2 – PODER CALORÍFICO DO BAGAÇO EM FUNÇÃO DO TEOR DE UMIDADE	64
FIGURA 4.3 – VARIÁVEIS CLIMÁTICAS DA CIDADE DE ITUIUTABA-MG, DADOS COM MÉDIAS POR HORÁRIO DOS ANOS DE 2010 A 2021. (A) MÉDIAS ANUAIS DA TEMPERATURA POR HORA DO DIA, (B) MÉDIAS ANUAIS DA UMIDADE RELATIVA DO AR POR HORA DO DIA.	66
FIGURA 4.4 – VAZÃO DE BAGAÇO ÚMIDO EM FUNÇÃO DA PRODUÇÃO DE VAPOR	69
FIGURA 4.5 – SISTEMA TÉRMICO DO SECADOR	70
FIGURA 4.6 – TIPOS DE FRONTEIRAS E SUAS DENOMINAÇÕES	71
FIGURA 4.7 – FRAÇÃO VOLUMÉTRICA DOS SÓLIDOS	73
FIGURA 4.8 – MALHA GERADA PARA A SIMULAÇÃO A) MALHA 1; B) MALHA 2; C) MALHA 3; D) MALHA 4	75
FIGURA 4.9 – VERIFICAÇÃO DA DEPENDÊNCIA DA MALHA EM COMPARATIVO A VAZÃO MÁSSICA DE ÁGUA EVAPORADA NO SECADOR ..	76
FIGURA 4.10 – CAMPO DOS VETORES VELOCIDADE E LINHAS DE CORRENTE NO SILO [M/S]	76
FIGURA 4.11 – DISTRIBUIÇÃO DA PRESSÃO [PA]	77
FIGURA 4.12 – DISTRIBUIÇÃO DE TEMPERATURA DO AR DE SECAGEM [K]	77
FIGURA 4.13 – VAZÃO MÁSSICA DE ÁGUA EVAPORADA NO SILO	78
FIGURA 4.14 – EVOLUÇÃO TEMPORAL DO VAPOR D’ÁGUA ABSORVIDO PELO AR DE SECAGEM [KG DE VAPOR D’ÁGUA / KG DE AR]	79
FIGURA 4.15 – DESENHO DO SECADOR ROTATIVO	82

LISTA DE TABELAS

TABELA 2.1 – SÉRIE HISTÓRICA DE PRODUÇÃO NO BRASIL (10 ⁶ T / SAFRA).....	10
TABELA 2.2 - OFERTA MÁSSICA DE BIOMASSA POR RESÍDUO AGRÍCOLA, AGROINDUSTRIAL E SILVICULTURAL BRASIL (106 T/ANO)	11
TABELA 2.3 – COMPOSIÇÃO ELEMENTAR DA BIOMASSA (BASE SECA)	26
TABELA 2.4 – PODER CALORÍFICO SUPERIOR (BASE SECA)	27
TABELA 2.5 – COMPOSIÇÃO IMEDIATA (BASE SECA)	27
TABELA 2.6 - CONDUTIVIDADE TÉRMICA DOS DIVERSOS TIPOS DE INCRUSTAÇÕES E DOS METAIS QUE COMPÕEM A CALDEIRA (PASTOR ET AL., 2009)	28
TABELA 3.1 – ANÁLISE ELEMENTAR DO BAGAÇO DE CANA	38
TABELA 3.2 – LISTA DE ÍNDICE DOS REAGENTES E PRODUTOS DO PROCESSO DE COMBUSTÃO	40
TABELA 3.3 – VALORES USUAIS DO COEFICIENTE DE EXCESSO DE AR (PINHEIRO; VALLE, 1995)	41
TABELA 3.4 - VALORES DOS COEFICIENTES DO MODELO $k - \epsilon$	51
TABELA 4.1 – ANÁLISE IMEDIATA DAS AMOSTRAS DE BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR (BASE ÚMIDA).....	62
TABELA 4.2 – COMPARAÇÃO DOS RESULTADOS DE ANÁLISE IMEDIATA DA AMOSTRA DE BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR PADRÃO DA AMOSTRA DESTA TRABALHO COM RESULTADOS DA LITERATURA.....	62
TABELA 4.3 – PODER CALORÍFICO DA AMOSTRA DE CAVACO [MJ/KG]	63
TABELA 4.4 – RESULTADOS DE PODER CALORÍFICO DAS AMOSTRAS PADRÃO COMPARADOS COM DADOS DA LITERATURA.	64
TABELA 4.5 – ANÁLISE ELEMENTAR DO BAGAÇO DE CANA	65
TABELA 4.6 – MÉDIAS DA TEMPERATURA E DA UMIDADE RELATIVA DO AR NAS SAFRAS DE 2010 A 2021	67
TABELA 4.7 – ESTEQUIOMETRIA DA COMBUSTÃO DO BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR	68
TABELA 4.8 - PROPRIEDADES TERMODINÂMICAS DO SISTEMA TÉRMICO DO SECADOR	70
TABELA 4.9 – FASES E ESPÉCIES DEFINIDAS NO OPENFOAM	72
TABELA 4.10 - CONDIÇÕES DE CONTORNO ADOTADAS CONFORME NOMENCLATURA DO OPENFOAM	72
TABELA 4.11 – PARÂMETROS UTILIZADOS NA SIMULAÇÃO DO MODELO NUMÉRICO.	73
TABELA 4.12 – MALHAS COMPUTACIONAIS	74
TABELA 4.13 – DADOS DE ENTRADA UTILIZADOS NO DIMENSIONAMENTO DO SECADOR	80
TABELA 4.14 - DADOS DO TAMBOR ROTATIVO	81
TABELA 4.15 - DADOS FINAL DO TAMBOR ROTATIVO	82
TABELA 4.16 – RESULTADO DA VARIAÇÃO DE UMIDADE NO SECADOR ROTATIVO COMPARADOS COM DADOS DA LITERATURA.	83

CAPÍTULO I

INTRODUÇÃO

1.1. Contextualização

A cachaça é uma bebida alcoólica exclusivamente brasileira assim como o *scotch whisky*, só é produzido na Escócia, a tequila no México, o conhaque na França, a cachaça só pode ser produzida no Brasil. A matéria prima para a produção da cachaça é a cana-de-açúcar (*Saccharum officinarum L.*), que os portugueses trouxeram ao Brasil nos primeiros anos de colonização e foi a matriz econômica brasileira nos primeiros dois séculos do Brasil colônia. Exclusivamente, para receber o nome de cachaça, a bebida deve ser produzida a partir do caldo de cana fresco (garapa), enquanto o rum pode ser produzido com o melaço, um subproduto da indústria açucareira.

Segundo o Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento (MAPA) (BRASIL,2021), o número total de produtores de cachaça e aguardente com registro válido em 2020 foi de 1131, responsáveis por produzir 5523 marcas de cachaça e aguardente disponíveis no mercado para a comercialização. A região Sudeste possui 68,7% de estabelecimentos registrados para a produção de cachaça e o estado de Minas Gerais representa 41,6% do total de alambiques registrados do Brasil.

Entretanto, apesar de serem 1131 estabelecimentos com registro válido para a produção de cachaça e aguardente (BRASIL, 2021), IBGE (2017) relatou que no ano de 2017 existiam 11028 estabelecimentos produtores de aguardente e cachaça no Brasil. Esse censo apresentou a dimensão da informalidade presente no setor e pode ser um indicativo mais real do número de estabelecimentos produtores de cachaça e aguardente.

A Figura 1.1 apresenta a concentração de estabelecimentos registrados para a produção de cachaça e aguardente.



Figura 1.1 – Concentração de estabelecimentos registrados para a produção de cachaça e aguardente (BRASIL, 2021)

Em concordância com a Figura 1.1, a cachaça faz parte do cenário econômico brasileiro desde o período colonial e representa 86% do mercado de destilados no Brasil sendo exportada para 67 países, (BRASIL, 2021). Ela é a segunda bebida alcoólica mais consumida no Brasil e o terceiro destilado mais consumido no mundo, ficando atrás do Soju (destilado de cereais e arroz) e da Vodka, com produção da ordem de 1,4 bilhões de litros de cachaça e aguardente por ano (CARDOSO, 2020).

Além do mais, conforme destacado por Araújo (2020), a cachaça é um dos bens mais expressivos da identidade cultural nacional, esteve presente em vários episódios da história do país, como na Revolta da Cachaça, foi símbolo dos ideais de liberdade junto aos Inconfidentes, foi valorizada cultural e economicamente na Semana de Arte Moderna de 1922. O seu consumo está fortemente relacionado à cultura, a afetividade, prazer e bem-estar, ascensão social, conhecimento e socialização.

De acordo com Oliveira (2000), a cachaça foi produzida desde às primeiras décadas após o descobrimento do Brasil, a sua origem vem da astúcia dos senhores de engenho ao observarem que os escravos ficavam mais animados para o trabalho após beberem o caldo azedo da cana, decorrente da fermentação.

De modo geral, para a produção da cachaça são necessários realizar alguns processos que podem ser divididos em:

- Colheita da cana-de-açúcar;
- Moagem;
- Fermentação;
- Destilação.

Durante a colheita, os colmos da cana-de-açúcar são a parte de interesse, mas é preciso que ela apresente um mínimo de maturação para obter um rendimento alcoólico elevado. Nos alambiques produtores de cachaça normalmente o índice de maturação é obtido através do Brix, % de sólidos solúveis no caldo, assim que atinge 18% a cana é considerada como madura. Com a cana madura o corte deve ser realizado rente ao solo, pois a parte basal da cana possui maior teor de açúcar além de estimular a rebrota das gemas do rizoma e a renovação do sistema radicular. A cana deve então ser despontada e despalhada para a remoção dos ponteiros que são pobres em sacarose e a remoção da palha evita a perda de caldo durante a moagem, assim que é finalizado o processo de corte os colmos são transportados do canavial para o setor de moagem.

Na moagem, o caldo da cana-de-açúcar é extraído por esmagamento direto da cana nas moendas do engenho, Figura 1.2. O caldo da cana-de-açúcar diluído obtido nas moendas é direcionado para as dornas de fermentação onde os açúcares presentes no caldo são transformados em gás carbônico e em álcool etílico. Finalizado o processo de fermentação, o vinho é transferido para os alambiques onde ocorre a destilação.

Na destilação, o vinho, mosto fermentado do caldo de cana de açúcar, é aquecido nos alambiques até a temperatura de ebulição e os vapores são condensados dando origem à cachaça de alambique, Figura 1.3. Os alambiques são construídos normalmente em cobre, pois é maleável e conseqüentemente facilita a confecção, resiste à corrosão provocada pelo fogo e pelo mosto fermentado e principalmente porque reage com os compostos sulfurados e ácidos graxos melhorando a qualidade sensorial do destilado.

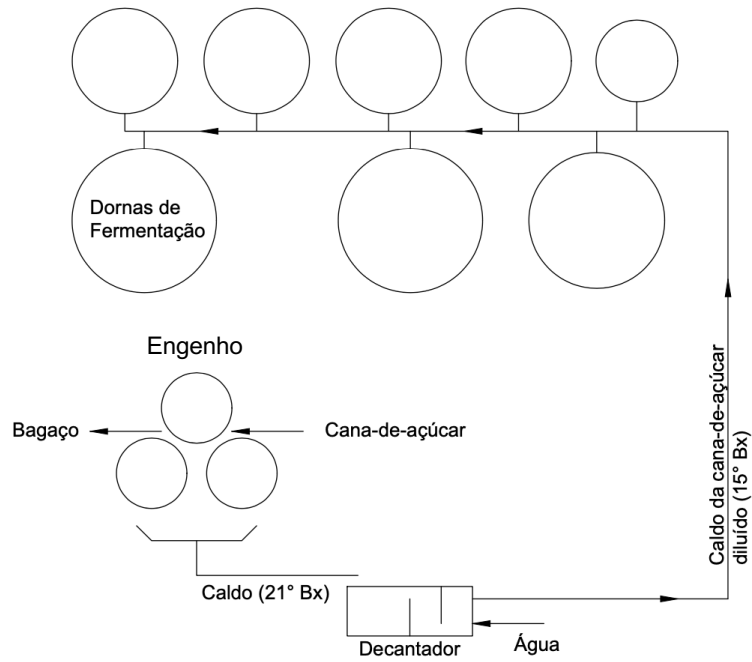


Figura 1.2 – Fluxograma da fermentação

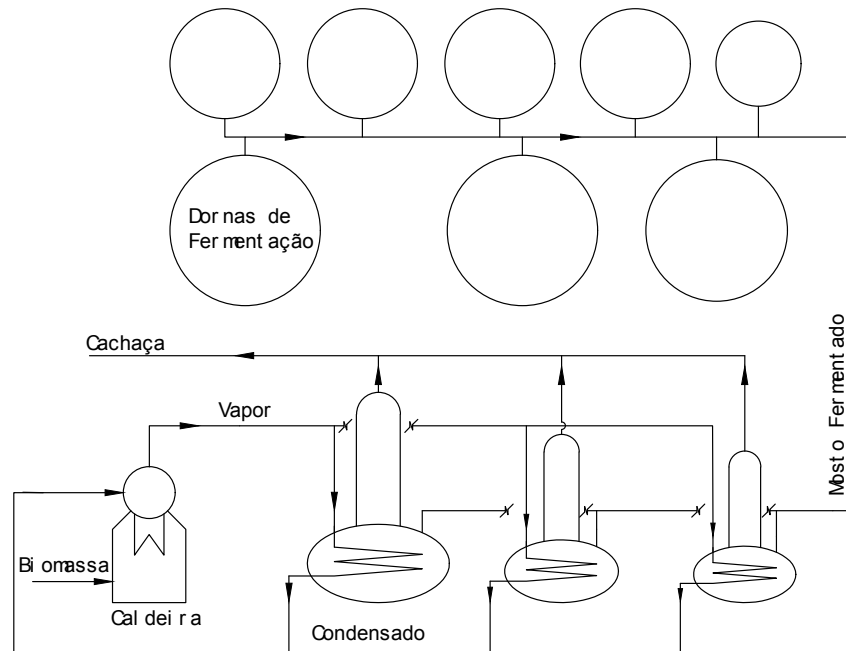


Figura 1.3 – Fluxograma da destilação

O aquecimento dos alambiques pode ser dividido em fogo direto ou a vapor. No fogo direto a combustão acontece embaixo da panela do alambique, já no aquecimento a vapor a

combustão acontece na caldeira e o vapor troca calor com o mosto ao passar pela serpentina presente no interior do alambique. A dificuldade em se controlar a temperatura e a rampa de aquecimento no fogo direto é uma desvantagem em relação ao aquecimento a vapor, já que a vazão de vapor é facilmente controlada por meio de válvulas.

Dentre os subprodutos da produção de cachaça, tem-se o bagaço. Ele pode ser utilizado em diversas atividades, tais como alimentação animal, fertilizante para o solo, produção de papel, indústria de cosméticos e combustível para o aquecimento direto e à vapor. Entretanto, apresenta algumas desvantagens, como por exemplo, dificuldade de armazenamento, envelhecimento das pilhas de bagaço, fermentação e conseqüentemente decomposição durante a estocagem, risco de combustão, necessidade de secagem prévia para a combustão, presença de sílica e a dificuldade no controle da combustão causado pela flutuação na vazão de alimentação.

1.2. Objetivos gerais

Este trabalho tem como foco uma das principais dificuldades enfrentadas pelos produtores de cachaça: a combustão e alimentação do bagaço de cana-de-açúcar nas caldeiras. Atualmente, muitos produtores utilizam lenha como combustível nas caldeiras e queimam o bagaço de cana a céu aberto, o que não é uma prática sustentável. Por isso, o objetivo deste trabalho é encontrar uma solução para o destino correto da biomassa, tornando a produção de cachaça mais eficiente e sustentável.

Para alcançar esse objetivo, realizou-se a simulação da combustão do bagaço de cana-de-açúcar utilizando o *software* EES (*Engineering Equation Solver*) como parâmetros de entrada para a simulação analítica da secagem. Ambos os softwares EES e OpenFOAM foram utilizados na análise da secagem, a fim de compreender o comportamento do processo e avaliar a viabilidade do equipamento.

1.3. Estrutura da Dissertação

O trabalho está organizado em cinco capítulos. O Capítulo I apresenta a introdução do tema e os objetivos do estudo. Já no Capítulo II, é realizada uma revisão bibliográfica que aborda a biomassa e suas características químicas, que influenciam diretamente na modelagem da combustão. Além disso, são apresentados os principais tipos de secadores, o processo de secagem e a técnica de modelagem utilizada para o escoamento multifásico.

No Capítulo III, são abordados os procedimentos experimentais realizados no bagaço de cana, a formulação matemática da combustão da biomassa, o modelo analítico e o modelo numérico do secador. Adicionalmente, é mostrada uma modelagem simples de um secador rotativo baseado na metodologia apresentada por Van't Land (1991).

No Capítulo IV, são apresentados os resultados dos experimentos e dos modelos. Finalmente, no Capítulo V, são apresentadas as principais conclusões obtidas no decorrer do trabalho.

CAPÍTULO II

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1. Biomassa

O termo biomassa descreve toda matéria orgânica de origem vegetal ou animal que pode ser utilizada como combustíveis na produção de energia (OLIVEIRA e PROENÇA, 2021). Ela é obtida por meio da decomposição de uma variedade de recursos renováveis, como plantas, madeira, resíduos agrícolas, restos de alimentos, excrementos e de resíduos urbano. A biomassa é considerada um recurso natural renovável, visto que é obtida a partir de materiais que se renovam em curto prazo, ao contrário dos combustíveis fósseis, que são resultados de várias transformações que requerem milhões de anos para ocorrer.

Segundo Cortez *et al.* (2008) acerca de pouco mais de 100 anos a energia do carvão, do petróleo e do gás natural começaram a liderar e conseqüentemente a biomassa começou a perder sua liderança e se reduziu apenas às residências particulares em regiões agrícolas. No entanto hoje, seja em menor ou grande escala, os países estão desenvolvendo e incentivando ações mitigadoras para que as energias alternativas renováveis disponham de uma participação significativa em suas matrizes energéticas. O incentivo para a mudança ocorrer se dá diante da necessidade de redução do uso de derivados de petróleo, o que diminui a emissão de gases promotores do efeito estufa, bem como a dependência energética gerada entre esses países e os países exportadores de petróleo.

A biomassa é uma das únicas fontes energéticas renováveis que possui flexibilização para atender as demandas energéticas seja tanto para produção de energia elétrica quanto para mobilizar o setor de transportes. Diante da atual circunstância energética mundial, Rodrigues (2009) ressalta que a biomassa se mostra como uma das poucas fontes capazes de suprir a crescente demanda frente à polêmica diminuição na oferta de combustíveis fósseis, além das visíveis vantagens ambientais perante as alarmantes mudanças climáticas em curso no planeta.

Segundo Moraes *et al.* (2017) até 2050, cerca de 90% da população mundial estará concentrada em países em desenvolvimento. Tal mudança demográfica deve aumentar

significativamente a demanda global por energia, exigindo soluções mais eficientes e sustentáveis para atender às necessidades energéticas dessas regiões. Este aumento na demanda por energia nos próximos anos, juntamente com a necessidade de reduzir as emissões de gases de efeito estufa, tem incentivado a busca por fontes energéticas alternativas e sustentáveis. Nesse contexto, o Brasil possui uma grande vantagem, uma vez que a produção de biomassa agrícola tem crescido significativamente nos últimos anos e o país tem potencial para se tornar uma importante fonte de energia renovável e viável economicamente.

Embora a quantidade de biomassa produzida no Brasil seja expressiva, podendo alcançar 1 Gt em 2030, os resíduos gerados nas atividades agroindustriais ainda são subutilizados, comumente deixados para decomposição natural, sem aproveitamento da energia neles contida e gerando passivos ambientais importantes (MORAES *et al.*, 2017).

De acordo com Goldemberg e Coelho (2004), é possível classificar a obtenção da energia da biomassa em duas categorias principais: a biomassa moderna e a biomassa tradicional.

A biomassa moderna se refere à obtenção de energia por meio de tecnologias avançadas de conversão, como a geração de eletricidade ou na produção de biocombustíveis. Essas tecnologias envolvem processos como a gaseificação, a pirólise e a digestão anaeróbica, que permitem a obtenção de energia de forma mais eficiente e com menor impacto ambiental. Por outro lado, a biomassa tradicional se refere à obtenção de energia por meio da combustão direta da biomassa. Embora a combustão direta seja uma tecnologia mais simples e de menor custo e maior aplicabilidade em áreas rurais ou pequenas escalas, ela apresenta desvantagens como a emissão de gases poluentes e a baixa eficiência energética.

Segundo Brasil (2020) no país, a lenha, o bagaço da cana-de-açúcar, a lixívia, resíduos do setor de papel e celulose e cascas de arroz são tradicionalmente aproveitados energeticamente de forma direta, por meio da combustão. Já a transformação em biocombustíveis é uma alternativa para os açúcares da cana, que dão origem ao etanol, e para os óleos de culturas oleaginosas, como soja e algodão, além dos sebos e gorduras animais, que são insumos para o biodiesel e diesel renovável.

Além dessas opções, o país dispõe de diversas biomassas alternativas para o aproveitamento energético, como resíduos da cana-de-açúcar, palhas das culturas de soja e milho, cascas de arroz e café, resíduos de coco, feijão, amendoim, mandioca e cacau, resíduos agroindustriais e pecuários de confinamento, lodo de estação de tratamento de esgoto e resíduos sólidos urbanos (RSU). Tais biomassas podem ser utilizadas para combustão direta ou produção de biogás. Vale ressaltar que muitas dessas biomassas são

sazonais em seus processos de produção, principalmente as do setor agrícola, o que significa que o aproveitamento energético deve considerar as variações mensais na oferta do recurso.

De forma geral, a biomassa é uma fonte de energia versátil que pode ser utilizada tanto no setor de transportes quanto no setor elétrico. Embora a matriz energética do Brasil seja dominada pela capacidade hidrelétrica, que representa cerca de 65,2% da geração de eletricidade, a biomassa já responde por uma parcela significativa de 9,1%, como indicado na Figura 2.1. Essa alta proporção de fontes renováveis, cerca de 84,8%, é uma característica distintiva da matriz energética brasileira e reflete o potencial do país para o uso de fontes de energia limpa e sustentável.

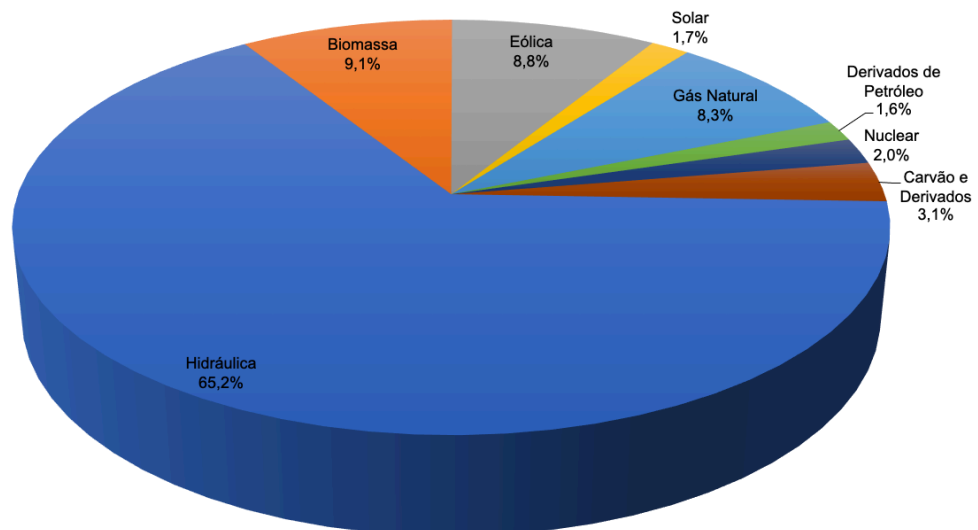


Figura 2.1 – Estrutura da oferta de eletricidade no Brasil em 2020 (EPE, 2021)

De acordo com dados históricos de produção agrícola compilados pela Companhia Nacional de Abastecimento (CONAB), o Brasil se destaca como um grande produtor de cana-de-açúcar, bem como de outras culturas importantes, como soja, milho e arroz, Tabela 2.1.

Considerando a Tabela 2.1, é possível observar que diversas culturas têm potencial para serem exploradas como fontes de energia, dentre as quais se destacam a cana-de-açúcar e seu principal resíduo, o bagaço, que podem ser utilizados na geração de energia. Além disso, os resíduos agrícolas são compostos principalmente por palha, folhas e caules, apresentando um poder calorífico médio de 15,7 MJ/kg de matéria seca, conforme apontado por Cortez *et al.* (2008).

Tabela 2.1 – Série histórica de produção no Brasil (10⁶ t / safra)

PRODUTO	Safras					
	2016/17	2017/18	2018/19	2019/20	2020/21	2021/22
Cana-de-Açúcar	657,2	633,3	620,4	642,7	654,5	578,8
Soja	115,0	123,3	119,7	124,8	139,4	125,5
Milho	97,8	80,7	100,0	102,6	87,1	112,8
Arroz	12,3	12,1	10,5	11,2	11,8	10,8
Trigo	4,3	5,4	5,2	6,2	7,7	9,6
Algodão - caroço	2,3	3,0	4,2	4,4	3,4	3,7
Café	3,1	2,7	3,7	3,0	3,8	2,9
Feijão	3,4	3,1	3,0	3,2	2,9	3,0
Sorgo	1,9	2,1	2,2	2,5	2,1	2,9
Aveia	0,6	0,8	0,9	0,8	1,1	1,2
Amendoim	0,5	0,5	0,4	0,6	0,6	0,7
Cevada	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5

Fonte: Brasil [2022?]

De acordo com o Plano Nacional de Energia 2030, Brasil (2007), as estimativas de produção e oferta de resíduos de biomassa deve aumentar em 32% de 2020 à 2030, Tabela 2.2. A maior parte do montante de resíduos de biomassa disponível no Brasil é composta por resíduos agrícolas, que representam cerca de 85% do total. Dentre esses resíduos agrícolas, aproximadamente 65% são resíduos de soja e milho, enquanto a palha da cana-de-açúcar representa cerca de 11%. Os quase 15% restantes são compostos principalmente pelo bagaço de cana-de-açúcar, produzido no processo de fabricação de etanol e açúcar, que corresponde a aproximadamente 10% do total de resíduos de biomassa disponíveis.

De acordo com o último levantamento realizado em 2021 pela Organização das Nações Unidas para a Alimentação e a Agricultura (FAO), o Brasil é o líder mundial na produção de cana-de-açúcar, com cerca de 715,7 milhões de toneladas. Esse dado é significativo, uma vez que representa 38,5% de toda a produção mundial de cana-de-açúcar. Em segundo lugar no ranking está a Índia, com 21,8% da produção global, o que significa que juntos, Brasil e Índia somam mais de 60% da produção de cana-de-açúcar no mundo, conforme demonstrado na Figura 2.2.

Tabela 2.2 - Oferta mássica de biomassa por resíduo agrícola, agroindustrial e silvicultural Brasil (106 t/ano)

	2005	2010	2015	2020	2030
Resíduos agrícolas	478	633	768	904	1.196
Soja	185	251	302	359	482
Milho	176	251	304	361	485
Arroz (palha)	57	59	62	66	69
Cana-de-açúcar (palha)	60	73	100	119	160
Resíduos agroindustriais	80	98	130	154	207
Cana-de-açúcar (bagaço)	58	70	97	115	154
Arroz (casca)	2	2	3	3	3
Lixívia	13	17	21	25	34
Madeira	6	8	10	12	16
Florestas energéticas	13	30	31	43	46
Madeira excedente	13	30	31	43	46
Total	558	731	898	1.058	1.402

Fonte: Brasil (2007)

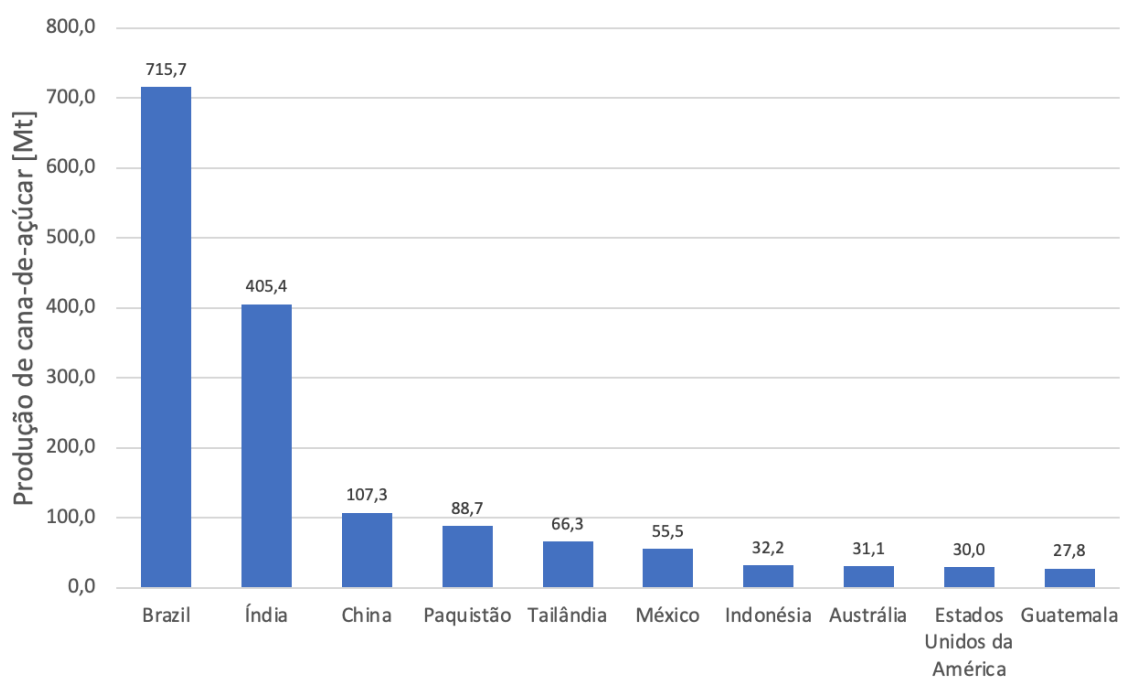


Figura 2.2 – Ranking dos 10 maiores produtores de cana de açúcar. Fonte: Modificado de FAO (2021)

Essa liderança do Brasil na produção de cana-de-açúcar ressalta a importância dessa cultura para a economia do país e para a economia global. De acordo com Tavares e Amaral (2014), a produção de uma tonelada de cana-de-açúcar gera, em média, cerca de 250 kg de bagaço com um teor de umidade em base úmida de aproximadamente 45%. Desse total, cerca de 140 kg correspondem à massa seca do bagaço.

O estudo realizado por Pilan et al. (2017) teve como objetivo avaliar as variações de quatro índices relacionados à produção de cana-de-açúcar em uma usina sucroenergética na região de Botucatu-SP. Foram analisadas as variedades CTC 2, SP 813250, SP 891112 e RB 855453 em relação à porcentagem em massa de sacarose (Pol%), teor de fibra (Fibra%), açúcares totais recuperáveis (ATR) e tonelada de cana por hectare (TCH).

Os resultados indicaram que a variedade CTC 2 apresentou o maior valor de teor de fibra, com 13,32%, enquanto a variedade RB 855453 teve o menor valor, com 10,77%. Com base nesses dados, estima-se que o Brasil produza entre 77 e 95 milhões de toneladas de bagaço seco por ano.

Devido ao grande volume de biomassa gerado, vários estudos vêm sendo realizados para avaliar suas aplicações. Além do baixo custo da matéria-prima, há também a preocupação ambiental, uma vez que o descarte inadequado pode causar impactos negativos na natureza. Nesse contexto, os resíduos têm sido utilizados em diversas aplicações, tais como cogeração, remoção de metais pesados, alimentação animal, produção de biogás, substituição parcial do cimento Portland, produção de bioplásticos, uso em embalagens de alimentos, produção de etanol de segunda geração, entre outros.

Leão e Eires (2022) avaliou o uso do bagaço da cana-de-açúcar na produção de blocos construtivos como alternativa aos blocos forneados, visando reduzir a emissão de gases poluentes e oferecer um destino alternativo à combustão do bagaço para cogeração de energia. Foram utilizados como ligantes a cal hidratada e solo, sendo que o bloco de bagaço da cana-de-açúcar com solo apresentou melhor desempenho mecânico e isolamento térmico.

Silva *et al.* (2018) aborda o potencial das cinzas do bagaço da cana-de-açúcar como material de substituição parcial do cimento Portland em concretos. As cinzas são compostas principalmente por dióxido de silício, e sua análise química demonstrou a possibilidade de substituir em até 30% do cimento Portland.

O trabalho de Souza *et al.* (2015) teve como objetivo identificar o principal destino dado ao bagaço de cana-de-açúcar dentro e fora das unidades produtoras de açúcar e etanol. Utilizou-se a consulta direta às indústrias sucroalcooleiras e um estudo bibliográfico para identificar as principais formas de utilização do bagaço, como a cogeração de energia, o álcool de segunda geração, o uso das cinzas na construção civil, o uso como substrato para mudas

e o uso na dieta animal. O trabalho aponta que há um grande potencial de pesquisas voltadas ao bagaço da cana e destaca a importância de transformar um resíduo em subproduto para reduzir custos para as usinas sucroalcooleiras e diminuir o impacto ambiental.

Xavier *et al.* (2021) avaliou a utilização do bagaço de cana-de-açúcar como adsorvente natural do corante têxtil sintético. Foi verificado que a concentração do corante, tempo de contato e temperatura de secagem do adsorvente foram estatisticamente significativas para a quantidade de corante adsorvido e a remoção da concentração do corante. O bagaço de cana-de-açúcar mostrou ser uma alternativa ao carvão ativado utilizado comumente nos processos de adsorção, com um valor máximo para a quantidade de corante adsorvido de $8,34 \text{ mg.g}^{-1}$ e uma porcentagem de redução de corante de até 83,4%.

Silva *et al.* (2007) realizou um estudo em que o bagaço de cana-de-açúcar foi utilizado como biomassa adsorvente para remover hidrocarbonetos, como hexano, heptano e iso-octano, de efluentes. Os resultados da adsorção em coluna de leito fixo demonstraram a eficiência da biomassa, com uma extração mínima de 30% dos hidrocarbonetos em concentrações altas e quase 100% em concentrações baixas (6% de hidrocarbonetos).

Telles *et al.* (2011) enfatiza a importância dos bioplásticos como uma alternativa mais sustentável aos plásticos convencionais, que são produzidos a partir do petróleo, um recurso não renovável. Entre os bioplásticos, destaca-se o polihidroxibutirato, que é produzido a partir do bagaço da cana-de-açúcar por meio da ação de bactérias. Esse material tem uma degradação mais rápida e completa em comparação aos plásticos convencionais quando descartado em condições adequadas. O polímero pode ser utilizado na fabricação de diversos produtos, como vasos, colheres e sacolas plásticas.

Miranda (2008) identificou as condições operacionais mais favoráveis para desenvolver o processo de produção de bio-óleo e biochar, a partir de bagaço de cana-de-açúcar, em escala piloto: 500 – 600 °C, 3,1 a 3,5 kg/h de alimentação de bagaço de cana-de-açúcar e 25 – 28 L/min de vazão de ar para fluidização do leito.

O bagaço de cana-de-açúcar bruto apresenta um alto teor de umidade, necessitando do processo de secagem para ser utilizado em qualquer processo, (MIRANDA, 2008). De acordo com Zhao (2014), a incineração direta apresenta vários problemas decorrentes do alto teor de umidade, como dificuldade para iniciar a combustão, instabilidade e irregularidade da combustão, combustão incompleta e grande quantidade de poluentes gasosos, além de reduzir diretamente o poder calorífico.

Alto teor de umidade pode levar a uma ignição inadequada, reduzir a temperatura de combustão, o que por sua vez dificulta a combustão dos produtos da reação e consequentemente afeta a qualidade da combustão. Estudos mostram que a presença de

umidade atrasa a liberação dos voláteis em carvão, madeira e lodo de esgoto. Além disso, a combustão de combustíveis com alto teor de umidade gera grande quantidade de gases de exaustão, o que aumenta o tamanho do equipamento necessário para o tratamento de gases de exaustão, (WERTHER *et al.* 2000). Assim, é necessário realizar o processo de secagem da biomassa para adequar a biomassa em níveis adequados para a combustão.

Além da secagem, existem diversas outras opções de tratamento térmico e mecânico que podem melhorar a qualidade e utilidade da biomassa, incluindo a carbonização, gaseificação, torrefação, briquetagem e pellets. Esses processos podem aumentar a densidade energética, reduzir a umidade e o custo de transporte, além de melhorar as propriedades de combustão da biomassa, tornando-a mais eficiente para a geração de energia térmica. No entanto, é importante ressaltar que o foco deste trabalho se concentra apenas no processo de secagem da biomassa.

2.2. Secagem

A secagem é a operação por meio da qual a água ou qualquer outro líquido é removido de um material para uma fase gasosa (CELESTINO, 2010), é um processo natural que ocorre de forma lenta e espontaneamente na natureza pela ação do vento e do sol. A necessidade de remoção da umidade de um sólido nos processos industriais são muitos, desde necessidades econômicas como diminuir o custo transporte ao reduzir a massa e volume a ser transportado como aumentar a vida útil de produtos alimentícios. Essa necessidade atrelada à redução do tempo de secagem levou ao desenvolvimento de métodos artificiais onde o sol foi sendo substituído por outras fontes de calor e o vento por fontes artificiais de circulação forçada.

Segundo Foust *et al.* (2008) a secagem de um sólido refere-se, em geral, à transferência de um líquido que está em um sólido úmido para uma fase gasosa. Parte da substância volátil contida no sólido é removida pelo ar após ser transformada em vapor pelo aquecimento, na maioria dos processos industriais a substância a ser evaporada é a água num processo simultâneo de transferência de calor e massa.

2.2.1. Importância da Secagem

A secagem surgiu quando os povos primitivos descobriram que as sementes das plantas que comiam se conservavam por mais tempo depois de expostas ao sol. Desde então, começaram a secar ao sol outros alimentos como, a carne, o peixe e os próprios cereais (ALMEIDA; LIMA; SOUZA, 2016).

Na agricultura segundo Baudet *et al.* (1999) a secagem de sementes é crítica para preservar a viabilidade e a identidade genética. As sementes devem ser colhidas com um teor de umidade em torno de 20% para serem armazenadas com segurança e evitar que condições desfavoráveis no campo acelerem o processo de deterioração. O objetivo da secagem artificial é permitir uma colheita mais precoce, minimizar os efeitos prejudiciais das condições climáticas adversas, danos mecânicos e ataques de fungos e insetos, e maximizar a quantidade e peso das sementes colhidas.

A secagem desempenha um papel crucial na medicina, na indústria farmacêutica e na indústria alimentícia. Conforme mencionado por Soysal e Öztekin (1999), as plantas medicinais e aromáticas são frequentemente usadas como fontes de matéria-prima para a produção de especiarias, óleos essenciais, medicamentos e cosméticos. No entanto, essas plantas possuem alta umidade e são suscetíveis à presença de micro-organismos, o que torna as condições de secagem e armazenamento cruciais para garantir a qualidade dos produtos finais. Dessa forma, é altamente recomendado que as plantas sejam secas imediatamente após a colheita e armazenadas em condições seguras para manter sua qualidade.

Já na diversificação da matriz energética, o impacto causado pelo consumo de combustíveis fósseis como petróleo e carvão mineral frente às mudanças climáticas é uma das razões do aumento da demanda por alternativas renováveis, como a biomassa. Porém, a sua utilização como insumo energético apresenta grandes dificuldades devido à alta umidade e baixa densidade que limitam o uso dessa importante fonte de energia como combustível sólido.

De acordo com Felseburgh (2020), altos teores de umidade reduzem a eficiência da conversão energética da biomassa em calor. Isso ocorre porque parte da energia térmica liberada durante a combustão da biomassa a energia é usada na evaporação da água presente no combustível, o que consome uma quantidade considerável de energia. Isto posto, o rendimento nas caldeiras que utilizam biomassa pode ser melhorado caso o combustível sofra um processo de secagem antes de ser utilizado. Pois teores de umidades mais baixos aumentam o poder calorífico inferior (PCI), a queima torna-se mais eficiente pelo aumento da temperatura de combustão, reduz a quantidade de sólidos não queimados e o excesso de ar necessário, ou seja, para o mesmo volume de biomassa consegue-se maior produção de vapor nas caldeiras (COSTA, 1988).

Especificamente, o bagaço de cana deixa as moendas do engenho com cerca de 55% de umidade em base úmida, o que constitui em um obstáculo constante ao equilíbrio na geração de vapor. No entanto, a secagem do bagaço pode melhorar significativamente suas características como combustível. Reduzir a umidade do bagaço de 50% para 35% (base

úmida) pode aumentar o PCI em cerca de 40%. Além disso, essa redução de umidade permite um melhor controle, maior eficiência na operação das caldeiras e menor consumo de combustível (COSTA, 1988).

Apesar da importância do processo de secagem para obter uma fase única e homogênea, é preciso levar em conta as demandas de energia necessárias para secar o bagaço. Por exemplo, para reduzir a umidade do bagaço de 50% para 9%, é necessário gastar 2,253 MJ/kg (entalpia de vaporização da água), o que representa 8% do conteúdo energético da biomassa seca (MIRANDA, 2018).

2.2.2. Períodos de Secagem

Os dados obtidos durante a secagem usualmente relacionam o teor de umidade ao tempo, a velocidade com que a umidade deixa o material com a umidade presente no sólido ou com o tempo, conforme mostrado pela Figura 2.3. O processo de secagem é dividido em velocidade constante e velocidade decrescente, o sólido primeiro perde umidade por evaporação da superfície saturada e depois por um período onde a área da superfície saturada decresce e posteriormente a evaporação acontece no interior do sólido (FOUST *et al.* 2008).

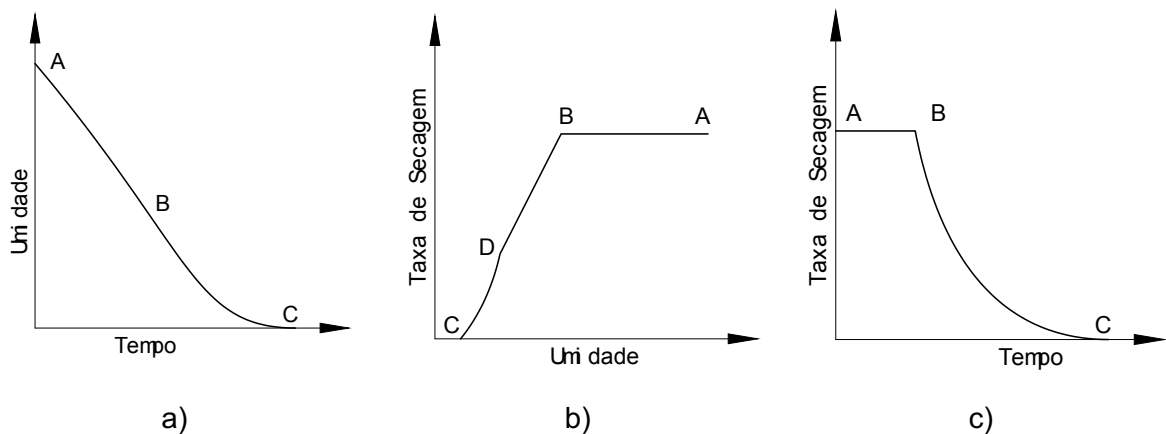


Figura 2.3 – Curvas de Secagem (Fonte: Costa, 1988)

2.2.2.1. Períodos a velocidade constante

No período a velocidade constante, de A para B (Figura 2.3), a remoção da umidade ocorre pela difusão do vapor a partir da superfície do sólido, o movimento da umidade dentro do sólido é rápido o suficiente para manter a condição de saturação na superfície, e a

velocidade de secagem é controlada pela taxa de transferência de calor. O ponto B onde a taxa de secagem começa a cair é chamado de umidade crítica (FOUST *et al.* 2008).

Durante o período a velocidade constante a secagem ocorre pela difusão do vapor da superfície saturada através de um filme de ar estagnado para o ambiente.

2.2.2.2. Períodos a velocidade decrescente

O período de velocidade decrescente, de B para C (Figura 2.3), inicia após o período de taxa constante, pois a superfície deixa de ser mantida como saturada pelo movimento da umidade no interior do sólido e a taxa de secagem diminui. Segundo Costa (1988) esse período pode ser dividido em duas zonas conforme mostrado na Figura 2.3b:

1. Zona de secagem da superfície insaturada, segmento BD;
2. Zona em que o movimento interno da umidade é controlante, seguimento DC;

Durante a fase representada pelo segmento BD a superfície evaporante não consegue ser mantida inteiramente saturada pela umidade saturada do sólido. À medida que a secagem prossegue atinge-se o ponto C, que representa o ponto no qual toda a superfície exposta torna-se completamente insaturada, portanto, durante a fase representada pelo seguimento DC o plano de evaporação se desloca para o interior do sólido e a velocidade de secagem é governada pelo movimento da umidade interna (COSTA, 1988).

Segundo Cristo (2004) a primeira zona de secagem é caracterizada pela secagem da água nas superfícies saturadas dos poros representados pelos estágios 1 a 3 da Figura 2. 4. À medida que o excesso de água no interior do poro acaba, inicia-se a secagem pelas superfícies insaturadas, limitadas pela difusão da água no interior do sólido representados pelo estágio 4 da Figura 2. 4.

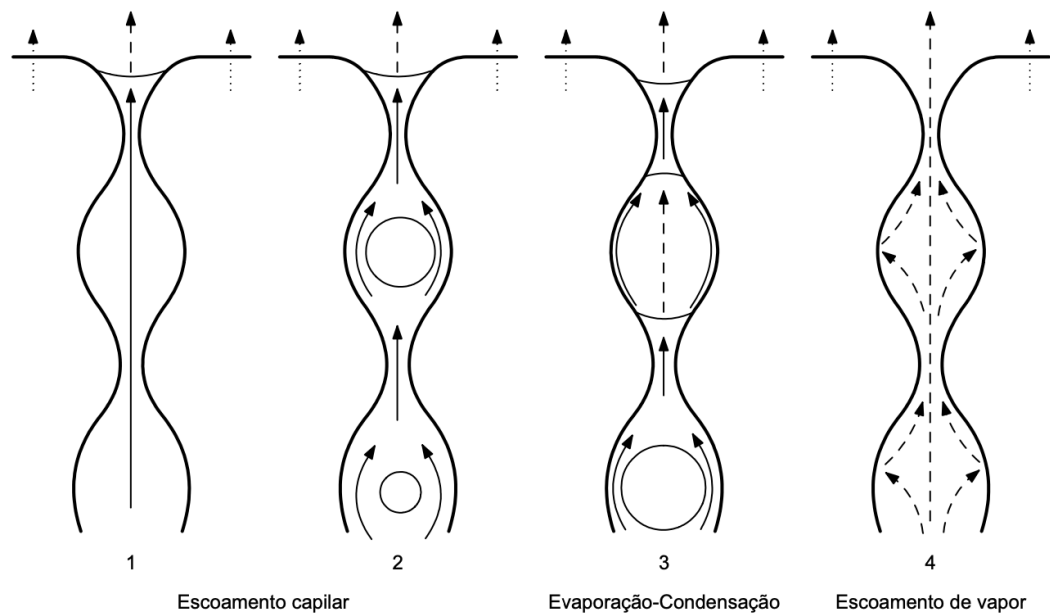


Figura 2. 4 – Estágios de secagem em poros (CRISTO, 2004)

2.3. Tipos de Secadores

Os secadores podem ser classificados de acordo com o método de transferência de calor, tais como secador direto, indireto, infravermelho e dielétricos. Nos secadores diretos, o contato dos gases quentes com o sólido é proporcionado para o aquecimento e evaporação, já nos secadores indiretos, o calor é transferido para o sólido por condução por meio de uma parede sólida (PERRY; GREEN, 1999).

Segundo Van't Land (1991), os secadores que operam com fluxo em contracorrente expõem o material seco à temperatura mais alta, desta forma permite um teor de umidade final mais baixo, entretanto, gera o risco de superaquecimento do material processado. O fluxo co-corrente expõe a alimentação à temperatura mais alta, que resulta a uma alta taxa de secagem inicial, entretanto, uma evaporação muito rápida pode danificar o produto.

2.3.1. Secadores de bandeja

O secador de bandeja é uma das formas mais simples de secadores disponíveis. Consiste em uma câmara que contém bandejas ou tabuleiros onde o material a ser seco é colocado. É um equipamento de operação intermitente, geralmente utilizado em processos em pequena escala. As bandejas mais próximas da entrada de ar são expostas a condições diferentes das bandejas localizadas no final da trajetória da corrente de ar, o que pode resultar em uma secagem desigual. Em materiais sensíveis ao calor, é importante retirar as bandejas

em momentos diferentes ou reduzir a temperatura do ar conforme o processo de secagem se aproxima do fim (FOUST *et al.*, 2008).

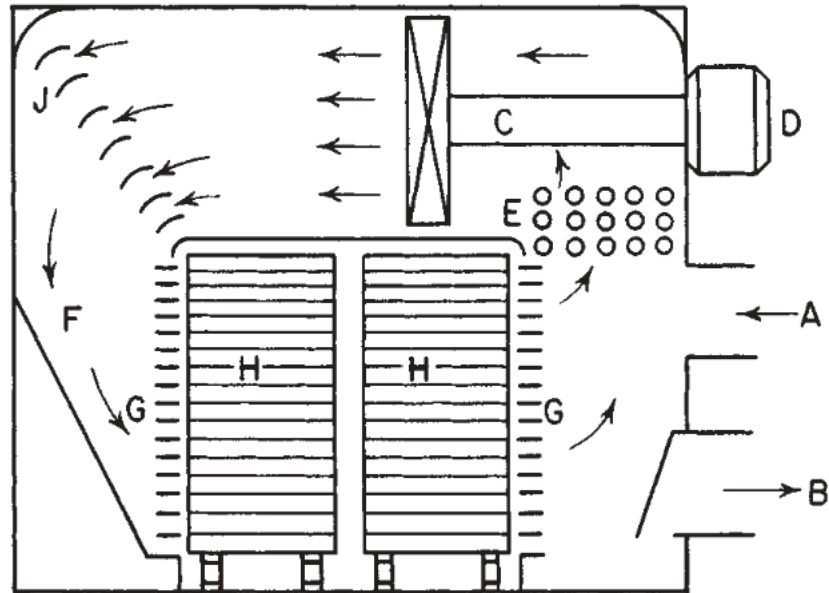


Figura 2.5 – Desenho esquemático de um secador de bandeja, (PERRY e GREEN, 1999)

Nos secadores de bandeja, o ar entra pelo duto (A) da Figura 2.5, passa pelos aquecedores (E) e pelo ventilador (C) e é conduzido e distribuído nas bandejas (H). O principal custo operacional do secador de bandeja é o trabalho envolvido no carregamento e descarregamento das bandejas além do tempo necessário para supervisionar o secador durante o período de secagem (PERRY e GREEN, 1999).

2.3.2. Secadores a vácuo

Os secadores a vácuo são secadores por batelada com aquecimento indireto, as prateleiras são ocas e conectadas em paralelo por onde passa o fluido de aquecimento, geralmente vapor, e o material a ser seco é colocado nas bandejas e o calor é transferido por condução e radiação da bandeja até o material úmido. Os secadores à vácuo são utilizados para a secagem de materiais sensíveis à temperatura e materiais valiosos, como produtos farmacêuticos.

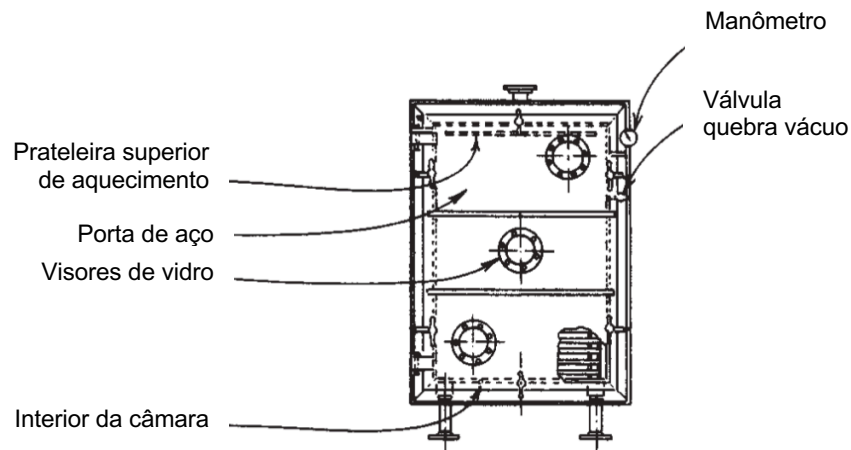


Figura 2. 6 - Desenho esquemático de um secador a vácuo, (PERRY e GREEN, 1999)

2.3.3. Secador de túnel

Os secadores de túnel são construídos em forma de um túnel longo onde as bandejas se movimentam em vagonetes em série. A operação é considerada semicontínua, à medida que o material finaliza o processo de secagem uma vagonete é retirada na extremidade de descarga enquanto outra é adicionada na entrada, Figura 2.7. O fluxo de ar pode ser co-corrente, contracorrente ou cruzado.

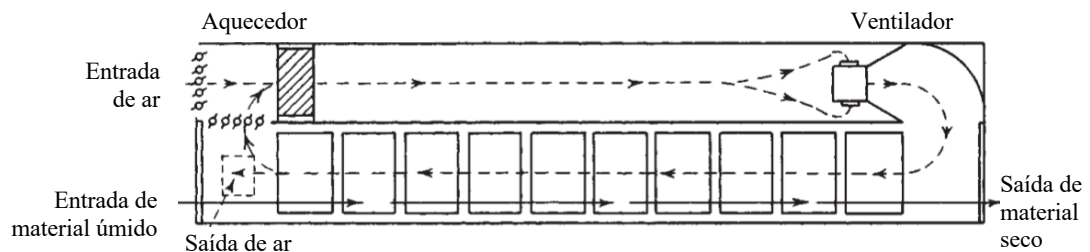


Figura 2.7 - Desenho esquemático de um secador de túnel, (PERRY e GREEN, 1999)

2.3.4. Secador de leito fixo

Nos secadores de leito fixo o leito de partículas permanece estático e o gás de secagem é insuflado através do leito. A secagem ocorre em camadas em função da formação da frente de secagem, dependendo da espessura do leito o produto final pode se tornar heterogêneo.

O secador de leito fixo é um dos tipos de secadores de grãos mais utilizados devido ao baixo custo de construção e operação. Um exemplo de utilização de secadores de leito fixo é o sistema de secagem em silos, que é muito utilizado como secador para pequenas e médias propriedades rurais.

O gás de secagem no secador de leito fixo se desloca do fundo ao topo, conforme Figura 2.8. Segundo Lima (1995), a transferência de umidade do sólido para o gás acontece em uma faixa finita chamada de zona de secagem, no início do processo a zona de secagem encontra-se no fundo do secador movendo-se por meio da massa de sólidos no sentido ascendente. No entanto, devido a essa característica dos secadores de leito fixo, a secagem não é uniforme, já que a temperatura da partícula sólida é função do tempo e da posição. Por essa razão, é fundamental que o processo de secagem seja monitorado de perto e controlado de forma adequada para garantir a uniformidade da umidade do material sólido e, assim, obter um produto de qualidade consistente.

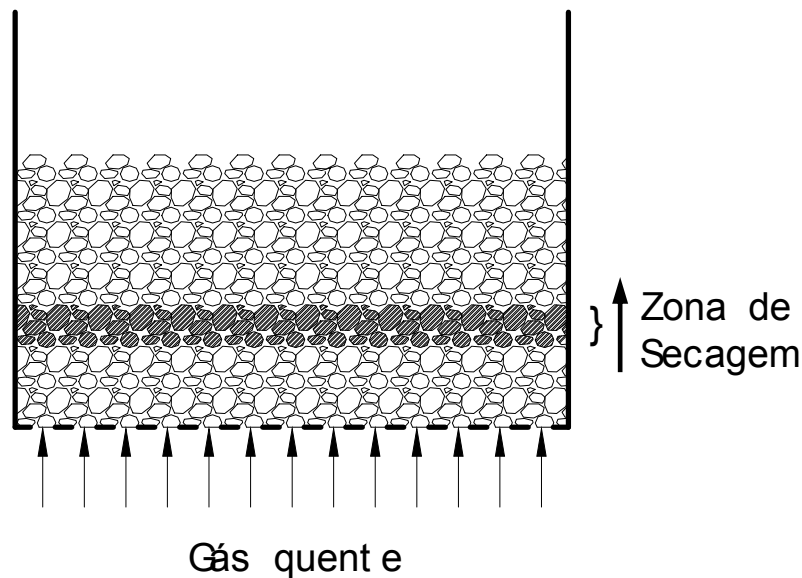


Figura 2.8 – Esquema de secagem em leito fixo

Eichelberger e Portella (2003) realizaram a secagem de milho em secador de leito fixo de 2,0m de comprimento e 0,5m de altura até que os grãos atingissem a umidade média 13%. O ar de secagem foi aquecido em um queimador de gás a GLP com vazão média de alimentação dos gases de secagem de $15\text{m}^3/\text{min}/\text{m}^2$ a 40°C , o tempo de secagem da foi de 11,01 h na umidade inicial da amostra de 25%.

Prado (2004) realizou um estudo sobre a secagem em camada espessa de sementes de mamão papaya. Para isso, foi construída uma célula cilíndrica em acrílico transparente com $5,3 \times 10^{-2}$ m de diâmetro e $5,0 \times 10^{-2}$ m de altura, além de um tubo cilíndrico com subdivisões de $1,0 \times 10^{-2}$ m para permitir a fragmentação do leito e medidas locais de umidade. Essa célula possibilitou a visualização da evolução da frente de secagem. O teor de umidade inicial das sementes foi de 80,8% em base úmida. Foi observado que, na velocidade do ar de secagem

de 0,5m/s e temperatura de 50°C, a camada correspondente a 4 cm do leito atingiu 30% em base úmida após cerca de 12,5 horas.

Gasparin *et al.* (2017) avaliou o processo de secagem da espécie *Mentha piperita* (conhecida popularmente como hortelã pimenta), usada em indústrias farmacêuticas, alimentícias e cosméticas para aumentar a vida útil do produto. Para o experimento, as folhas da hortelã pimenta foram colhidas com um teor de umidade de, aproximadamente, 23% em base seca, em seguida, foram submetidas a um processo de secagem em um secador de leito fixo em laboratório. As temperaturas utilizadas variaram de 30 a 70 °C, com a velocidade do ar de secagem variando entre 0,3 e 0,5 m.s⁻¹. O objetivo era atingir um teor de umidade final de 11%. Os resultados mostraram que a umidade final para a temperatura de 70 °C foi obtida após 720 segundos.

2.3.5. Secadores rotativo

O secador rotativo consiste em um cilindro que gira em torno do seu próprio eixo e aletas responsáveis por transportar o sólido do fundo do tambor até a parte superior onde o sólido é lançado em forma de cascata, Figura 2.9. O sólido percorre o cilindro por ação da gravidade, já que o cilindro tem uma leve inclinação em relação à horizontal, a taxa de fluxo dos sólidos pode ser acelerada ou desacelerada dependendo se o fluxo de gases que atravessam o cilindro é a favor ou contra o fluxo dos sólidos. O comprimento do cilindro varia de 4 a mais de 10 vezes o diâmetro, que pode variar de 0,3 a 3m (PERRY; GREEN, 1999).

O secador rotativo pode ser com aquecimento direto ou indireto. No primeiro caso, o ar quente entra em contato direto com a matéria-prima dentro do tambor, enquanto no aquecimento indireto, o ar aquecido passa pelo lado de fora do tambor. Em ambos os casos, o material é transportado lentamente dentro do tambor. A temperatura dos fluidos aquecidos é um parâmetro importante de controle, geralmente variando de 300°C a 600°C. Destaca-se que o secador de tambor é capaz de homogeneizar de maneira eficiente a matéria-prima devido à sua movimentação, o que resulta em altos índices de eficiência na troca térmica (ALMEIDA, 2015).



Figura 2.9 – Movimento do leito de sólidos em secador rotativo com suspensores (PERRY e GREEN, 1999)

A fim de aumentar o contato dos gases com o sólido o secador pode ser equipado com suspensores no interior do cilindro, conforme mostrado na Figura 2.10. A função dos suspensores é formar uma cascata de sólidos no interior do cilindro e seu formato é determinado pela característica do sólido.

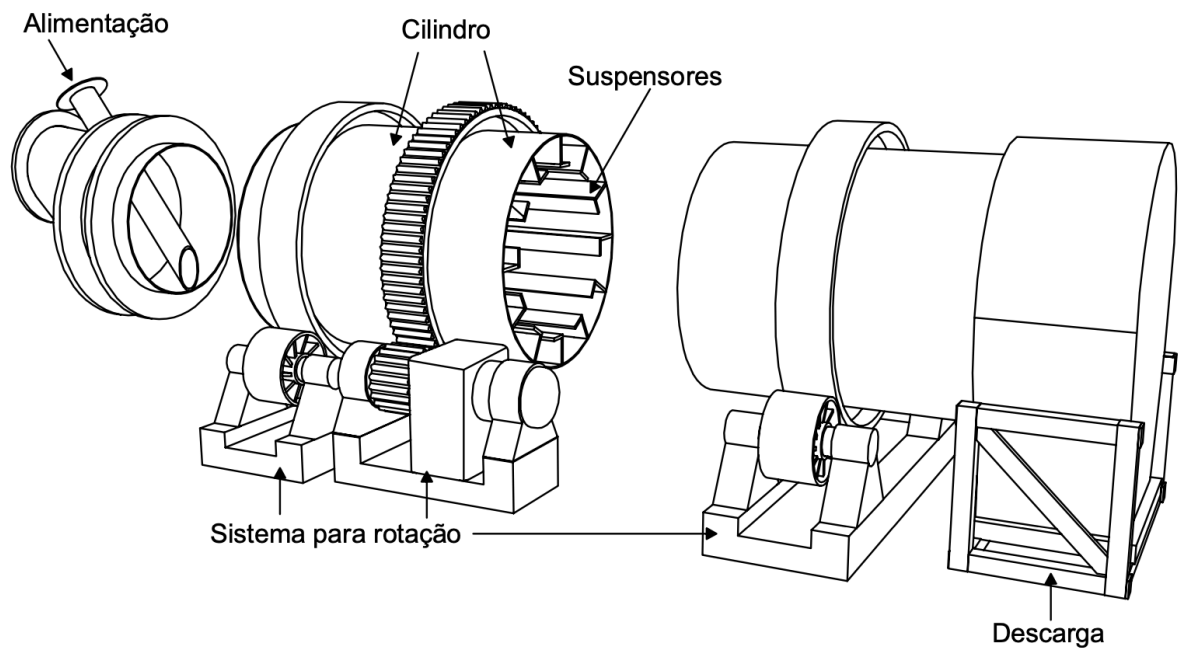


Figura 2.10 – Secador rotativo direto (Cristo, 2004)

O fluxo de gás co-corrente pode ser encontrado com maior facilidade em materiais sensíveis a temperaturas mais elevadas devido ao rápido resfriamento dos gases durante a

fase inicial, apesar da eficiência térmica ser menor do que no fluxo contracorrente (CRISTO, 2004).

De acordo com Arnao (2007), um secador rotativo de bagaço foi instalado na usina de cana de açúcar Zaio, em Marrocos, com capacidade para processar 14 toneladas por hora de biomassa com umidade inicial de 53%. A temperatura dos gases de escape na entrada do secador foi de 220°C e ao final do processo, a umidade do bagaço foi reduzida para 40%. Além disso, houve um aumento na eficiência da caldeira da usina de 72% a 80% e uma elevação de 1,6 para 2,7 kg de vapor/kg de bagaço.

A secagem do resíduo de acerola sem pré-tratamento, em secador rotoaerado com inclinação do secador de 3°, rotação do tambor de 2,7 rpm e vazão média de sólidos de 0,045 kg/min, possibilitou a remoção de umidade de até 45,8%, na condição de 159,3°C e 2,25 m/s. Sendo que o tempo de residência das sementes de acerola no secador foi de 3,2 min. Para a condição extrema de secagem (150 °C e 3,0 m/s) foram necessárias apenas três passagens das sementes no secador para a umidade final igual a 6,7%. Além do que, este secador rotoaerado gera um produto final homogêneo devido ao elevado grau de mistura e é capaz de processar elevado volume de material (SILVA, 2014).

Cavichiolo (2010) descreveu as especificações técnicas de um secador rotativo utilizado em uma indústria. O equipamento é constituído por um cilindro com 24 metros de comprimento e 4 metros de diâmetro, que gira em torno de seu eixo longitudinal a uma frequência de 4,0 rpm. Com capacidade para evaporar 27.215,50 kg de água por hora, o secador apresenta uma temperatura interna de ar que varia em torno de 850°C, enquanto a temperatura de saída é de aproximadamente 110°C. O bagaço, com umidade de 69,5% em base úmida, permanece no secador por 15 minutos e é reduzido para cerca de 14,1% de umidade antes de sair. O ventilador centrífugo, com vazão de 40.350 kg/h, é responsável por insuflar o ar de secagem no mesmo sentido da trajetória do produto.

2.4. Caracterização da biomassa

A caracterização da biomassa é uma etapa crucial para a otimização dos processos de conversão energética, pois permite avaliar suas propriedades físicas e químicas, o que permite identificar o potencial de utilização em diferentes processos e aplicações. A caracterização pode fornecer informações sobre o teor de umidade, composição química, poder calorífico, entre outras propriedades importantes para determinar a viabilidade do uso da biomassa nos processos de conversão energética.

Algumas propriedades da biomassa como o poder calorífico e a relação ar-combustível podem ser fortemente influenciadas pelo teor de umidade e composição química do

combustível durante o processo de oxidação dos constituintes da biomassa. Entender as suas características químicas como a composição elementar, composição imediata e poder calorífico são fundamentais para a análise do combustível.

Em seguida, abordou-se a modelagem numérica após “entender” os princípios de funcionamento dos secadores e realizar a caracterização da biomassa. A modelagem numérica do secador foi adotada para prever o funcionamento do secador sob diferentes condições de operação de forma rápida e econômica, sem a necessidade de realizar experimentos.

2.4.1. Composição elementar

A composição elementar da biomassa é a base para a análise dos processos de combustão. A análise elementar é um ensaio empregado na determinação da composição química e fornece os percentuais em massa dos principais elementos químicos presentes na biomassa como carbono (C), hidrogênio (H), oxigênio (O), nitrogênio (N) e enxofre (S) reagentes do processo de combustão.

O uso de biomassa como fonte de energia depende da caracterização de seus componentes químicos elementares, sendo que teores elevados de C e H estão positivamente correlacionados com a quantidade de energia liberada durante a combustão. No entanto, altos teores de O e N reduzem o valor calorífico do combustível, diminuindo seu potencial energético (PROTÁSIO, 2011; DEMIRBAS & DEMIRBAS, 2004; HUANG *et al.*, 2009; SILVA, 2019). O poder calorífico está intimamente relacionado com as razões H:C e O:C. Proporções elevadas de hidrogênio e/ou oxigênio, em comparação com o carbono, geralmente reduzem o poder calorífico devido à menor exergia contida nas ligações C-O em relação às ligações C-C (BILGEN, 2008). A Tabela 2.3 apresenta resultados da composição elementar de alguns tipos de biomassa.

A composição química varia tanto entre os tipos de biomassas quanto que individualmente, devido a complexidade da distribuição dos componentes químicos dentro dos tecidos. Mas no geral as diferenças não são tão expressivas, as madeiras possuem cerca de 49-50% de carbono, 44-45% de oxigênio, 6% de hidrogênio, 0,1-1% de nitrogênio e 0,4-0,5% de compostos minerais segundo a análise elementar, de acordo com (TRUGILHO *et al.* 2012).

Tabela 2.3 – Composição elementar da biomassa (base seca)

Biomassa	C	H	O	N	S
Pinus	49,25	5,99	44,36	0,06	0,03
Eucalyptus spp.	49,00	5,87	43,97	0,30	0,01
Casca de Arroz	40,96	4,30	35,86	0,40	0,02
Bagaço de cana	44,80	5,35	39,55	0,38	0,01
Casca de coco	48,23	5,23	33,19	2,98	0,12
Sabugo de milho	46,58	5,87	45,46	0,47	0,01
Ramas de algodão	47,05	5,35	40,77	0,65	0,21

Fonte: Cortez *et al.* 2008

2.4.2. Poder calorífico

O parâmetro mais importante de um combustível é que determina a sua qualidade energética é o poder calorífico (PESSOA FILHO, 2013). O poder calorífico, PC, pode ser definido como a quantidade de calor transferida na forma de calor durante a combustão ou reação. Para um mesmo combustível o PC pode ser influenciado pela quantidade de umidade presente no combustível.

A presença de umidade contido nos reagentes, leva a uma diminuição do poder calorífico, já que se gasta energia para vaporizar a água junto com os gases de combustão. Por isso, o poder calorífico pode ser subdividido em “superior” e “inferior”. Quando não é levado em consideração a energia gasta na evaporação da água, ou seja, após a transferência de calor da reação a água permanece nos produtos na fase líquida o poder calorífico é considerado superior, PCs. O poder calorífico inferior, PCi, levada em consideração a energia gasta na evaporação da água presente nos produtos da reação, ou seja, após a transferência de calor a água aparece no estado vapor nos produtos da reação.

Uma forma de obtenção do PCi, segundo Ciamp (1992), é através da fórmula $PCi = PCs - h_{lv} \left(\frac{9H}{100} \right)$, que exclui do poder calorífico a quantidade de energia necessária para evaporar a água formada na reação do hidrogênio presente na biomassa em contato com o oxigênio presente no comburente durante a reação de combustão.

O calorímetro é um equipamento que possibilita a determinação do PCs de forma experimental, a Tabela 2.4 apresenta alguns dados de PCs.

Tabela 2.4 – Poder calorífico superior (base seca)

Tipos de Biomassa	PCs [MJ/kg]
Pínus	20,02
Eucalipto	19,42
Casca de Arroz	16,14
Bagaço de cana	17,33
Casca de coco	19,04
Sabugo de milho	18,77
Ramas de algodão	18,26
Resíduos sólidos urbanos	17,36

Fonte: Cortez *et al.* (2008)

2.4.3. Composição imediata

A composição química imediata de uma amostra (análise imediata), conforme mostrado na Tabela 2.5, refere-se a porcentagem mássica do conteúdo divididos em: umidade, materiais voláteis, cinzas e carbono fixo.

Tabela 2.5 – Composição imediata (base seca)

Tipos de Biomassa	Materiais Voláteis	Cinza	Carbono Fixo
Pínus	82,54	0,29	17,70
Eucalipto	81,42	0,79	17,82
Casca de Arroz	65,47	17,89	16,67
Bagaço de cana	73,78	11,27	14,95
Casca de coco	67,95	8,25	23,80
Sabugo de milho	80,10	1,36	18,54
Ramas de algodão	73,29	5,51	21,20

Fonte: Cortez *et al.* 2008

O teor de cinzas é um indicativo da quantidade de massa inerte que não sofre decomposição térmica. De acordo com Nakashima *et al.* (2017), altos teores de cinzas não apenas reduzem o poder calorífico, mas também podem diminuir a eficiência das caldeiras,

pois as cinzas contêm minerais alcalinos que, combinados com a sílica, depositam-se nas paredes das caldeiras.

Segundo Jacome (2014), a incrustação de partículas inorgânicas nas superfícies dos equipamentos tem efeitos negativos, tais como a diminuição da eficiência térmica, aumento dos custos operacionais, degradação das superfícies por corrosão e problemas de erosão. Esse fenômeno é inevitável em sistemas de combustão de biomassa e pode reduzir a vida útil dos equipamentos, especialmente no caso de caldeiras. Como apresentado na Tabela 2.6, as incrustações à base de sílica apresentam uma condutividade térmica cerca de 100 vezes inferior à do aço, o que as torna uma camada isolante que reduz a eficiência térmica da caldeira. Pronobis (2005) destaca que os problemas relacionados às incrustações podem ser solucionados por meio de uma limpeza adequada.

Tabela 2.6 - Condutividade térmica dos diversos tipos de incrustações e dos metais que compõem a caldeira (Pastor et al., 2009)

Composto Químico	Condutividade Térmica (kcal m⁻¹ h⁻¹ °C⁻¹)
Incrustação à Base de Sílica	0,2 ~ 0,4
Incrustação à Base de Carbonato	0,4 ~ 0,6
Incrustação em Base de Sulfato	0,6 ~ 2,0
Liga de Aço Carbono	40 ~ 60
Liga de Cobre	320 ~ 360

Já o teor de carbono fixo, conforme explicado por Mckendry (2012), representa a massa residual após a liberação dos compostos voláteis, excluindo cinzas e teores de umidade. Por outro lado, o teor de materiais voláteis de um combustível sólido é a fração do combustível expelida na forma de gás durante o aquecimento até 950°C por 7 minutos.

O teor de materiais voláteis e o teor de carbono fixo são as principais características que determinam o poder calorífico superior do carvão vegetal (TRUGILHO E SILVA, 2001). Durante a combustão da biomassa, os materiais voláteis se volatizam rapidamente diminuindo o tempo de residência do combustível, já o carbono fixo implica em um maior tempo de residência do combustível (CHAVES *et al.*, 2013). O poder calorífico superior aumenta com o teor de carbono fixo e diminui com o teor de materiais voláteis (TRUGILHO E SILVA, 2001).

2.5. Método Volume de Fluido (VOF)

Nos estudos que envolvem a interação entre partículas e fluidos, existem duas abordagens possíveis - Lagrangiana e Euleriana. Na abordagem Lagrangiana, cada partícula é acompanhada individualmente, o que fornece uma descrição precisa de sua trajetória. No entanto, essa opção é computacionalmente cara e só é viável em estudos com baixa fração volumétrica da fase sólida. Já na abordagem Euleriana, tanto a fase sólida quanto a fase fluida são consideradas meios contínuos e interpenetrantes, e as equações descrevem as propriedades médias locais de ambas as fases. Isso reduz significativamente os custos computacionais em comparação com a abordagem Lagrangiana, mas perde-se o caráter discreto das partículas. Apesar disso, atualmente essa é a abordagem mais comum para problemas com alta fração volumétrica da fase sólida, como apontado por diversos estudos (TAGHIPOUR *et al.* (2005), SAU & BISWAL (2011), HERZOG *et al.* (2012) e BENZARTI *et al.* (2012)).

O Método Volume de Fluido (VOF - *Volume of Fluid*) é uma das técnicas de modelagem disponíveis para escoamentos multifásicos que utiliza o princípio da Mecânica dos Meios Contínuos, proposta por Hirt e Nichols (1981) para representar a superfície livre em escoamentos. O método aplica um esquema de tipo Euleriano capaz de representar a interface entre a fase contínua e a fase dispersa.

O método VOF depende de uma função escalar que assume valores entre 0 e 1 para distinguir entre os fluidos diferentes, que por definição é dada pela fração volumétrica, α , ocupada pelo fluido. O valor zero indica a presença de um fluido B e o valor 1 indica a presença do fluido A, conforme mostrado na Figura 2.11. As células com valores da fração volumétrica, α , entre os dois limites indicam a presença da interface e o valor fornece uma indicação das proporções relativas que ocupam o volume da célula, Yeoh e Tu (2010).

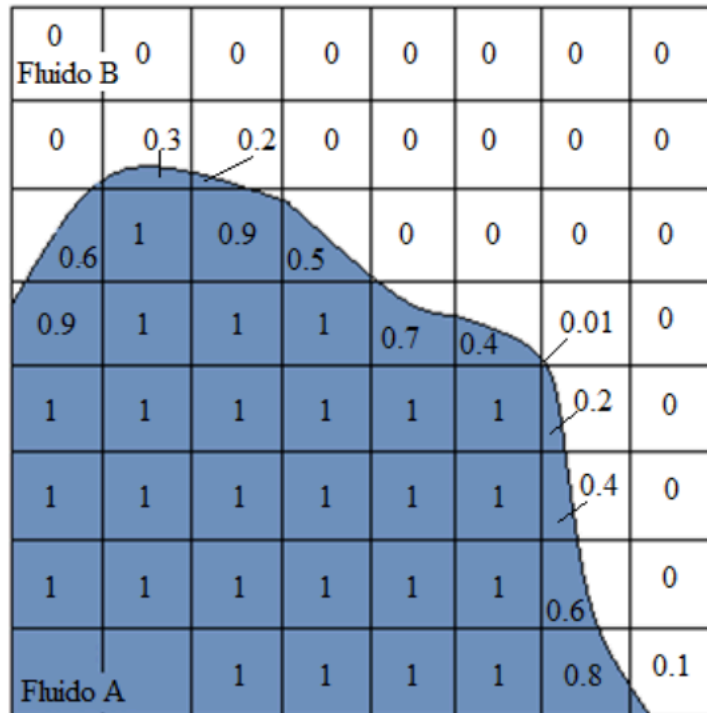


Figura 2.11 - Função volumétrica α no método VOF, Malaguera (2018)

Wardle e Weller [109] desenvolveram um método multifásico híbrido em OpenFOAM baseado nas equações de momento por fase e a captura da interface utilizando o VOF. Este solver foi denominado de multiphaseEulerFoam, foi incluído no lançamento da versão 2.1 do OpenFOAM.

2.6. OpenFOAM

O OpenFOAM (*Open Field Operation and Manipulation*) foi criado em 1989 por Henry Weller com o nome de FOAM surgiu em 1993 como ferramenta para o tratamento de campos tensoriais e foi disponibilizado pela primeira vez como código aberto pela OpenCFD Ltd. no ano de 2004. Consiste em uma biblioteca desenvolvida em linguagem C++ aplicada na fluidodinâmica computacional.

As aplicações desenvolvidas no OpenFOAM se subdividem em duas categorias: solvers, que são criados para resolver problemas complexos de engenharia e utilitários que são projetados para realizar tarefas que envolvem manipulação de dados. A estrutura geral do openFOAM é apresentado na Figura 2.12.

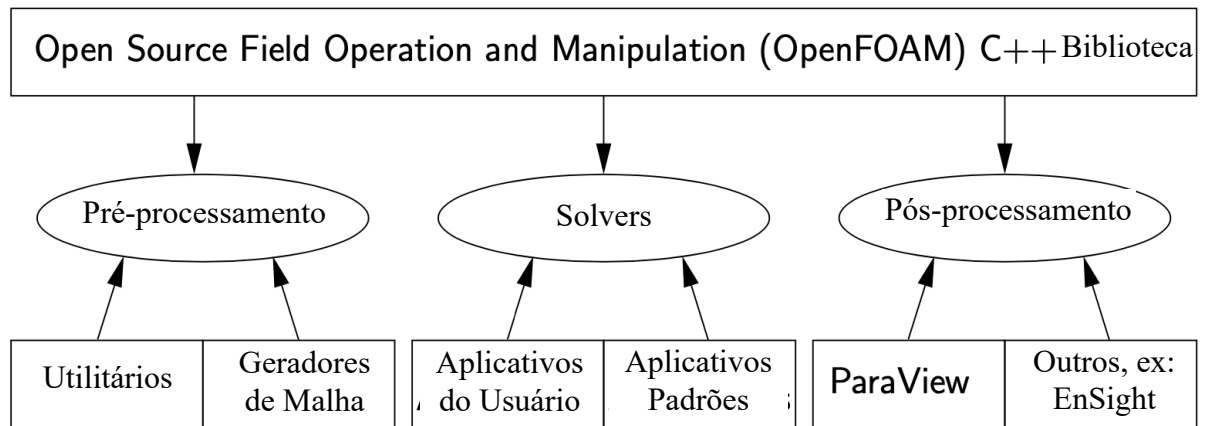


Figura 2.12 – Visão geral da estrutura do OpenFOAM (User Guide, 2021)

O OpenFOAM utiliza uma estrutura de pastas para a configuração do caso e para salvar os dados calculados no decorrer da simulação conforme Figura 2.13.

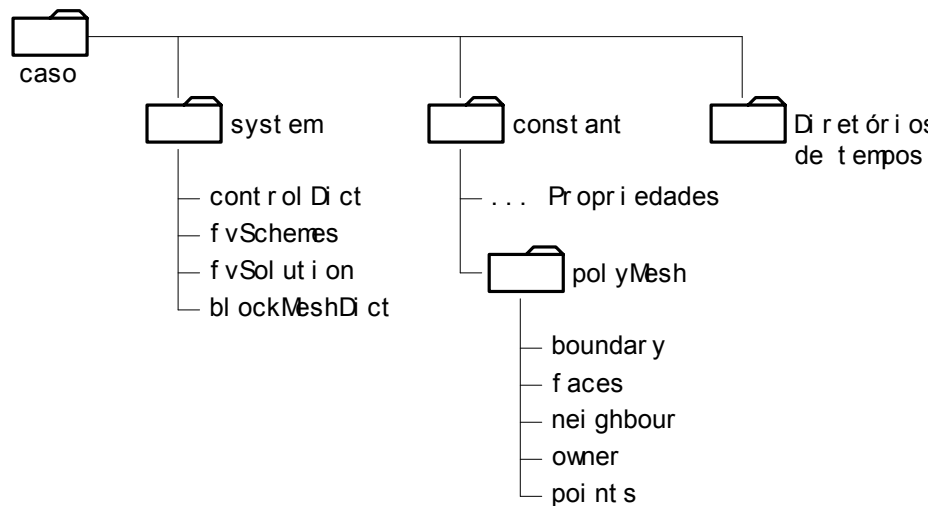


Figura 2.13 – Estrutura de diretórios do OpenFOAM

O diretório *constant* contém a descrição completa do caso com as propriedades físicas pertinentes ao caso como o *momentumTransport*, *phaseProperties*, *thermophysicalProperties*, etc. Dentro do subdiretório *polyMesh* é feita a definição da geometria e da malha do problema.

O diretório *system* contém os parâmetros associados ao procedimento de solução do caso e é composto de pelo menos três arquivos: *controlDict* onde os parâmetros de controle são definidos como por exemplo, início e fim da solução, passo de tempo e parâmetros para a saída dos dados; *fvSchemes* onde os esquemas de discretização numéricos utilizados na

simulação são definidos; *fvSolution* onde o sistema de equações, as tolerâncias e outros algoritmos de controle do problema são definidos.

O diretório de tempo contém os arquivos individuais de todos os campos definidos. No diretório "0" as condições iniciais e de contorno são especificadas e durante a simulação os dados são gravados em novos diretórios com o nome de cada passo de tempo.

Entre as principais vantagens que levaram à escolha do OpenFOAM para este trabalho, destacam-se o fato de ser um código aberto, que além de não exigir investimentos com a compra de licenças de uso, permite ao usuário verificar, manipular e aprimorar o código. O software é escrito em linguagem C++, o que facilita a criação de novos códigos. Além disso, o OpenFOAM possibilita realizar grandes simulações utilizando processamento paralelo, reduzindo consideravelmente o tempo necessário para executar problemas muito grandes.

CAPÍTULO III

3. CARACTERIZAÇÃO DA BIOMASSA, MODELAGEM E DIMENSIONAMENTO

3.1. Caracterização da biomassa

O objetivo da caracterização da biomassa durante o processo de secagem é obter informações sobre as propriedades físicas e químicas do material, com o intuito de otimizar o processo de secagem e aprimorar a qualidade do produto final. Os experimentos foram conduzidos no Laboratório de Transferência de Calor e Massa (LTCM) da Faculdade de Engenharia Mecânica da Universidade Federal de Uberlândia. As amostras de bagaço de cana-de-açúcar da variedade RB 867515 utilizadas neste estudo foram coletadas em outubro de 2022 na destilaria Vanderley Pereira de Azevedo - ME, localizada em Ituiutaba-MG, Figura 3.1.



Figura 3.1 – Sala de destilação da cachaçaria Vanderley Pereira de Azevedo - ME

As amostras de bagaço de cana-de-açúcar foram coletadas aleatoriamente na pilha formada sob a esteira transportadora, Figura 3.2a, após a passagem pelas moendas do engenho, como mostrado no fluxograma da Figura 1.2. Em seguida, foram acondicionadas em sacos hermeticamente fechados e transportadas para o Laboratório de Transferência de Calor e Massa (LTCM). As amostras foram trituradas em moinho de facas e, posteriormente, uma parte delas foi submetida à secagem em estufa a 105 °C, conforme ilustrado na Figura 3.2c, antes das análises.



Figura 3.2 – a) Pilha de bagaço onde as amostras foram coletadas; b) Trituração no moinho de facas; c) Secagem em estufa

Com o objetivo de caracterizar a biomassa, foram realizadas análises imediata, termogravimétrica e do poder calorífico em duas amostras distintas: a "Amostra 1", composta por bagaço úmido com umidade remanescente do processo de moagem, e a "Amostra 2", composta por bagaço seco submetido ao processo de secagem em estufa.

3.2. Análise termogravimétrica TGA

A análise termogravimétrica é uma técnica de análise térmica que consiste em acompanhar a variação mássica da amostra em função da temperatura, com o intuito de determinar seu teor de umidade, matéria volátil, cinzas e carbono fixo. Esses parâmetros são importantes indicadores das propriedades físico-químicas da amostra e podem ser utilizados para diversas finalidades, como controle de qualidade, estudos de combustão, entre outros.

Por meio da análise termogravimétrica, é possível obter informações precisas e confiáveis sobre a composição e o comportamento térmico da amostra.

A análise termogravimétrica TGA foi realizada utilizando o analisador TGA 2000A da Navas Instruments. Esse equipamento permite o aquecimento controlado da amostra e o registro da variação da massa ao longo do processo, possibilitando a determinação do teor de umidade, materiais voláteis, cinzas e carbono fixo, conforme apresentado na Figura 3.3. O teor de umidade foi avaliado a 105°C, as cinzas a 700°C e os materiais voláteis a temperatura de 950°C, seguindo as normas estabelecidas pela NBR 8112.

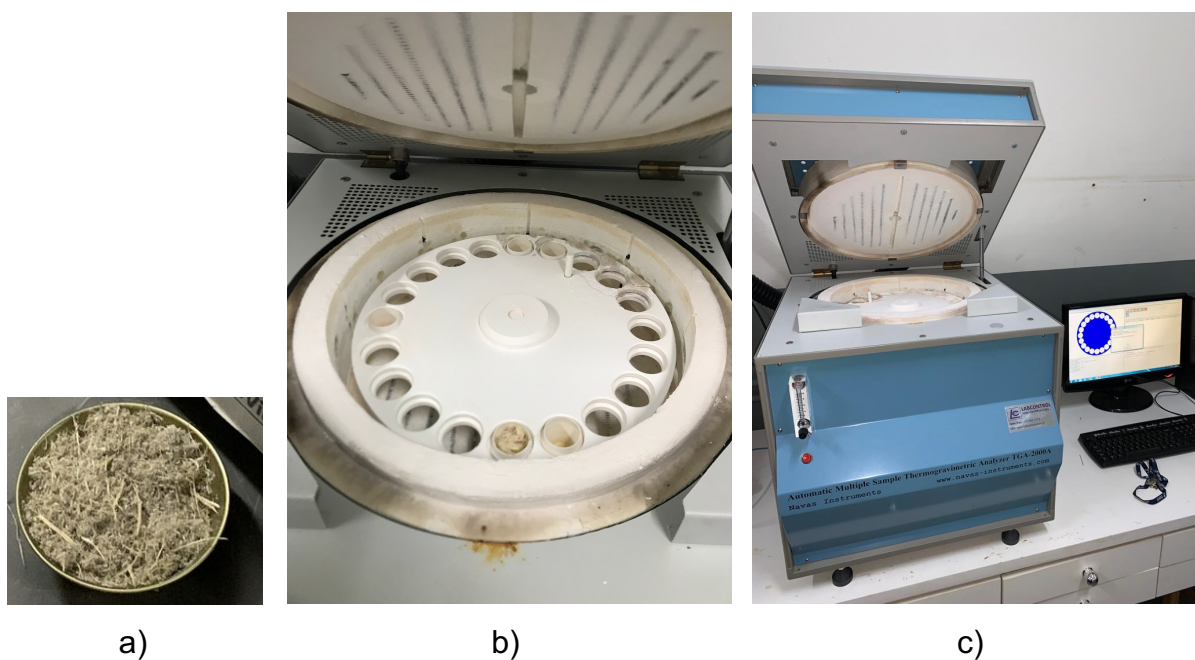


Figura 3.3 – Analisador termogravimétrico TGA 2000A: a) Moagem, b) Posicionamento dos cadinhos com amostra no carrossel do analisador e c) Ensaio termogravimétrico.

Para a determinação da umidade o analisador eleva a temperatura até 105°C em uma estufa com circulação de ar forçada e permanece com a temperatura constante até que não haja mais alteração da sua massa. Sendo a massa de cada cadinho dentro do carrossel do analisador conferida periodicamente com balança de precisão dentro do próprio equipamento, assim que cessa a alteração da massa toda a umidade disponível foi evaporada e resta no cadinho a biomassa seca e o teor de umidade pode ser calculado pela equação (3.1).

$$TU_{bu} = \frac{m_0 - m_1}{m_0} 100 \quad (3.1)$$

onde TU_{bu} é o teor de umidade [%], m_0 é a massa inicial da amostra [g] e m_1 massa final da amostra [g].

Uma vez que a massa para de variar o analisador passa para a próxima etapa de determinação dos materiais voláteis. Para a determinação do teor de materiais voláteis o analisador eleva a tempera até 950°C com o cadinho tampado para impedir a combustão e acompanha a perda de massa da biomassa que se volatiliza durante o aquecimento.

Ao finalizar o teor de materiais voláteis o analisador termogravimétrico destampa o cadinho e possibilita a combustão. Durante a combustão a biomassa volta a perder massa até que a combustão se complete, o resíduo inorgânico que permanece após a combustão são as cinzas.

O teor de carbono fixo é a massa remanescente após a liberação dos voláteis excluindo as cinzas e é calculado de acordo com a equação (3.2).

$$CF = 100 - (CZ + MV) \quad (3.2)$$

onde, CF é o teor de carbono fixo em [%], CZ o teor de cinzas [%] e MV o teor de materiais voláteis [%].

3.3. Análise de Poder Calorífico

O ensaio para a determinação do poder calorífico do bagaço de cana-de-açúcar foi realizado tanto para a “Amostra 1”, a amostra úmida, quanto para a “Amostra 2”, a amostra que sofreu o processo de secagem em estufa a 105°C. Para a análise, utilizou-se uma bomba calorimétrica IKA C-200 com banho térmico de água, com precisão de $\pm 0,1^\circ\text{C}$, e uma balança analítica Marconi com precisão de $\pm 0,001\text{g}$.

Para a realização do ensaio calorimétrico, adiciona-se mais de 0,5g de biomassa ao cadinho e, em seguida, um fio de algodão faz contato entre a resistência e a amostra, permitindo a centelha e a ignição. O recipiente é então lacrado e pressurizado com oxigênio com 99,999% de pureza a pressão de 30 bar. Finalmente, o cadinho contendo a biomassa é inserido na bomba calorimétrica para a realização do experimento, como ilustrado na Figura 3.4.

No calorímetro, a variação de temperatura da água é monitorada continuamente durante a queima completa da amostra de combustível, até que o equilíbrio térmico seja alcançado. A variação de temperatura resultante é registrada e utilizada para o cálculo da energia liberada pela amostra (PCs).

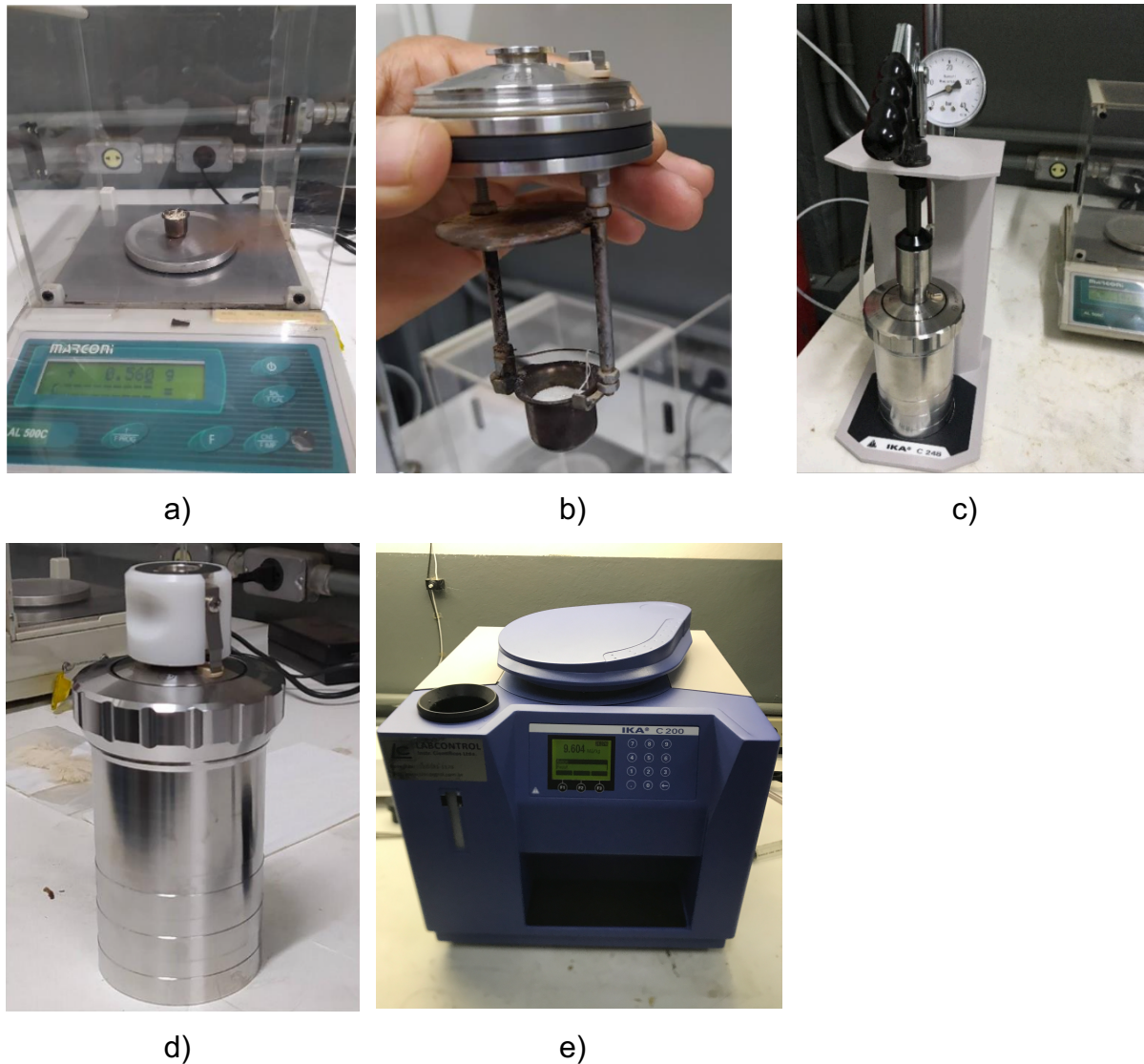


Figura 3.4 – Análise de poder calorífico no calorímetro IKA C200: a) Determinação da massa, b) Cadinho em contato com o filamento, c) Pressurização com oxigênio, d) Recipiente preparado para ser inserido na bomba calorimétrica e e) Determinação do poder calorífico

MODELO MATEMÁTICO

Nessa seção, serão apresentados os modelos utilizados na simulação do secador, considerando um escoamento multifásico e transiente com as seguintes hipóteses:

- Fases consideradas como fluidos contínuos;
- Diâmetro igual para todas as partículas;
- Partículas esféricas;
- Transferência de quantidade de movimento devido à massa virtual insignificante;

- Abordagem Euler-Euler;

3.4. Modelo Analítico

A modelagem do secador de biomassa parte da necessidade de geração de $1000 \frac{\text{kg de vapor}}{\text{h}}$ na caldeira, utilizando como combustível bagaço de cana proveniente do sistema de moagem. A modelagem da combustão do bagaço de cana-de-açúcar foi desenvolvida com algoritmo desenvolvido para atender o presente trabalho e as propriedades termodinâmicas foram obtidas através de tabelas termodinâmicas.

3.4.1. Dados de entrada

Os dados de entrada do algoritmo foram: a umidade que o bagaço deixa as moendas do engenho (U_i), obtido na caracterização da biomassa, as porcentagens mássicas de cada espécie presente no bagaço (P_f), a umidade relativa do ar (UR), a temperatura ambiente de 24,43 °C obtida por meio da análise das condições climáticas locais a partir da estação automática A512 do Instituto Nacional de Meteorologia (INMET), e a pressão atmosférica de 1 atm.

O material utilizado como combustível da caldeira para a geração de vapor foi bagaço de cana, subproduto da moagem da cana-de-açúcar, na qual o caldo residual do processo de moagem permanece na matéria fibrosa. Segundo ARANTES (2014) a composição elementar do bagaço de cana é apresentada conforme Tabela 3.1.

Tabela 3.1 – Análise elementar do bagaço de cana

Elemento	Média [%]
C	42,09
H	5,31
N	0,64
S	0,70
O	46,74

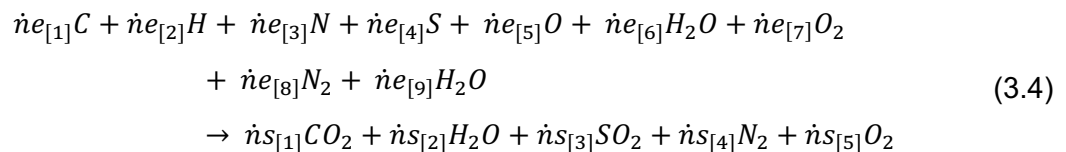
3.4.2. Modelagem da Combustão

Para que ocorra a combustão completa da biomassa, é exigida uma quantidade estequiométrica de ar, para que ocorra a completa oxidação dos compostos orgânicos presentes na biomassa. Entretanto, devido às deficiências na mistura dentro das fornalhas, é necessária uma quantidade em excesso de ar, entre 25 a 35% para bagaço, para garantir oxigênio suficiente até o final da chama e compensar as deficiências do queimador, (PINHEIRO e VALLE, 1995). Essa quantidade de ar adicional é essencial para garantir uma combustão eficiente, minimizar a formação de gases poluentes e garantir a segurança do processo.

A relação ar-combustível, AC , é a razão mássica entre a quantidade total de ar e a de combustível, obtida pela equação (3.3).

$$AC = \frac{\dot{m}_{ar}}{\dot{m}_{comb}} \quad (3.3)$$

A reação de combustão envolve a oxidação dos elementos constituintes do combustível. Assim sendo, de forma simplificada e de acordo com a Tabela 3.1, a reação de combustão do bagaço pode ser representada pela equação química (3.4).



O termo $\dot{n}e_{[i]}$, representa o número de mols dos reagentes, já os termos $\dot{n}s_{[i]}$ representa o número de mols dos produtos, resultante do processo de combustão. A resolução da reação química significa resolver a conservação da massa para cada elemento apresentados na Tabela 3.2.

Na modelagem da combustão foi levado em consideração a umidade presente no ar. Portanto, o número de mols da água presente no ar, depende da umidade absoluta do ar ω , da temperatura e da pressão. Como a umidade absoluta é definida por $\omega = \frac{M_{H_2O}}{M_{Ar}}$, o número de mols, $\dot{n}e_{[9]}$, pode ser calculado pela equação (3.5).

A composição do ar é aproximadamente 21% de oxigênio, 78% de nitrogênio e 1% de argônio. Nos problemas de combustão o argônio normalmente é desprezado e o ar passa a

ser considerado como sendo composto por 21% de oxigênio e 79% de nitrogênio, portanto, para cada mol de oxigênio 79/21 mols de nitrogênio, Eq. (3.6) (WYLEN; SONNTAG; BORGNAKKE, 2003).

Tabela 3.2 – Lista de índice dos reagentes e produtos do processo de combustão

Substância	Índice	Elemento	Descrição
Reagentes	1	Carbono (C)	Componente do bagaço
	2	Hidrogênio (H)	Componente do bagaço
	3	Nitrogênio (N)	Componente do bagaço
	4	Enxofre (S)	Componente do bagaço
	5	Oxigênio (O)	Componente do bagaço
	6	Água (H_2O)	Componente do bagaço
	7	Oxigênio (O_2)	Proveniente do ar atmosférico
	8	Nitrogênio (N_2)	Proveniente do ar atmosférico
	9	Água (H_2O)	Proveniente do ar atmosférico
Produtos	1	Dióxido de Carbono (CO_2)	Produtos da reação
	2	Água (H_2O)	Produtos da reação
	3	Dióxido de Enxofre (SO_2)	Produtos da reação
	4	Nitrogênio (N_2)	Produtos da reação
	5	Oxigênio (O_2)	Produtos da reação

$$\dot{n}e_{[9]} = \omega \frac{\dot{n}e_{[7]}MM_{[7]} + \dot{n}e_{[8]}MM_{[8]}}{MM_{[9]}} \quad (3.5)$$

$$\dot{n}e_{[8]} = \frac{79}{21} \dot{n}e_{[7]} \quad (3.6)$$

A combustão completa não é alcançada a menos que exista excesso de ar, PINHEIRO e VALLE (1995) apresentou os valores usuais do coeficiente de excesso de ar, ϕ . Para o modelo foi adotado o coeficiente de excesso de ar $\phi = 1,3$, conforme mostrado na Tabela 3.3.

Na combustão com excesso de ar, o oxigênio em excesso foi calculado nos produtos pela equação (3.7).

$$\dot{n}s_{[5]} = (\phi - 1)\dot{n}e_{[7]} \quad (3.7)$$

Tabela 3.3 – Valores usuais do coeficiente de excesso de ar (PINHEIRO; VALLE, 1995)

Combustível	Tipo de Forno ou queimador	ϕ
Carvão Pulverizado	Aquatubular completa	1,15-1,20
	Aquatubular parcial fundo seco	1,15-1,40
Carvão Britado	Fornalha Ciclone	1,10-1,15
Carvão	Grelha fixa	1,30-1,60
	Grelha vibratória	1,30-1,60
	Grelha rotativa	1,15-1,50
	Grelha fixa alimentação por baixo	1,20-1,50
Óleo Combustível	Queimadores de óleo tipo registro	1,05-1,15
	Queimadores multicomcombustível	1,05-1,20
Resíduo Acido	Queimadores chama plana a vapor	1,10-1,15
Gás Natural	Queimadores tipo registro	1,05-1,10
Gás Coqueria	Queimadores multicomcombustível	1,07-1,12
Gás Alto-forno	Queimadores de bocal intertubos	1,15-1,18
Madeira	Grelha	1,20-1,25
Bagaço	Todas as fornalhas	1,25-1,35
Licor Negro	Fornalhas recuperação Kraft e Soda	1,05-1,07

3.4.2.1. Análise termodinâmica da Biomassa

Para efetuar os cálculos referentes às reações químicas e termodinâmicas, torna-se necessário a escolha de um estado de referência padrão. Neste trabalho, adotou-se a temperatura 25°C e pressão de 0,1 MPa. Considerando a reação de combustão apresentada na equação (3.4) e aplicando a primeira lei da termodinâmica, tem-se:

$$Q_{v.c.} + H_R = H_P \quad (3.8)$$

$$Q_{v.c.} + \sum_R n_e \bar{h}_e = \sum_P n_s \bar{h}_s \quad (3.9)$$

onde os índices R e P referem-se aos reagentes e produtos, respectivamente. A transferência de calor liberada durante a combustão pode então ser determinada com a diferença entre a entalpia dos produtos e dos reagentes.

$$\dot{Q} + \sum_{i=1}^9 \dot{n}e_{[i]}h_{e[i]} = \sum_{i=1}^5 \dot{n}s_{[i]}h_{s[i]} \quad [kW] \quad (3.10)$$

onde $h_{e[i]}$ é a entalpia dos reagentes e $h_{s[i]}$ a entalpia dos produtos, a diferença entre a entalpia dos produtos e a entalpia dos reagentes leva à definição da entalpia de combustão, h_c . Desta forma, o poder calorífico inferior do bagaço de cana, $PCi_{Bagaço}$, pode ser determinado.

$$PCi_{Bagaço} = |h_c| = \frac{Q}{\sum_{i=1}^5 \dot{n}e_{[i]}MM_{e[i]}} \quad (3.11)$$

3.4.3. Ciclo Térmico da Destilação

Na destilação da cachaça o vapor d'água opera segundo um ciclo termodinâmico, ou seja, o fluido percorre o processo e retorna ao estado inicial. O ciclo representado pela Figura 3.5 é baseado em três processos que ocorrem em regime permanente.

- 1 – 2: Transferência de calor a pressão constante, na caldeira;
- 2 – 3: Transferência de calor a pressão constante, no alambique;
- 3 – 1: Processo de bombeamento adiabático reversível, na bomba;

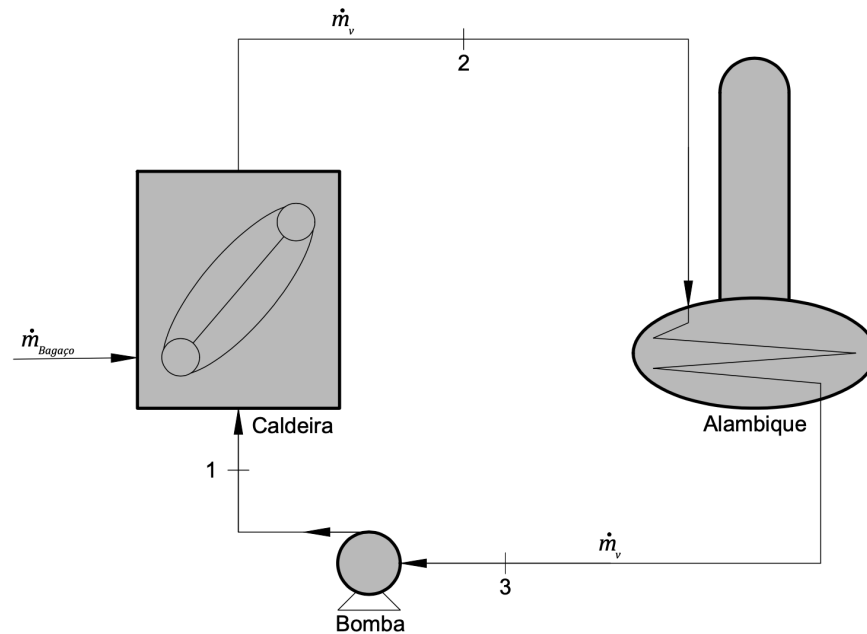


Figura 3.5 - Ciclo da destilação da cachaça

O secador foi dimensionado para alimentar uma caldeira com produção de vapor de $\dot{m}_v = 1000 \left[\frac{kg}{h} \right]$, pressão máxima de trabalho admissível igual a 75 [Psi] e eficiência térmica do gerador de vapor $\eta_{gv} = 80\%$. A operação da caldeira se inicia com o uso de eucalipto como combustível, porém, posteriormente, será substituído pelo bagaço seco. É possível, também, realizar uma mistura de eucalipto e bagaço de cana-de-açúcar para iniciar a combustão. No entanto, é importante destacar que a vazão de ar para a combustão do eucalipto é diferente daquela utilizada para o bagaço de cana. A relação ar-combustível para o eucalipto é específica e, ao trocar o combustível, a relação ar-combustível deve ser ajustada de acordo com as características do novo combustível. Isso é fundamental para garantir a eficiência da combustão, evitar problemas de operação e garantir a segurança do processo.

Dadas as temperaturas e pressões na entrada e saída da caldeira, pode-se determinar a energia térmica necessária para a geração de vapor.

$$\dot{Q}_{gv} + \dot{m}_v h_1 = \dot{m}_v h_2 \quad [kW] \quad (3.12)$$

$$\eta_{gv} = \frac{\dot{Q}_{gv}}{\dot{Q}_{\text{Bagaço}}} \quad (3.13)$$

$$\dot{Q}_{\text{Bagaço}} = \dot{m}_{\text{Bagaço}} PCI_{\text{Bagaço}} \quad [kW] \quad (3.14)$$

onde \dot{Q}_{gv} representa a energia pretendida na caldeira, h_1 e h_2 a entalpia do vapor na entrada e saída da caldeira, $\dot{Q}_{Bagaço}$ a energia gerada a partir da combustão do bagaço.

3.4.4. Modelagem do Secador de Leito Fixo

O secador foi projetado para aproveitar a energia contida no gás de combustão da caldeira, gerado pela queima da biomassa, e utilizá-lo na secagem do próprio combustível. A Figura 3.6 apresenta uma representação esquemática do sistema térmico de secagem da biomassa.

No ponto 1, o gás proveniente da combustão entra no misturador de ar. No ponto 2 ar frio é injetado com a finalidade manter a umidade relativa na saída do secador igual a 100% e prevenir a condensação do vapor d'água no interior do secador. No ponto 3 o ar já misturado é injetado na base do secador. No ponto 4 o ar deixa o secador com umidade de 100%.

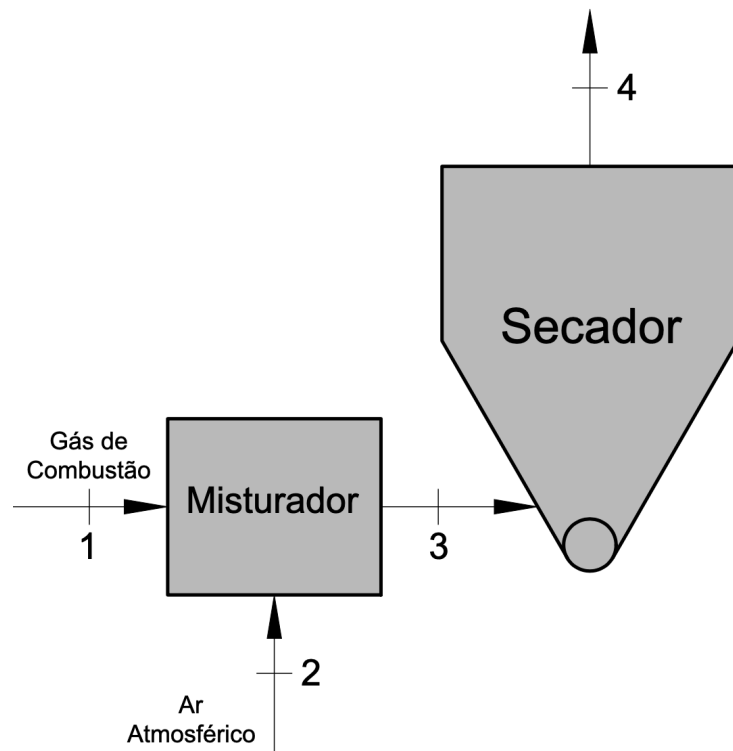


Figura 3.6 – Sistema térmico do secador

Por meio do balanço estequiométrico da combustão (3.4), a vazão mássica de gases de exaustão da caldeira, $\dot{m}_{gc[1]}$, foi calculada no ponto 1 conforme equação (3.15).

$$\dot{m}_{gc[1]} = \sum_{i=1}^5 \dot{n}_{S[i]} MM_{s[i]} \quad (3.15)$$

A temperatura dos gases de exaustão na chaminé da caldeira foi medida com termopar de cromel-alumel acoplado a um termômetro digital Minipa MT-306.

Determinada a temperatura e a vazão mássica no ponto 1 a conservação da massa é um dos princípios mais fundamentais da natureza, a massa assim como a energia é uma propriedade que se conserva, e não pode ser criada nem destruída durante um processo. Em volumes de controle, a massa pode atravessar as fronteiras. De acordo com (ÇENGEL, 2006) as equações de conservação de massa para a água e para o ar no sistema, representado pela Figura 3.6, podem ser escritas como:

$$\dot{m}_{H_2O,[1]} + \dot{m}_{H_2O,[2]} + \dot{m}_{H_2O_evap} = \dot{m}_{H_2O,[4]} \quad (3.16)$$

$$\dot{m}_{H_2O,[1]} + \dot{m}_{H_2O,[2]} = \dot{m}_{H_2O,[3]} \quad (3.17)$$

$$\dot{m}_{Ar[1]} + \dot{m}_{Ar[2]} = \dot{m}_{Ar[4]} \quad (3.18)$$

$$\dot{m}_{Ar[3]} = \dot{m}_{Ar[4]} \quad (3.19)$$

Onde:

$\dot{m}_{H_2O,[1]}$ = Vazão mássica de água dos gases de combustão da caldeira $\left[\frac{kg}{s}\right]$;

$\dot{m}_{H_2O,[2]}$ = Vazão mássica de água do ar atmosférico $\left[\frac{kg}{s}\right]$;

$\dot{m}_{H_2O,[3]}$ = Vazão mássica de água na entrada do secador $\left[\frac{kg}{s}\right]$;

$\dot{m}_{H_2O,[4]}$ = Vazão mássica de água na saída do secador $\left[\frac{kg}{s}\right]$;

$\dot{m}_{Ar[1]}$ = Vazão mássica de ar dos gases de combustão da caldeira $\left[\frac{kg}{s}\right]$;

$\dot{m}_{Ar[2]}$ = Vazão mássica de ar atmosférico $\left[\frac{kg}{s}\right]$;

$\dot{m}_{Ar[3]}$ = Vazão mássica de ar na entrada do secador $\left[\frac{kg}{s}\right]$;

$\dot{m}_{Ar[4]}$ = Vazão mássica de ar na saída do secador $\left[\frac{kg}{s}\right]$;

$\dot{m}_{H_2O_evap}$ = Vazão mássica de água evaporada no secador $\left[\frac{kg}{s}\right]$;

De acordo com a Primeira Lei da Termodinâmica a energia não pode ser criada nem destruída durante um processo, ela pode apenas mudar de forma. Portanto, a variação da energia do sistema, $\Delta E_{sistema}$, é igual à diferença entre a energia que entra, E_e , menos a energia que sai do sistema, E_s , (ÇENGEL, 2006).

$$E_e - E_s = \Delta E_{sistema} \quad (3.20)$$

Dessa forma, considerando o sistema adiabático, é possível descrever o balanço de energia aplicado ao volume de controle por meio da Equação (3.21).

$$\dot{Q}_e + \dot{W}_e + \sum_e \dot{m} \left(h + \frac{V^2}{2} + gz \right) = \dot{Q}_s + \dot{W}_s + \sum_s \dot{m} \left(h + \frac{V^2}{2} + gz \right) \quad (3.21)$$

Foi considerado que a variação da energia cinética e potencial do gás são desprezíveis, o sistema não gera trabalho e o sistema foi considerado como adiabático, portanto, a equação (3.21) para o volume de controle do secador se resume a:

$$\sum_e \dot{m}h = \sum_s \dot{m}h + h_v \dot{m}_{H2O_evap} \quad (3.22)$$

Para o volume de controle definido no secador a vazão mássica de ar que sai do secador é igual a vazão mássica que entra mais a água retirada da biomassa ($\dot{m}_4 = \dot{m}_3 + \dot{m}_{H2O_evap}$). Assim, a vazão mássica de água evaporada pode ser determinada pela.

$$\dot{m}_3 h_3 = \dot{m}_4 h_4 + h_v \dot{m}_{H2O_evap} \quad (3.23)$$

$$(\dot{m}_{Ar[3]} + \dot{m}_{H2O,[3]})h_3 = (\dot{m}_{Ar[4]} + \dot{m}_{H2O,[4]})h_4 + h_v \dot{m}_{H2O_evap} \quad (3.24)$$

Sendo que h_v é a energia de vaporização da água na temperatura de saída.

3.5. Modelo Numérico

3.5.1. Abordagem Euler-Euler

O método de Euler-Euler se refere a escoamentos multifásicos onde ambas as fases são tratadas como fases contínuas e interdependentes. De acordo com Christensen (2021) a equação do balanço de massa pode ser escrita como:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_k \rho_k) + \nabla (\alpha_k \rho_k u_k) = \dot{S}_k \quad (3.25)$$

onde α_k é a fração volumétrica da fase k, ρ_k a massa específica da fase k, u_k a velocidade da fase k e \dot{S}_k a troca de massa entre as fases. Como as fases são tratadas separadamente: para a fase gás Eq. (3.26) e fase sólida (partículas) (Eq. (3.27)).

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g) + \nabla(\alpha_g \rho_g u_g) = \dot{S}_g \quad (3.26)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_p \rho_p) + \nabla(\alpha_p \rho_p u_p) = \dot{S}_p \quad (3.27)$$

O somatório das frações volumétricas é igual a 1, ou seja, $\alpha_g + \alpha_p = 1$.

Para o gás e as partículas, a equação de balanço da quantidade de movimento pode ser escrita como:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g u_g) + \nabla(\alpha_g \rho_g u_g u_g) = -\alpha_g \nabla p + \alpha_g \rho_g g + \nabla \cdot \tau_g + I_g + M_g \quad (3.28)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_p \rho_p u_p) + \nabla(\alpha_p \rho_p u_p u_p) = -\alpha_p \nabla p - \Delta p_p + \alpha_p \rho_p g + \nabla \cdot \tau_p + I_p + M_p \quad (3.29)$$

onde M_k leva em consideração a entrada e saída da fase durante a transferência entre as fases Eq. (3.30). O termo de transferência de momento, I_k , assegura a transferência de momento entre as fases e τ_k o tensor de tensões viscosas.

$$M_k = \dot{m}_{k,In} u_{k^{-1}} - \dot{m}_{k,Out} u_k \quad (3.30)$$

onde o subscrito k^{-1} denota a outra fase, "In" significa que entra na fase, "Out" sai da fase. \dot{m} , taxa de transferência de massa e M_k a componente da transferência de massa. O tensor de tensões viscoso, τ_g e τ_p , para o gás e partículas são apresentados nas Eq. (3.31) e (3.32).

$$\tau_g = \alpha_g \mu_g (\nabla u_g + \nabla u_g^T) - \frac{2}{3} \alpha_g \mu_g \nabla \cdot u_g \bar{I}_g \quad (3.31)$$

$$\tau_p = \alpha_p \mu_p (\nabla u_p + \nabla u_p^T) + \alpha_p (\lambda_p - \frac{2}{3} \mu_p) \nabla \cdot u_p \bar{I}_p \quad (3.32)$$

onde μ_k é a viscosidade dinâmica da fase, \bar{I}_k é o tensor unitário e λ_p a viscosidade volumétrica da fase sólida.

3.5.2. Modelo de saturação

Os modelos de saturação são utilizados para determinar a concentração na interface entre a partícula e o ar. A taxa de transferência mássica pode ser calculada conforme:

$$\frac{dm_i}{dt} = k_{ik}a(C_i^* - C_i) \quad (3.33)$$

onde k_{ik} representa o coeficiente de transferência da espécie i na fase k $\left[\frac{m}{s}\right]$, a a área do contato, C_i a concentração da espécie i $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$ e C_i^* a concentração de saturação da espécie i na interface das duas fases. Como a unidade da concentração é em $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$ multiplica-se a Eq. (3.33) por $\left[\frac{\rho_k}{\rho_k}\right]$ para retirar a dependência do volume.

$$Y_i = \frac{C_i}{\rho_k} \quad (3.34)$$

$$\frac{dm_i}{dt} = \rho_k k_{ik} a (Y_i^* - Y_i) \quad (3.35)$$

onde Y_i é a concentração da espécie em $\left[\frac{kg}{kg}\right]$. A concentração de saturação depende da temperatura do sistema e pode ser calculada por modelos de saturação. A pressão de saturação do vapor de água durante a transferência de massa foi determinada por meio da equação de Arden Buck:

$$P_s(T) = 611,21 e^{\left(18,678 - \frac{T}{234,5}\right)\left(\frac{T}{257,14 + T}\right)} \quad (3.36)$$

onde $P_s(T)$ é a pressão de saturação do componente na interface da fase em [Pa] e T a temperatura em °C. A pressão de saturação é então convertida em concentração de saturação pela equação de gases ideais.

$$C_i^* = \frac{MM_{H2O} P_s}{RT} \quad (3.37)$$

A massa específica da fase, ρ_k também pode ser escrita na formulação para gás ideal.

$$\rho_k = \frac{MM_k P}{RT} \quad (3.38)$$

onde MM é a massa molar. Substituindo as equações (3.37) e (3.38) na equação (3.34) tem-se a equação usada para converter pressão de saturação, P_s , em concentração de saturação, Y_i^* .

$$Y_i^* = \frac{MM_{H_2O} P_s}{MM_k P} \quad (3.39)$$

3.5.3. Transferência da quantidade de momento entre as fases

O acoplamento da transferência de quantidade de movimento entre as fases, no modelo Euler-Euler, ocorre pelo termo de transferência de quantidade de movimento I_k Eq. (3.28) e (3.29) com sinais opostos:

$$I_g = -I_p \quad (3.40)$$

A diferença de velocidades entre a fase gás e partículas geradas pelo escoamento do gás causa atrito entre a superfície do sólido e o fluido, essa força de atrito que atua sobre a partícula é a força de arrasto. Os efeitos de arrasto foram considerados no presente trabalho.

3.5.3.1. Força de arrasto

A formulação Gidaspow para calcular a força de arrasto no escoamento do gás através do leito empacotado utiliza a correlação de Ergun (1952) para a fase densa $\alpha_g \leq 0,8$ e para a fase dispersa $\alpha_g > 0,8$ utiliza a equação de Wen e Yu (1966).

$$F_D^{sf} = 150 \frac{\alpha_p^2 \mu_g}{\alpha_g d_p^2} + 1,75 \frac{\alpha_g \rho_g |u_p - u_g|}{d_p} \quad \text{Para } \alpha_g \leq 0,8 \quad (3.41)$$

$$F_D^{sf} = \frac{3}{4} C_D \frac{\alpha_p \alpha_g \rho_g |u_p - u_g|}{d_p} \alpha_g^{-2,65} \quad \text{Para } \alpha_g > 0,8 \quad (3.42)$$

onde, d_p é o diâmetro da partícula e o coeficiente de arrasto, $C_D = 0,44$ para $Re \geq 1000$ e $C_D = \frac{24}{Re} (1 + 0,15 Re^{0,687})$ para $Re < 1000$. O número de Reynolds calculado conforme Eq. (3.43).

$$Re = \frac{\rho_g d_p |u_p - u_g|}{\mu_g} \quad (3.43)$$

3.5.4. Modelagem da Turbulência

A geometria afunilada do secador causa uma diminuição da velocidade do fluido ao longo da altura do secador e conseqüentemente uma diminuição do número de Reynolds, pois a área de seção transversal aumenta ao longo da altura do secador. O fato de existirem duas entradas de ar nas laterais inferiores do secador e a presença de partículas sólidas exige um modelo para considerar o efeito da turbulência. O modelo utilizado no presente trabalho foi o modelo $k - \epsilon$ (Launder and Spalding, 1974).

3.5.4.1. Modelo $k - \epsilon$

O modelo $k - \epsilon$ utiliza uma equação para a taxa de dissipação (ϵ) e outra para a energia cinética turbulenta (k) Eq. (3. 44) e (3. 45) respectivamente.

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\alpha\rho\epsilon) + \nabla \cdot (\alpha\rho u\epsilon) - \nabla^2(\alpha\rho D_\epsilon\epsilon) \\ = C_1\alpha\rho G \frac{\epsilon}{k} - \left(\left(\frac{2}{3}C_1 - C_{3,RDT} \right) \alpha\rho \nabla \cdot u\epsilon \right) - \left(C_2\alpha\rho \frac{\epsilon}{k}\epsilon \right) + S_\epsilon \\ + S_{fvOptions} \end{aligned} \quad (3. 44)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\alpha\rho k) + \nabla \cdot (\alpha\rho uk) - \nabla^2(\alpha\rho D_k k) \\ = \alpha\rho G - \left(\frac{2}{3}\alpha\rho \nabla \cdot uk \right) - \left(\alpha\rho \frac{\epsilon}{k}k \right) + S_k + S_{fvOptions} \end{aligned} \quad (3. 45)$$

onde:

α = Fração volumétrica da fase [-]

ρ = Massa específica $\left[\frac{kg}{m^3} \right]$

G = Taxa de produção de energia cinética turbulenta devido à parte anisotrópica do tensor de tensão de Reynolds $\left[\frac{m^2}{s^3} \right]$

$D_{\epsilon,k}$ = Difusividade efetiva para ϵ [-]

C_1 = Coeficiente do modelo [s]

C_2 = Coeficiente do modelo [-]

$C_{3,RDT}$ = Coeficiente de rápida distorção [-]

$S_{\epsilon,k}$ = Termo fonte interno

$S_{fvOptions}$ = Termo fonte introduzidos pelo dicionário fvOption

Os coeficientes do modelo são apresentados na Tabela 3.4.

Tabela 3.4 - Valores dos coeficientes do modelo $k - \epsilon$

C_μ	C_1	C_2	$C_{3,RTD}$	σ_k	σ_ϵ
0,09	1,44	1,92	0,0	1,0	1,3

Para a condição inicial do sistema os valores da energia cinética turbulenta e a taxa de dissipação podem ser estimados pelas Eq. (3.46) e (3.47).

$$k = \frac{3}{2} (I |u_{REF}|)^2 \quad (3.46)$$

$$\epsilon = \frac{C_\mu^{0,75} k^{1,5}}{L} \quad (3.47)$$

onde:

I = Intensidade da turbulência [%]

u_{ref} = Velocidade de referência $\left[\frac{m}{s}\right]$

L = Comprimento de referência [m]

3.5.5. Equação do Balanço de Energia

A equação do balanço de energia é resolvida no sistema conforme Eq. (3.48).

$$\frac{\partial \rho_k C_{p,k} \alpha_k T_k}{\partial t} + \nabla \cdot \rho_k C_{p,k} \alpha_k T_k = \alpha_k k_k \nabla T + Q_I \quad (3.48)$$

onde $C_{p,k}$ representa o calor específico para a fase k , k_k a difusividade térmica e Q_I o termo fonte da transferência de calor entre as fases.

A transferência de calor entre as fases é um problema complexo pois depende da velocidade relativa entre a partícula e o fluido. O problema foi então modelado segundo a correlação de Ranz & Marshall, 1952.

$$Q_I = k_{i,k} (T_f - T_k) \quad (3.49)$$

onde $k_{i,k}$ representa o coeficiente de transferência de calor da espécie i na fase k , T_f a temperatura na interface e T_k a temperatura da fase. O coeficiente de transferência de calor $k_{i,k}$ é calculado segundo segundo a Eq. (3.50).

$$k_{i,k} = \frac{6 \alpha_i k_i Nu}{d_p^2} \quad (3.50)$$

Sendo Nu o número de Nusselt, calculado pelo modelo de Ranz & Marshall Eq. (3.51), k_g a condutividade térmica da fase i .

$$Nu = 2 + 0,6Re^{1/2} Pr^{1/3} \quad (3.51)$$

O número de Reynolds definido pela Eq. (3.43) número de Prandtl é dado pela equação:

$$Pr = \frac{C_{pi}\mu_i}{k_i} \quad (3.52)$$

3.5.6. Equação do Balanço de Espécies

Sendo $Y_{i,k}$ a fração mássica das espécies, $\dot{M}_{i,k}$ a transferência de massa entre as fases e $D_{i,k}$ a difusão efetiva da espécie, o balanço de massa das espécies pode ser calculado por (PANICKER et al., 2021):

$$\frac{\partial \alpha_k Y_{i,k}}{\partial t} + \nabla \alpha_k u_k Y_{i,k} = \nabla \cdot D_{i,k} \nabla Y_{i,k} + \dot{M}_{i,k} \quad (3.53)$$

3.6. Modelagem do Secador Rotativo

O ponto de partida para o projeto e o dimensionamento do secador rotativo é baseada no trabalho de Van't Land (1991). A energia necessária para a evaporação da umidade é fornecida pelo resfriamento da corrente de gases que atravessam o secador, além do fornecimento de energia o fluxo de ar também tem a função de remover a umidade evaporada.

A temperatura de saída do gás de secagem deve ser conhecida para o cálculo do calor transferido para o produto Q_{tot1} . Van't Land (1991) levantou dados na literatura que relacionam a temperatura de entrada com a temperatura de saída dos gases que atravessam os secadores rotativos de calor direto observados nos secadores industriais, os dados foram plotados conforme Figura 3. 7.

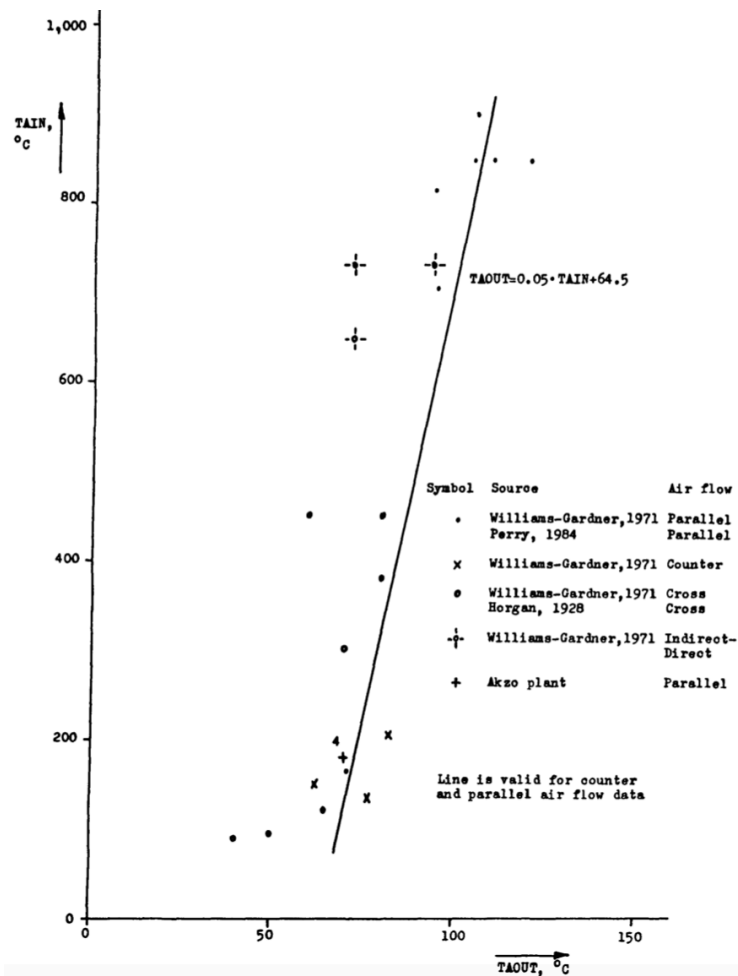


Figura 3. 7 - Relação entre as temperaturas de entrada e saída de ar para secadores rotativos de calor direto. Fonte: Van't Land (1991)

Os dados de temperatura de entrada e saída, respectivamente, T_1 e T_2 foram tratados estatisticamente por regressão linear com correlação linear de 0,916, a temperatura dos gases de saída é estimada pela Eq. (3.54).

$$T_2 = 0,05 T_1 + 64,5 \quad (3.54)$$

O fluxo de calor necessário para evaporar a água da biomassa Q_1 é determinado pela Eq. (3.55).

$$Q_1 = \dot{m}_{H_2O_{evap}} \left(\lambda + c_{vap}(T_2 - t_{ref}) - c_w(t_1 - t_{ref}) \right) \quad (3.55)$$

onde $\dot{m}_{H_2O_{evap}}$ é a vazão mássica de água evaporada no secador $\left[\frac{kg}{s} \right]$, λ é a entalpia de vaporização da água $[J/kg]$, c_{vap} é o calor específico do vapor $\left[\frac{J}{kg K} \right]$, c_w é o calor específico

da água líquida $\left[\frac{J}{kg K}\right]$, T_2 é a temperatura do gás de secagem na saída do secador, t_{ref} é a temperatura de referência $[K]$. O calor necessário para o aquecimento do sólido seco até a temperatura do ar de saída, Q_2 , é calculado segundo a Eq. (3.56).

$$Q_2 = \dot{m}_{Bagaço} c_{Bagaço} (T_2 - t_1) \quad (3.56)$$

onde $\dot{m}_{Bagaço}$ é o fluxo de sólido seco $\left[\frac{kg}{s}\right]$, $c_{Bagaço}$ é o calor específico do bagaço $\left[\frac{J}{kg K}\right]$ e t_1 é a temperatura do bagaço na alimentação do secador $[K]$. O calor para a água residual que permanece na biomassa, Q_3 , é calculada segundo a Eq. (3.57).

$$Q_3 = w_2 c_w (T_2 - t_1) \quad (3.57)$$

onde w_2 é a taxa de água presente na biomassa após a secagem $\left[\frac{kg}{s}\right]$. O calor líquido, Q_{tot1} $\left[\frac{J}{s}\right]$, é calculado conforme Eq. (3.58).

$$Q_{tot1} = Q_1 + Q_2 + Q_3 \quad (3.58)$$

O calor Q_{tot1} é transferido pelo ar ao se resfriar de T_1 para T_2 . O calor requerido pelo secador, Q_{tot2} , considerando 25% de perdas pode ser calculado conforme Eq. (3.59).

$$Q_{tot2} = \frac{Q_{tot1}(T_1 - T_{atm})}{T_1 - T_2} 1,25 \quad (3.59)$$

A vazão dos gases na entrada do secador suficiente para fornecer o calor necessário à secagem, a temperatura T_1 , considerando as perdas é dado por:

$$G_1 = \frac{Q_{tot2}}{(T_1 - T_{atm})c_{pAr}} \quad (3.60)$$

A vazão dos gases G_1 é multiplicada por 1,2 para compensar a entrada de ar falso que podem existir no secador.

$$G'_2 = 1,2G_1 \quad (3.61)$$

Soma-se a vazão de ar com a vazão de água evaporada durante a secagem para determinar a vazão total mássica na saída do secador.

$$G_2 = G'_2 + \dot{m}_{H_2O_evap} \quad (3.62)$$

A vazão volumétrica de ar úmido na saída do secador, g_2 , é dada por:

$$g_2 = \frac{G'_2}{\rho_{Ar}} + \frac{\dot{m}_{H_2O_evap}}{\rho_{vapor}} \quad (3.63)$$

onde ρ_{Ar} e ρ_{vapor} são respectivamente a densidade do ar e do vapor de água em $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$ na temperatura de saída do ar. De acordo com Van't Land (1991) o cálculo do diâmetro do secador é baseado na condição de saída, e pode ser calculado por:

$$D = \sqrt{\frac{4g_2}{0,85\pi u}} \quad (3.64)$$

O fator 0,85 presente na Eq. (3.64) é utilizado para compensar a área ocupada pelo sólido dentro do secador, já que segundo (PERRY; GREEN, 1999) os secadores geralmente operam com 10 a 15 % do volume ocupado pelo sólido.

Segundo Van't Land (1991) foi realizada uma verificação empírica na literatura e em plantas industriais da razão entre o comprimento e o diâmetro do secador (L/D) e foi encontrado valores entre 5 a 8. Portanto, como regra geral o comprimento do secador é calculado conforme:

$$L = 7D \quad (3.65)$$

O secador rotativo é composto por um cilindro praticamente horizontal equipado com suspensores internos que atuam como pás. Esses suspensores coletam o material na parte inferior do cilindro e o transportam para a parte superior, despejando-o em forma de cascata para melhorar o contato com o ar de secagem e, conseqüentemente, aumentar as taxas de transferência de calor e massa. De acordo com Van't Land (1991), o número de suspensores do secador rotativo, N_s , é definido como:

$$2,4 D \leq N_s \leq 3,0 D \quad (3.66)$$

onde D [ft]. A profundidade dos suspensores deve situar-se entre D/12 e D/8:

$$\frac{D}{12} \leq l_s \leq \frac{D}{8} \quad (3.67)$$

O material úmido é introduzido na entrada superior do secador e, pela ação da inclinação, da rotação do tambor e dos suspensores, é conduzido até a parte mais baixa onde o produto seco é descarregado. O tempo de residência do sólido no secador, τ [min], segundo Van't Land (1991), pode ser estimado pela seguinte relação:

$$\tau = \frac{0,23L}{SN^{0,9}D} \pm \frac{2BLG}{F} \quad (3.68)$$

$$B = 5 d_p^{-0,5} \quad (3.69)$$

$$F = \frac{4\dot{m}_{\text{Bagaço}}}{\pi D^2} \quad (3.70)$$

$$G = \frac{4G'_2}{\pi D^2} \quad (3.71)$$

onde a constante B depende do material definida pela Eq. (3.69), d_p é o diâmetro médio da partícula em μm , F é a taxa de alimentação do sólido no secador [$\text{kg de sólido seco}/(\text{s} * \text{m}^2 \text{ da seção transversal do secador})$] conforme Eq. (3.70), S é a inclinação $\left[\frac{\text{m}}{\text{m}}\right]$, N é a velocidade de rotação [rpm], L é o comprimento do secador [m], G é o fluxo mássico de ar [$\text{kg de ar}/(\text{s} * \text{m}^2 \text{ da seção transversal do secador})$] e D o diâmetro do secador [m]. O sinal positivo da Eq. (3.68) refere-se aos secadores com fluxo contracorrente e o sinal negativo ao fluxo co-corrente.

Van't Land (1991) propôs uma fórmula empírica baseada em revisão da literatura e medições no chão de fábrica para determinar o consumo de energia para a rotação do tambor:

$$POW_{ROT} = \frac{0,3 \pi D^2 L}{4} \quad (3.72)$$

A potência do ventilador, [kW], pode ser calculada por:

$$POW_{VENT} = \frac{g_2 \Delta p}{\eta_{Vent}} \quad (3.73)$$

onde η_{VENT} é a eficiência do ventilador, Δp é a queda de pressão [kPa] e g_2 a vazão de ar $\left[\frac{\text{m}^3}{\text{s}}\right]$.

3.7. Dimensões do secador de Leito Fixo

A descarga dos produtos armazenados no silo pode ocorrer por dois tipos principais: por fluxo de massa e fluxo de funil. No fluxo de massa, todas as partículas armazenadas são mobilizadas durante a descarga, como mostrado na Figura 3.8a. Já no fluxo de funil, durante a descarga, parte do material adjacente à parede permanece estático formando um canal, conforme pode ser observado pela Figura 3.8b.

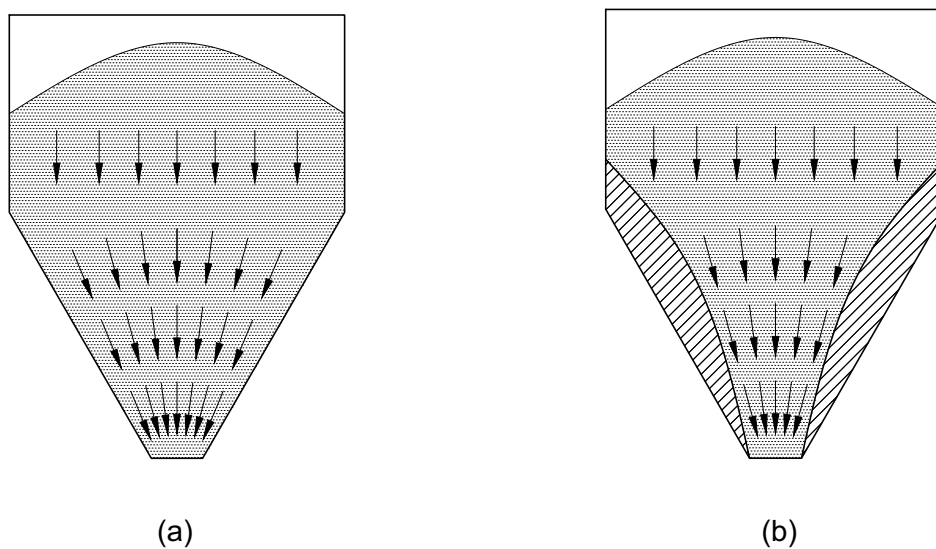


Figura 3.8 - Tipos de fluxo, (a) fluxo de massa, (b) fluxo de funil

A tremonha é uma região convergente do silo que reduz a seção transversal para a dimensão da abertura de saída. A Figura 3.9 apresenta algumas formas geométricas de tremonhas. Para este projeto, a tremonha em cunha (Figura 3.9b) foi escolhida, pois permite um ângulo de inclinação da parede com a vertical de aproximadamente 8° a 10° , maior do que no caso da tremonha cônica (Figura 3.9a), para produtos com as mesmas propriedades, de acordo com NEIVA (1998).

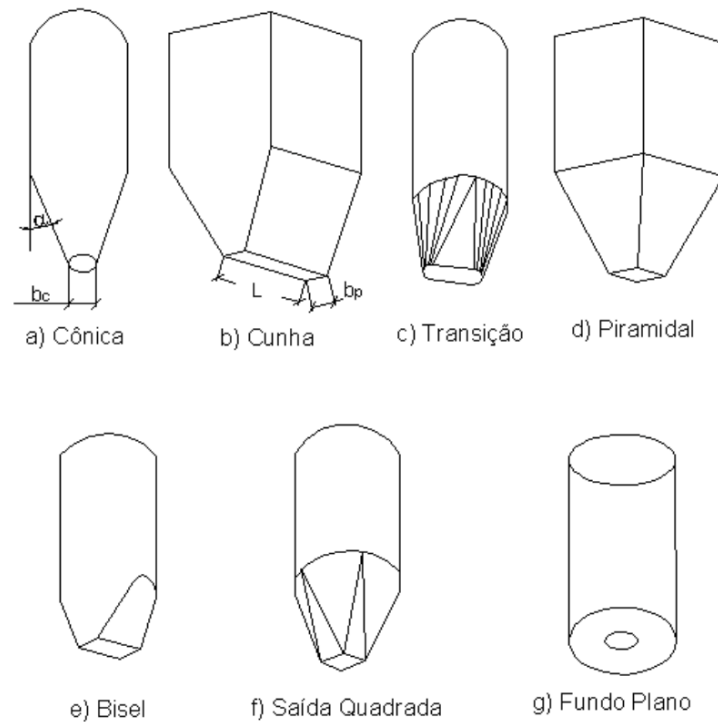


Figura 3.9 – Tipos de tremonha (PALMA, 2005)

De acordo com a norma internacional ISO 11697 (2012), o tipo do escoamento dentro do silo depende do ângulo de inclinação da tremonha e do ângulo de atrito com a parede da tremonha. Dessa forma, para tremonhas em forma de cunha, o tipo de escoamento pode ser determinado conforme Figura 3.10.

Ainda segundo Neiva (1998), o fluxo de funil ocorre quando a parede do silo não é suficientemente íngreme e sua superfície não é suficientemente lisa. Com o objetivo de evitar a formação desse tipo de escoamento (Figura 3.8b), ou seja, que o bagaço úmido da superfície superior escorregue por um canal central vertical até a rosca transportadora posicionada na base do silo, é importante definir o ângulo de atrito do bagaço de cana com a parede da tremonha.

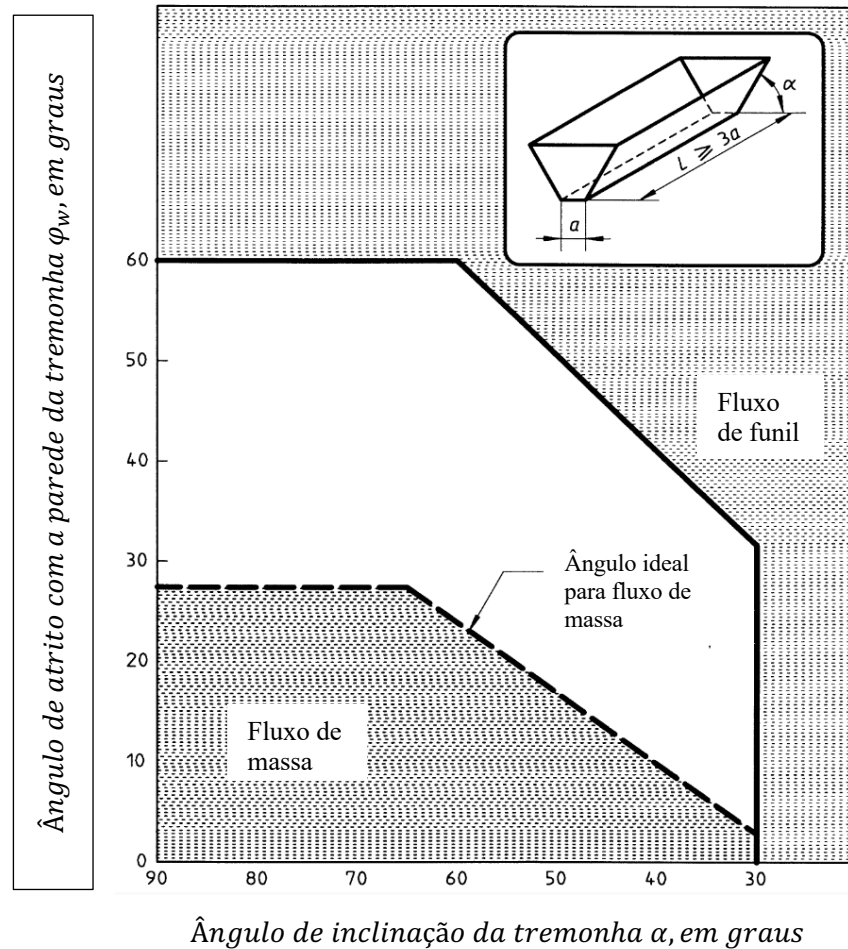


Figura 3.10 – Limite entre fluxo de massa e fluxo de funil para tremonha em cunha ISO 11697 (2012)

Para tanto, Neiva (1998) realizou duas séries de ensaios de atrito do bagaço de cana-de-açúcar com superfície de aço rugoso, semelhante a uma chapa de aço laminada a frio sem polimento, e obteve ângulo de atrito médio $\varphi_w = 22^\circ$. Com base na Figura 3.10, verifica-se que o fluxo de massa ocorreu para o ângulo de inclinação da tremonha α definido em 65° .

A seleção da forma e inclinação da tremonha do silo levam ao fluxo de massa, mas é necessário que a saída seja suficientemente grande para permitir o desenvolvimento do fluxo. De acordo com os resultados apresentados por Neiva (1998), a dimensão mínima da abertura não pode ser determinada pelo método usual, pois o fator de fluxo da tremonha variou acima da função fluxo do produto armazenado. Neste caso, a dimensão mínima pode ser determinada em função da maior partícula, pelo menos 9 vezes para abertura retangular (CALIL JÚNIOR, 1990). O diâmetro da rosca transportadora foi definido em 500mm, pois ao considerar o diâmetro da maior partícula igual a 50mm a dimensão mínima é de 450mm.

Segundo NEIVA (1998), na descarga de silo com uma rosca transportadora a dimensão máxima da partícula pode chegar até 8" (203,2 mm), desde que a dimensão da maior partícula não ultrapasse o menor valor do passo da rosca. A taxa de fluxo do sólido deve aumentar na direção do fluxo, portanto o passo da rosca é crescente na direção do fluxo conforme Figura 3.11.

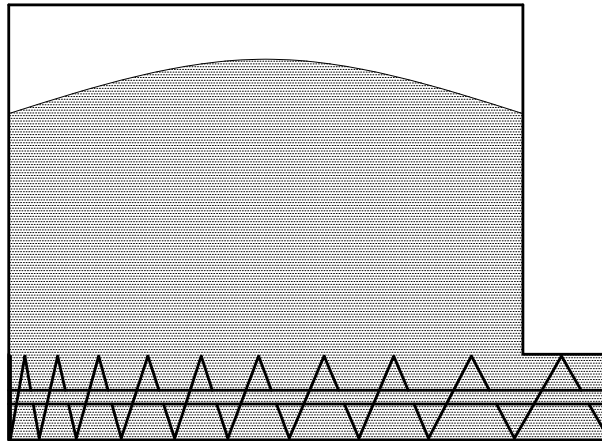


Figura 3.11– Variação do passo da rosca transportadora

O dimensionamento do volume do secador foi realizado considerando a taxa de extração do silo de 0,101 kg/s, necessária para produzir 1000 kg/h de vapor na caldeira, e a densidade da biomassa a 50% de umidade em base úmida 120 kg/m³ (PETROBRAS 1982). Dessa forma, obteve-se um volume de secador de 12,12 m³ para garantir 4 horas de autonomia. No entanto, por razões construtivas e aproveitamento das chapas de aço, o volume final do secador foi ajustado para 13,47 m³, conforme pode ser observado na Figura 3.12.

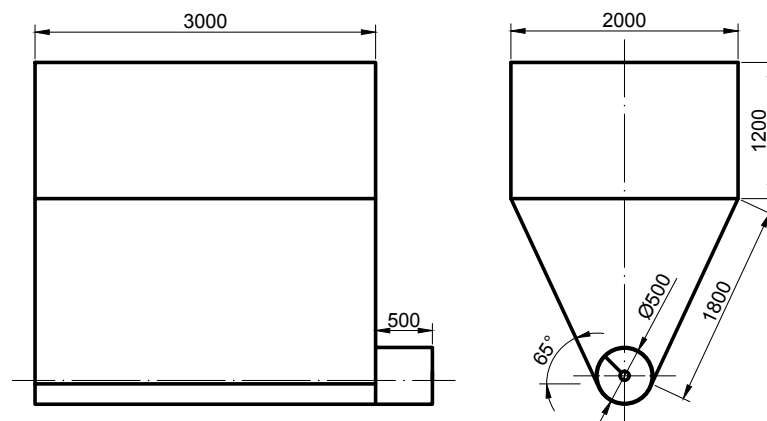


Figura 3.12– Dimensões do secador (mm)

CAPÍTULO IV

RESULTADOS E DISCUSSÕES

4.1. Introdução

Este capítulo tem como objetivo apresentar os resultados obtidos de acordo com os procedimentos descritos no Capítulo III. Na primeira etapa, realizou-se a caracterização da biomassa com o intuito de obter informações detalhadas sobre suas propriedades físicas e químicas, visando subsidiar a análise do projeto do silo secador.

No primeiro processo de startup da caldeira, o eucalipto será utilizado como combustível. No entanto, para a continuidade da combustão, é necessário que o bagaço de cana-de-açúcar tenha cerca de 40% de umidade em base úmida. Nos demais processos de startup da caldeira, o silo já terá o bagaço de cana-de-açúcar seco remanescente do dia anterior, evitando a necessidade de iniciar com o eucalipto.

Essa mudança no combustível utilizado é uma medida importante para a utilização eficiente e sustentável da biomassa como fonte de energia renovável. Além disso, a análise dos resultados obtidos na caracterização da biomassa e no projeto do silo secador foram fundamentais para o desenvolvimento do projeto do secador, visando a redução do impacto ambiental e a otimização do uso dos recursos naturais.

4.2. Caracterização da Biomassa

A Tabela 4.1 apresenta os resultados médios da análise imediata da amostra 1 de bagaço de cana-de-açúcar úmido da variedade RB 867515 conforme a normas ASTM D 5142-04 e D7582-12. Foram realizadas três repetições para a análise imediata, e os valores obtidos apresentaram desvio padrão inferior a 0,91%, indicando baixa variação nos resultados e permitindo considerá-los com boa precisão. Vale ressaltar que as médias apresentadas não excederam os valores estabelecidos na norma ABNT NBR 8112/1986 (PESSOA FILHO,

2013), reforçando a confiabilidade dos resultados obtidos na análise imediata das amostras de bagaço de cana-de-açúcar.

A Tabela 4.2 apresenta uma comparação entre os valores obtidos na análise imediata das amostras de bagaço de cana-de-açúcar deste trabalho, descritos na Tabela 4.1, e dados da literatura sobre o uso de bagaço de cana-de-açúcar como combustível. De forma geral, os valores obtidos neste estudo foram condizentes com os valores disponíveis na literatura, exceto pelo teor de cinzas, que apresentou maior diferença.

Tabela 4.1 – Análise imediata das amostras de bagaço de cana-de-açúcar (base úmida)

Parâmetro	Média	Desvio Padrão
Teor de Umidade [%]	51,76	0,91
Teor de Materiais Voláteis [%]	79,96	0,22
Teor Cinzas [%]	0,72	0,05
Teor Carbono Fixo [%]	19,32	0,22

Tabela 4.2 – Comparação dos resultados de análise imediata da amostra de bagaço de cana-de-açúcar padrão da amostra deste trabalho com resultados da literatura.

Parâmetro	Presente trabalho	Arantes (2014)	Channiwala e Parikh (2002)
Teor de Umidade [%]	51,76	44,35	51,01
Teor de Materiais Voláteis [%]	79,96	79,29	83,66
Teor de Cinzas [%]	0,72	4,55	3,20
Teor de Carbono Fixo [%]	19,32	16,14	13,15

É importante destacar que, na maioria das usinas, a cana-de-açúcar é colhida por meio de colhedoras mecânicas ou por corte manual, seguido de carregamento mecânico com o uso de carregadeiras até o caminhão. No entanto, de acordo com Moraes (1992), a cana-de-açúcar colhida por colhedoras de cana picada apresenta índices de impurezas 2,7 vezes maiores do que a cana cortada manualmente e carregada mecanicamente. Isso ocorre devido à maior probabilidade de contaminação com terra, pedras e outras impurezas presentes no solo.

Por outro lado, nas destilarias de pequeno e médio porte, a cana-de-açúcar é cortada, despontada e despalhada no canavial e carregada manualmente nas carretas conforme Figura 4.1, o que diminui a quantidade de impurezas presentes na matéria-prima e, conseqüentemente, reduz o teor de cinzas e aumenta o teor de carbono fixo.



Figura 4.1 – Carregamento manual da cana-de-açúcar na destilaria Vanderley Pereira de Azevedo

A Tabela 4.3 apresenta os resultados médios de poder calorífico superior e inferior das amostras 1 e 2 de bagaço de cana-de-açúcar, obtidos conforme a norma ASTM D 5865-04. Para a realização dos ensaios, foram realizadas três repetições com a amostra de bagaço úmida, seguidas pelo mesmo número de experimentos com a amostra seca obtida por meio da secagem em estufa a 105°C.

Tabela 4.3 – Poder calorífico da amostra de cavaco [MJ/kg]

Amostra	Poder Calorífico Superior [MJ/kg]	Poder Calorífico Inferior [MJ/kg]	Desvio Padrão [MJ/kg]
Amostra 1			
(Umidade = 51,76 %)	10,753	9,589	0,022
Amostra úmida			
Amostra 2			
Amostra seca	19,141	17,977	0,14

A seguir, são apresentados na Tabela 4.4 os resultados do poder calorífico do bagaço de cana-de-açúcar deste estudo em comparação com os resultados da literatura. Os valores obtidos para o poder calorífico superior (PCs) e poder calorífico inferior (PCi) da amostra 2 apresentaram uma diferença máxima de 2,2% no PCi. Na amostra 1, a maior diferença

também foi observada no PCi, com uma diferença de 9,3%. Essa discrepância pode ser justificada pela variação na umidade das amostras avaliadas nos diferentes estudos.

Tabela 4.4 – Resultados de poder calorífico das amostras padrão comparados com dados da literatura.

Literatura	Umidade [%]	Poder Calorífico Superior [MJ/kg]	Poder Calorífico Inferior [MJ/kg]
Presente trabalho	51,76	10,753	9,589
Arantes (2014)	44,35	10,073	8,699
Presente trabalho	Seco	19,141	17,977
Arantes (2014)	Seco	18,769	17,588

A Figura 4.2 apresenta os valores do poder calorífico do bagaço de cana-de-açúcar em função do teor de umidade. Conforme mostrado por Ciamp (1992) a equação deduzida para determinar o PCi de um combustível úmido é uma equação de primeiro grau, já que a quantidade de energia necessária para evaporar a umidade é proporcional à quantidade de água presente. Sendo assim, foi possível gerar o gráfico apresentado na Figura 4.2 utilizando apenas os valores dos PCs e PCi.

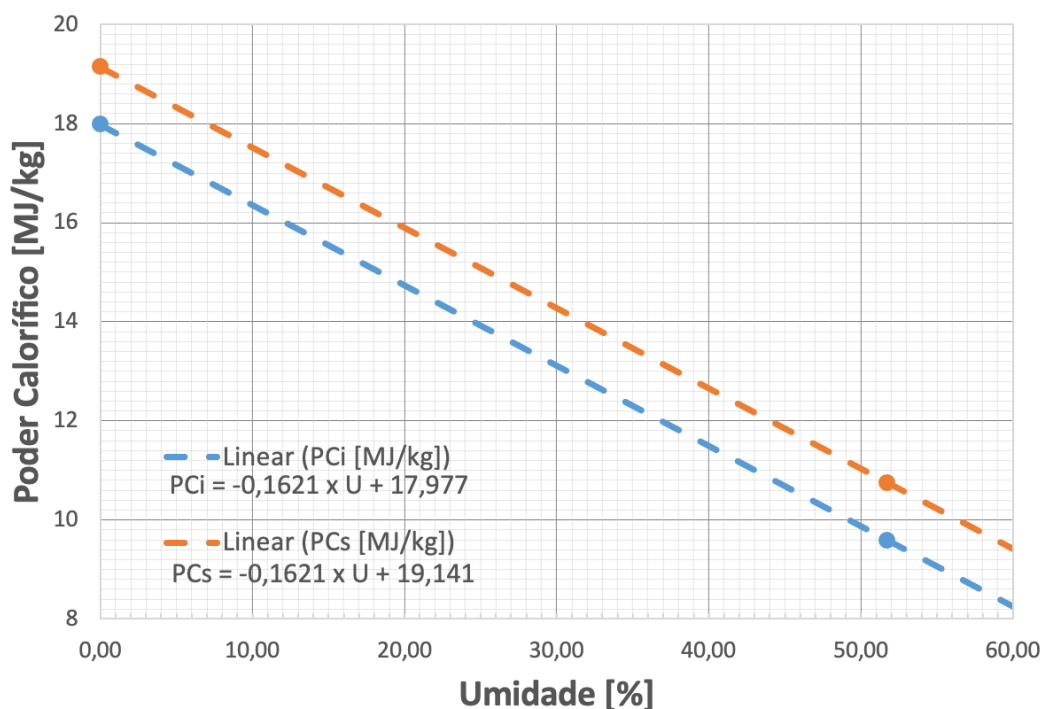


Figura 4.2 - Poder calorífico do bagaço em função do teor de umidade.

Para a simulação da combustão, utilizou-se bagaço de cana como combustível, que é um subproduto da moagem da cana-de-açúcar, no qual o caldo residual permanece na matéria fibrosa. Embora a análise elementar do bagaço de cana-de-açúcar não tenha sido realizada neste trabalho, foram utilizados dados obtidos em trabalhos anteriores realizados no Laboratório de Transferência de Calor e Massa (LTCM) para realizar as simulações. Conforme destacado por Arantes (2014) a composição elementar típica do bagaço de cana é apresentada na Tabela 4.5.

Tabela 4.5 – Análise elementar do bagaço de cana

Elemento	Média [%]
C	42,09
H	5,31
N	0,64
S	0,70
O	46,74

Para realizar as simulações da combustão e do processo de secagem do bagaço de cana, foi necessário obter previamente as propriedades físicas e químicas do material. Além disso, a umidade relativa do ar e a temperatura ambiente também exercem um grande impacto tanto na secagem quanto nas reações de combustão do bagaço de cana. Sendo assim, o próximo passo foi a obtenção dos dados meteorológicos necessários para o dimensionamento do secador.

4.3. Dados Meteorológicos

A análise das condições climáticas locais é fundamental para o dimensionamento adequado do secador, garantindo assim a eficiência do processo. Dentre as variáveis climáticas, a umidade relativa do ar e a temperatura ambiente são as mais importantes na secagem do bagaço de cana, pois influenciam diretamente na taxa de evaporação da água e, consequentemente, na eficiência do processo. Dessa forma, a obtenção dos dados meteorológicos foi um passo crucial para o dimensionamento do secador e para a realização das simulações da combustão do bagaço de cana.

Os dados meteorológicos de temperatura e umidade relativa do ar utilizados neste estudo foram obtidos do período de 2010 a 2021, a partir da estação automática A512 do Instituto Nacional de Meteorologia (INMET), localizada na cidade de Ituiutaba. A escolha da

estação foi baseada em sua proximidade geográfica com o local de realização do estudo, garantindo assim maior precisão dos dados obtidos. Vale ressaltar que a destilaria produz cachaça de junho a outubro, e que o processo de destilação é realizado das 7h às 19h. Com base nisso, os dados climáticos foram analisados para o histórico dos meses e horários mencionados, como pode ser observado na Figura 4.3.. Essa análise é fundamental para o dimensionamento adequado do secador e para a simulação da combustão do bagaço de cana em condições reais de operação da destilaria.

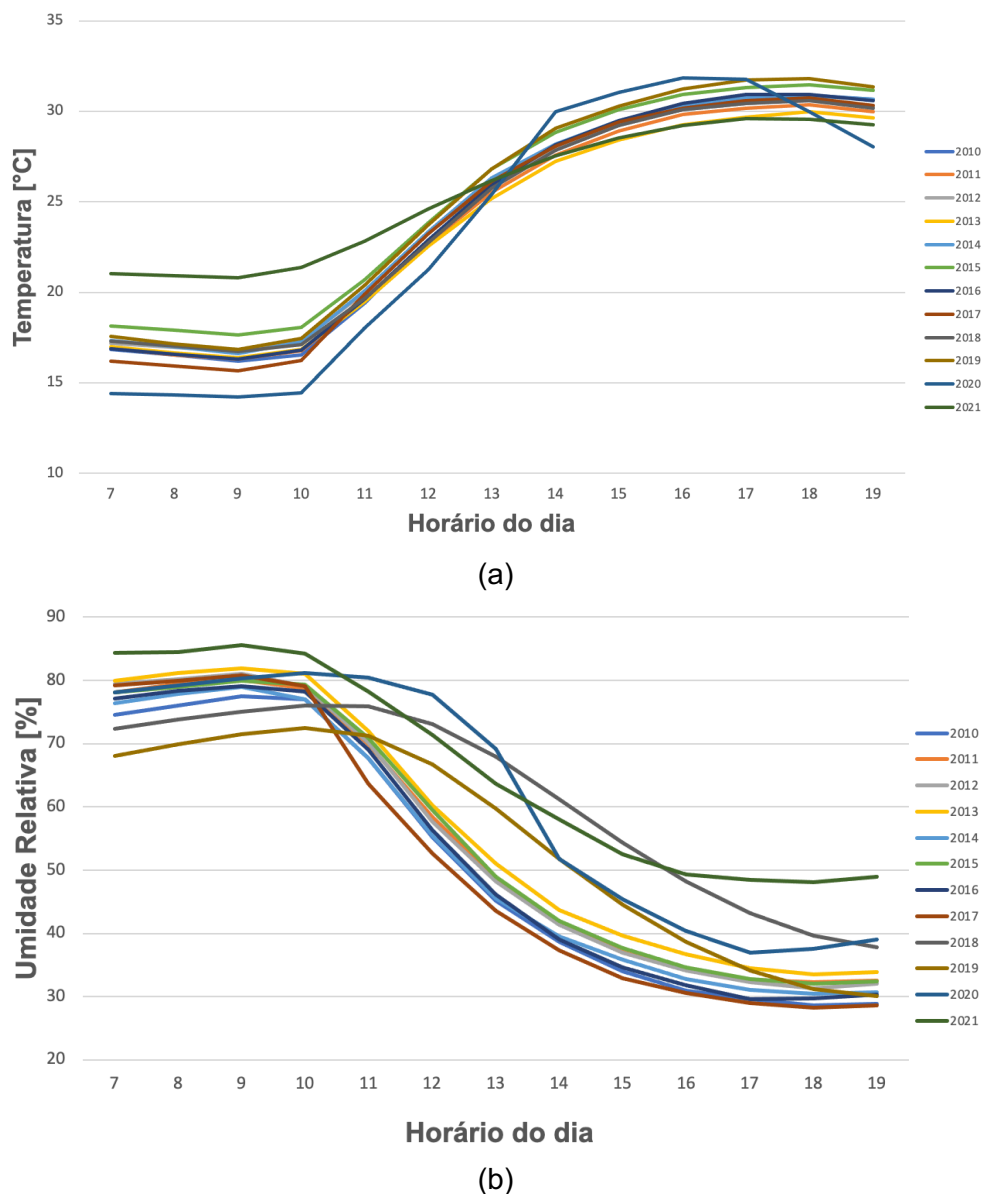


Figura 4.3 – Variáveis climáticas da cidade de Ituiutaba-MG, dados com médias por horário dos anos de 2010 a 2021. (a) Médias anuais da temperatura por hora do dia, (b) Médias anuais da umidade relativa do ar por hora do dia.

Para o dimensionamento do secador, foi necessário considerar a variação da temperatura e da umidade relativa do ar ao longo dos meses, conforme pode ser observado na Tabela 4.6. Dessa forma, os valores médios de temperatura e umidade relativa utilizados no dimensionamento do secador foram $T_{amb} = 24,43$ [°C] e $UR = 53,97$ [%].

Tabela 4.6 – Médias da temperatura e da umidade relativa do ar nas safras de 2010 a 2021

Meses (7h -19h)	Temperatura [°C]	Umidade Relativa [%]
Junho	21,93	65,10
Julho	21,72	56,99
Agosto	23,86	47,72
Setembro	27,11	44,45
Outubro	27,55	55,57
Média	24,43	53,97

4.4. Modelagem da combustão

A combustão do bagaço de cana ocorre dentro da câmara de combustão da caldeira, e os gases quentes gerados são utilizados como fonte de energia para a secagem da biomassa. A simulação da combustão foi realizada com o auxílio do *software* EES (Engineering Equation Solver), conforme detalhado no Anexo II. O EES é uma ferramenta valiosa para abordar problemas termodinâmicos, já que possui uma ampla base de dados de propriedades termodinâmicas.

A modelagem da combustão permitiu prever e controlar as condições de temperatura e as propriedades do gás de secagem que entram do secador, garantindo uma secagem eficiente e segura da biomassa. Para isso, utilizou-se a primeira lei da termodinâmica aplicada a sistemas reativos e processo de combustão adiabático, como descrito no capítulo 3.

A relação ar-combustível encontrada foi de $AC = 4,29$, e os dados da estequiometria da combustão estão apresentados na Tabela 4.7. A partir da composição química amostrada e cálculos estequiométricos (Eq. 3.4) para a combustão completa do bagaço de cana-de-açúcar e a produção de $1000 \frac{kg}{h}$ de vapor, foram determinados os seguintes parâmetros:

- Poder calorífico inferior calculado ($PCI_{bagaço}$): $12444 \left[\frac{kJ}{kg} \right]$
- Vazão mássica de fumos em base seca (30 % em excesso de ar) ($\dot{m}_{Ar,1}$): $0,4431 \left[\frac{kg}{s} \right]$

- Vazão mássica de vapor d'água nos gases de exaustão pós-combustão ($\dot{m}_{H_2O,1}$): $0,06838 \left[\frac{kg}{s} \right]$
- Vazão mássica de ar para a combustão (Umidade Relativa 53,97%): $0,4147 \left[\frac{kg}{s} \right] \left(1492,9 \left[\frac{kg}{h} \right] \right)$
- Vazão mássica de Combustível (32,96% em base úmida): $0,09678 \left[\frac{kg}{s} \right] \left(348,4 \left[\frac{kg}{h} \right] \right)$
- Razão ar/combustível (AC): $4,29 \left(kg_{ar} kg_{combustível}^{-1} \right)$
- Calor específico dos gases de exaustão pós-combustão (C_p): $1,187 \left[\frac{kJ}{kg} \right]$
- Temperatura dos gases de exaustão pós-combustão (T_g): $290,5 \text{ } ^\circ\text{C}$

É importante destacar que na vazão mássica do vapor d'água presente nos gases de exaustão da caldeira $\dot{m}_{H_2O,1}$, está presente a água de formação resultante da combustão do combustível, o vapor d'água presente na umidade do ar de entrada para o processo de combustão e o vapor d'água evaporado da biomassa durante o processo de combustão.

Tabela 4.7 – Estequiometria da combustão do bagaço de cana-de-açúcar

Substância	Índice	Elemento	$\dot{n} \left[\frac{kmol}{s} \right]$	MM $\left[\frac{kg}{kmol} \right]$	$\dot{m} \left[\frac{kg}{s} \right]$
Reagentes	1	Carbono (C)	0,00238100	12,010	0,0286000
	2	Hidrogênio (H)	0,00358000	1,008	0,0036080
	3	Nitrogênio (N)	0,00003105	14,010	0,0004349
	4	Enxofre (S)	0,00001483	32,060	0,0004757
	5	Oxigênio (O)	0,00198500	16,000	0,0317600
	6	Água (H_2O)	0,00177100	18,020	0,0319000
	7	Oxigênio (O_2)	0,00298800	32,000	0,0956100
	8	Nitrogênio (N_2)	0,01124000	28,010	0,3149000
	9	Água (H_2O)	0,00023510	18,020	0,0042350
Produtos	1	Dióxido de Carbono (CO_2)	0,00238100	44,010	0,1048000
	2	Água (H_2O)	0,00379500	18,020	0,0683800
	3	Dióxido de Enxofre (SO_2)	0,00001483	64,060	0,0009503
	4	Nitrogênio (N_2)	0,01126000	28,010	0,3153000
	5	Oxigênio (O_2)	0,00068950	32,000	0,0220600

Para a pressão de trabalho igual a 517,1 [kPa] e temperatura da água na alimentação da caldeira igual a 75 °C foi levantado a taxa de alimentação de bagaço úmido na caldeira em função da produção de vapor desejada, Figura 4.4.

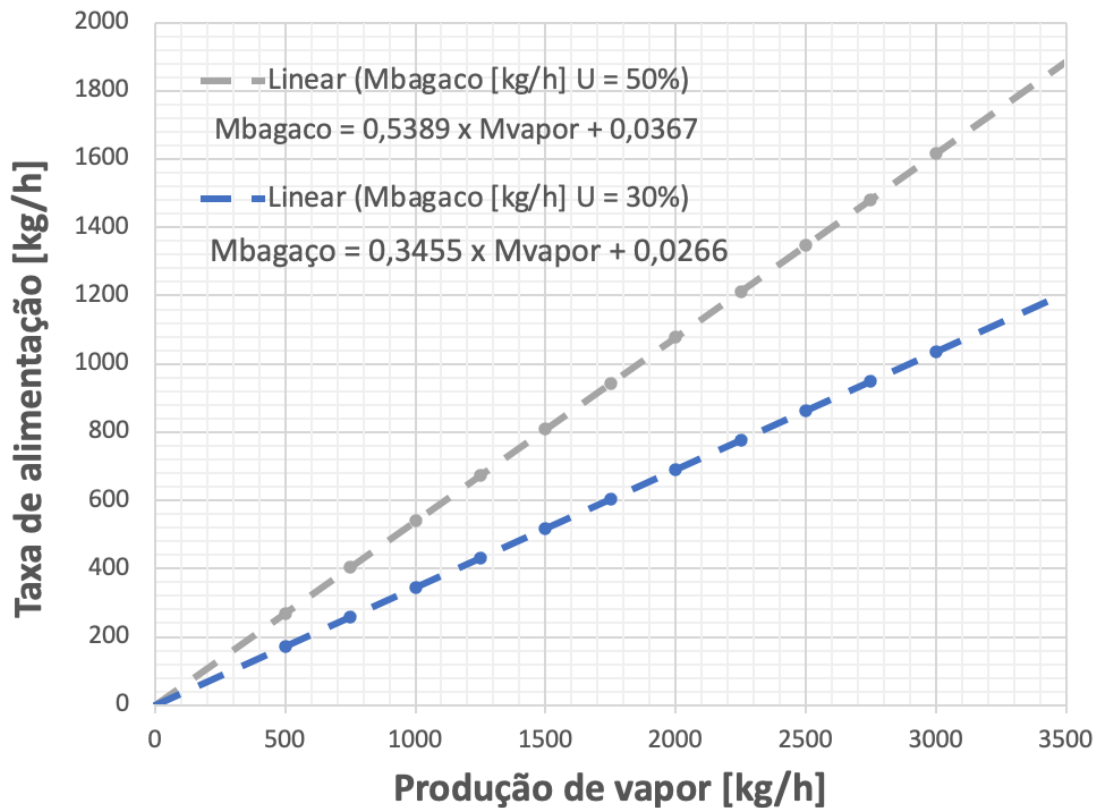


Figura 4.4 – Vazão de bagaço úmido em função da produção de vapor

Após determinar a vazão dos gases de exaustão da caldeira e a vazão do vapor d'água nos gases de exaustão pós-combustão, bem como o calor específico dos gases de exaustão pós-combustão, foi possível prosseguir para o dimensionamento do secador. A partir desses parâmetros, além das características da biomassa a ser seca, foram realizados cálculos para determinar a quantidade de calor necessária para a secagem e as condições de temperatura e umidade do ar de secagem para garantir uma operação eficiente do processo.

4.5. Modelagem do secador

Os dados encontrados na modelagem da combustão foram utilizados como parâmetro de entrada no ponto 1 da Figura 4.5, conforme Tabela 4.8. Os demais pontos foram calculados considerando a primeira lei da termodinâmica aplicada no secador e no misturador de ar,

conforme descrito no capítulo 3. O algoritmo computacional da simulação da secagem foi desenvolvido com o auxílio do software EES, conforme detalhado no Anexo II.

Dado que o projeto foi concebido para aproveitar a energia presente nos gases de combustão da caldeira, gerados pela queima da biomassa, e utilizá-los no processo de secagem do próprio combustível, a simulação de secagem se torna iterativa. Isso ocorre porque a umidade final da biomassa influencia a reação de combustão e, conseqüentemente, o poder calorífico do combustível e as propriedades termodinâmicas do ar de secagem, visto que modifica a umidade dos reagentes envolvidos na reação na combustão.

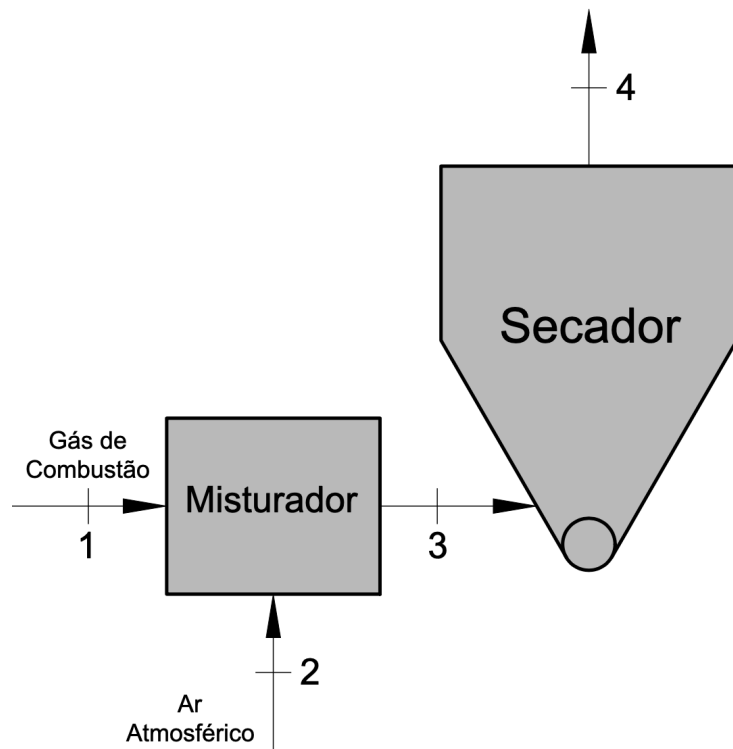


Figura 4.5 – Sistema térmico do secador

Tabela 4.8 - Propriedades termodinâmicas do sistema térmico do secador

Ponto	T	h	\dot{m}_{H_2O}	\dot{m}_{ar}	UR	ω
	°C	kJ kg ⁻¹	kg s ⁻¹	kg s ⁻¹	%	kg kg ⁻¹
1	290,50	767,50	0,0684	0,44	0,27	0,1543
2	24,43	50,80	0,1131	10,97	53,97	0,0103
3	41,23	82,42	0,1815	11,41	32,05	0,0159
4	24,43	73,85	0,2210	11,41	100,00	0,0194

Foi constatado que a vazão mássica de água evaporada do bagaço no secador foi de $\dot{m}_{H_2O_evap} = 0,0395 \left[\frac{kg}{s} \right] \left(142,2 \left[\frac{kg}{h} \right] \right)$. Com essa taxa de evaporação, a umidade da biomassa foi reduzida de 51,76% para 32,96%. Esse resultado é relevante, pois a diminuição da umidade do bagaço de cana-de-açúcar é fundamental para possibilitar a combustão e aumentar a eficiência do combustível.

4.6. Modelo Numérico

O modelo multifásico descrito no capítulo 3 foi resolvido usando o método Euler-Euler, com o solver multiphaseEulerFoam do software OpenFOAM. Com base nas dimensões do silo secador apresentadas no capítulo 3, a Figura 4.6 exibe uma representação do domínio computacional, bem como os tipos de fronteiras adotados para a simulação.

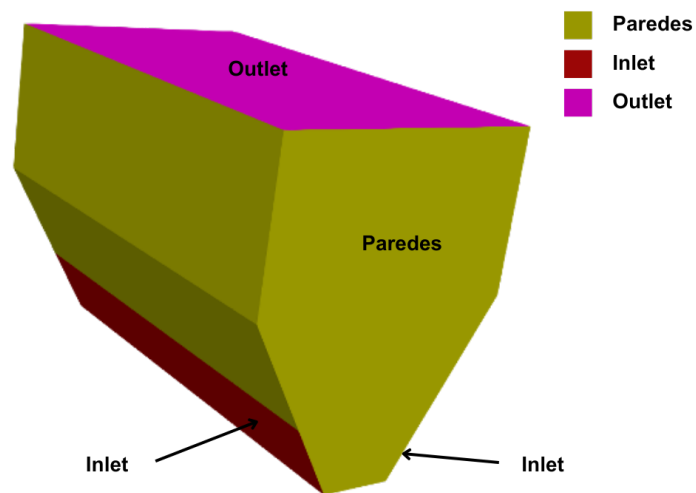


Figura 4.6 - Tipos de fronteiras e suas denominações.

O modelo foi implementado para considerar duas fases distintas, as quais foram definidas pelos arquivos "alpha.gas" e "alpha.particles" no diretório 0. Para cada fase, foram especificadas duas espécies: para a fase "gas", foram definidas as espécies "H2O" e "air"; para a fase "particles", foram definidas as espécies "H2O" e "fibras", conforme apresentado na Tabela 4.9.

Tabela 4.9 – Fases e espécies definidas no OpenFOAM

Fase	Espécie 1	Espécie 2
gas	H2O	air
particles	H2O	fibras

As diferentes condições de contorno e condições iniciais utilizadas no modelo são mostradas na Tabela 4.10.

Tabela 4.10 - Condições de contorno adotadas conforme nomenclatura do OpenFOAM

Parâmetro	Inlet	Outlet	Paredes
U.gas	<i>interstitialInletVelocity</i>	<i>pressureInletOutletVelocity</i>	<i>noSlip</i>
U.particles	<i>fixedValue</i>	<i>fixedValue</i>	<i>JohnsonJacksonParticleSlip</i>
T.gas	<i>fixedValue</i>	<i>inletOutlet</i>	<i>zeroGradient</i>
T.particles	<i>zeroGradient</i>	<i>zeroGradient</i>	<i>zeroGradient</i>
air.gas	<i>fixedValue</i>	<i>inletOutlet</i>	<i>zeroGradient</i>
H2O.gas	<i>fixedValue</i>	<i>inletOutlet</i>	<i>zeroGradient</i>
fibras.particles	<i>fixedValue</i>	<i>fixedValue</i>	<i>zeroGradient</i>
H2O.particles	<i>fixedValue</i>	<i>fixedValue</i>	<i>zeroGradient</i>
epsilon.gas	<i>fixedValue</i>	<i>inletOutlet</i>	<i>epsilonWallFunction</i>
k.gas	<i>fixedValue</i>	<i>inletOutlet</i>	<i>kLowReWallFunction</i>

Na fronteira *Inlet*, a condição de contorno *interstitialInletVelocity* para “U.gas” leva em consideração a fração volumétrica local para garantir um fluxo de gás constante na entrada, sendo igual a [$U_x = 0$ $U_y = 2,866$ $U_z = 1,654$]. É importante destacar que o sinal negativo em U_y deve ser utilizado na entrada do lado oposto, de forma que o fluxo de gás entre no secador na direção correta. O valor fixado para “T.gas” é definido no modelo analítico T_3 , enquanto que para “T.particles” foi considerado temperatura ambiente. O valor de “air.gas” e “H2O.gas” são iguais a $\dot{m}_{ar,3}$ e $\dot{m}_{H2O,3}$, respectivamente. Os valores fixados *fixedValue* para “k.gas” e “epsilon.gas” são determinados pelas equações Eq. (3.46) e (3.47). Como não existe entrada de biomassa os valores fixados são iguais a zero.

Na fronteira *Outlet*, a condição de contorno *pressureInletOutletVelocity* foi definida para “U.gas” pois a pressão na saída é especificada $P_{Outlet} = 101,325$ [kPa]. A condição *inletOutlet* impõe gradiente nulo para as saídas.

Na fronteira Parede a condição *noSlip* impõe velocidade nula na parede. Para U.particles a condição *JohnsonJacksonParticleSlip* para simular o comportamento das

partículas em contato com a parede. A condição *epsilonWallFunction* fornece uma restrição de parede na taxa de dissipação de energia cinética turbulenta e *kLowReWallFunction* fornece uma restrição de parede na energia cinética turbulenta.

O arquivo *setFieldsDict*, localizado na pasta *system*, foi utilizado para sobrescrever as condições iniciais e posicionar as fases "gas" e "partículas" no interior do secador. Além disso, ele também foi usado para definir a fração das espécies "H2O" e "fibras" na fase "partículas", permitindo um melhor controle na especificação da distribuição de fases. Para a simulação, a altura estática do leito foi fixada em 2 metros, com uma fração volumétrica de sólidos de 55%. A geometria utilizada na simulação e a fração volumétrica dos sólidos podem ser visualizadas na Figura 4.7.

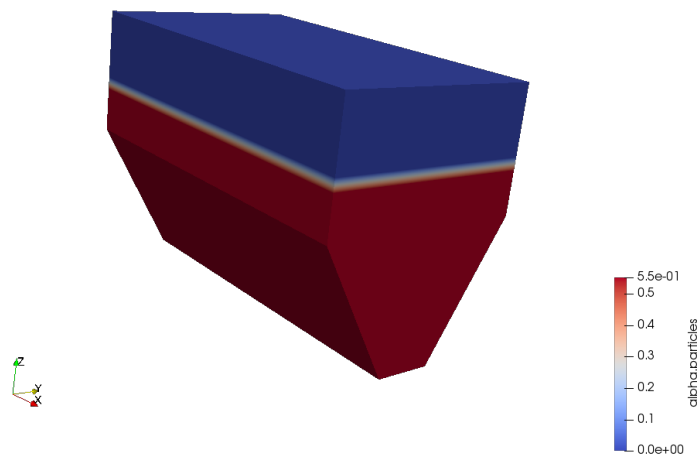


Figura 4.7 – Fração volumétrica dos sólidos

Tabela 4.11 – Parâmetros utilizados na simulação do modelo numérico.

Parâmetros	Valores
Massa específica do sólido	$1470 \frac{kg}{m^3}$
Diâmetro do sólido	10 mm
Vazão do ar na entrada	$11,41 \frac{kg}{s}$
Temperatura dos gases na entrada	290,5 °C
Altura inicial do sólido no silo	2 m
Máximo fator de empacotamento	62%
Fração de água no sólido	51,76 %

A malha hexaédrica foi gerada por meio da ferramenta interna do OpenFOAM, *blockMesh* a partir do arquivo *blockMeshDict* localizado no diretório dentro do caso *system/blockMeshDict*, conforme mostrado na Figura 4.8. O utilitário *blockMesh* lê as informações contidas no arquivo *blockMeshDict* sobre a geometria e os parâmetros da malha e divide o domínio em blocos hexaédricos 3D e salva os dados na pasta *constant/polyMesh*.

Foi realizado a verificação da sensibilidade da malha analisando os resultados gerados por meio do refino da malha. Quanto maior o número de elementos da malha maior será a alocação de memória e maior o tempo computacional para a resolução do problema. O objetivo da verificação da sensibilidade da malha é de testar e analisar para um mesmo caso malhas distintas e encontrar a malha que retorne resultados com precisão no menor custo computacional. Para tal, a malha escolhida será aquela em que o aumento de volumes não acarretaria em maior precisão significativa nos resultados.

A taxa de extração de água na saída do silo foi o parâmetro adotado para a verificação. Para tanto, o número de volumes foi alterado conforme Tabela 4.12.

Tabela 4.12 – Malhas computacionais

Malha	Volumes
Malha 1	275
Malha 2	4.000
Malha 3	12.000
Malha 4	48.000

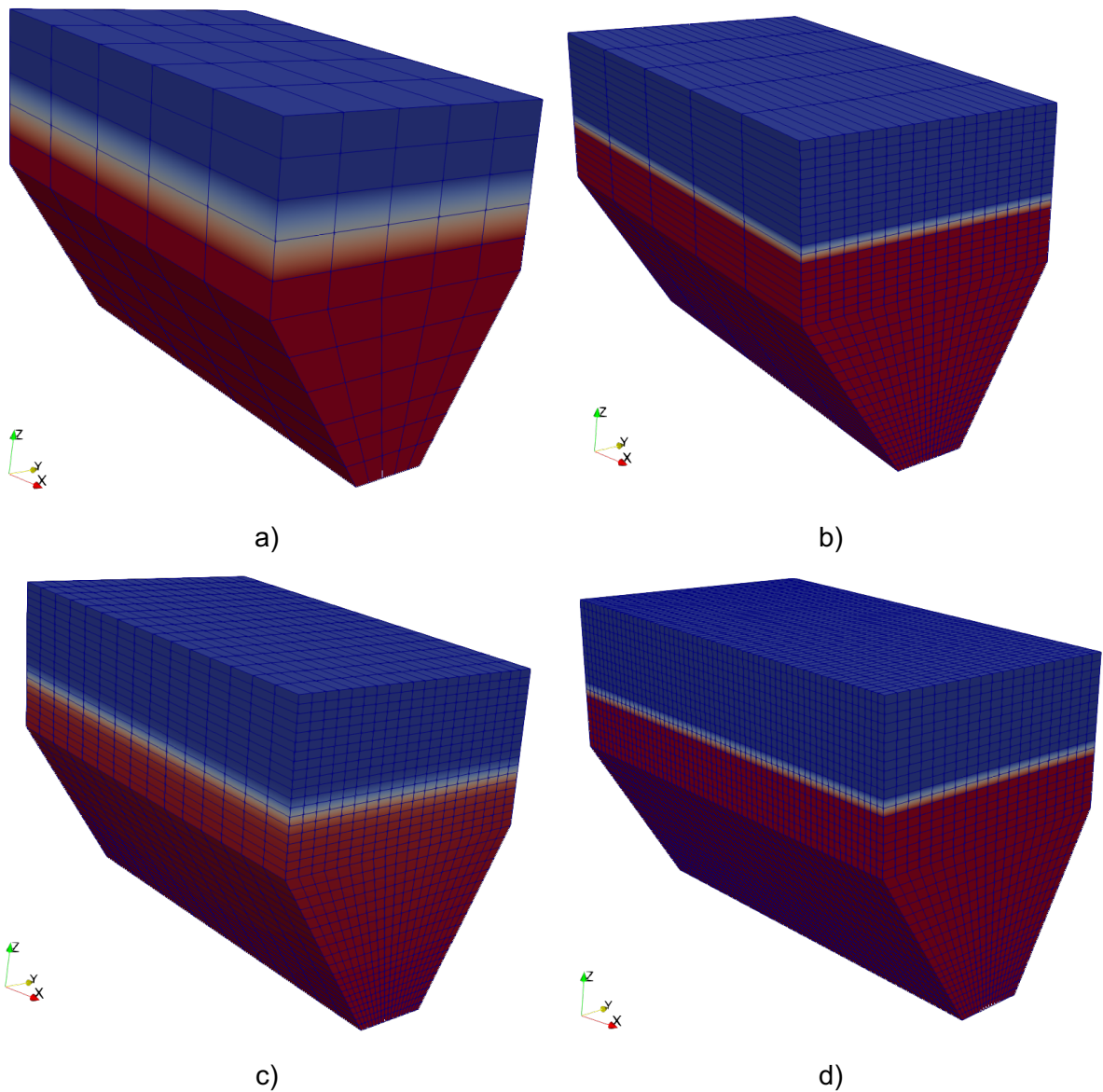


Figura 4.8 – Malha gerada para a simulação a) malha 1; b) Malha 2; c) Malha 3; d) Malha 4

Na Figura 4.9, é apresentada a evolução da vazão de água evaporada pelo secador ao longo do tempo. É importante ressaltar que, apesar de não haver uma diferença expressiva entre os resultados obtidos, a malha 1 apresenta um pico de extração próximo a 1 s, devido ao baixo refinamento utilizado, onde a taxa de extração aumenta e depois diminui, o que não acontece nas demais simulações. A partir da malha 2, os valores começam a se tornar independentes do grau de refinamento. No entanto, devido a razão de aspecto da malha 2 ser maior, o que poderia levar a erros na aproximação numérica dos fluxos na face, a malha 3 foi escolhida para as simulações.

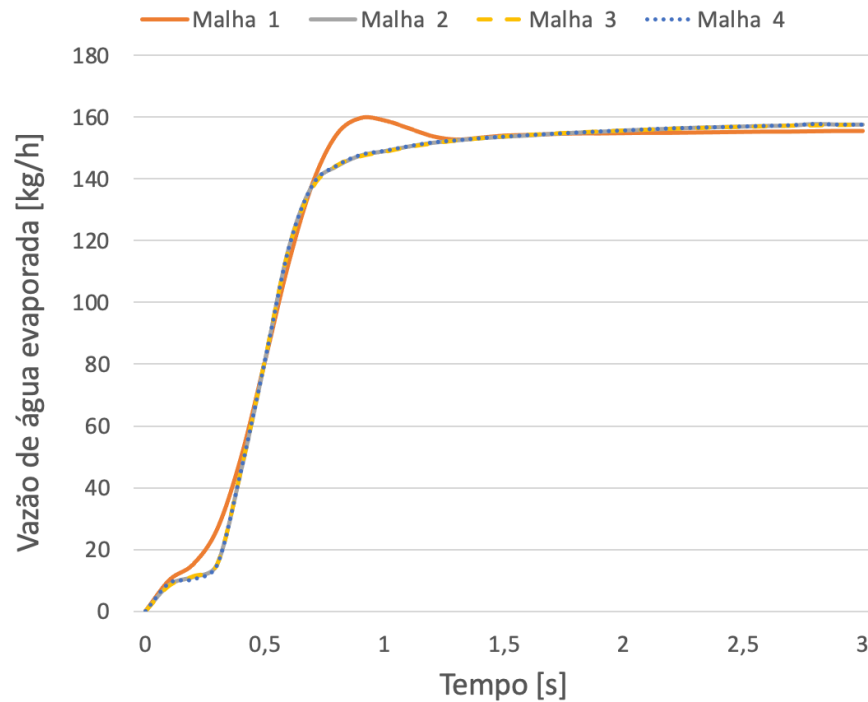


Figura 4.9 - Verificação da dependência da malha em comparativo a vazão mássica de água evaporada no secador

Conforme esperado fisicamente e mostrado na Figura 4.10, o gradiente de velocidade diminui à medida que a área de seção transversal aumenta. Além disso, nas regiões de parede do silo, a velocidade do fluxo é nula.

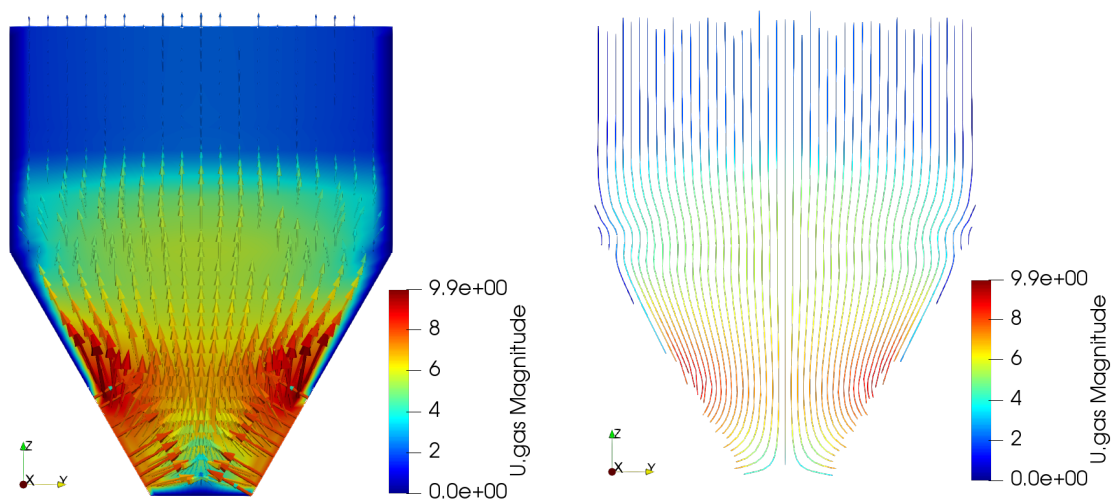


Figura 4.10 – Campo dos vetores velocidade e linhas de corrente no silo [m/s]

O campo de pressão na Figura 4.11 mostra que os valores mais altos estão na base do silo e vão diminuindo ao longo do eixo z. O resultado é fisicamente pertinente, já que a

pressão na base do silo é maior do que no topo e o fluido tende a escoar da região de pressão mais alta para a de pressão mais baixa.

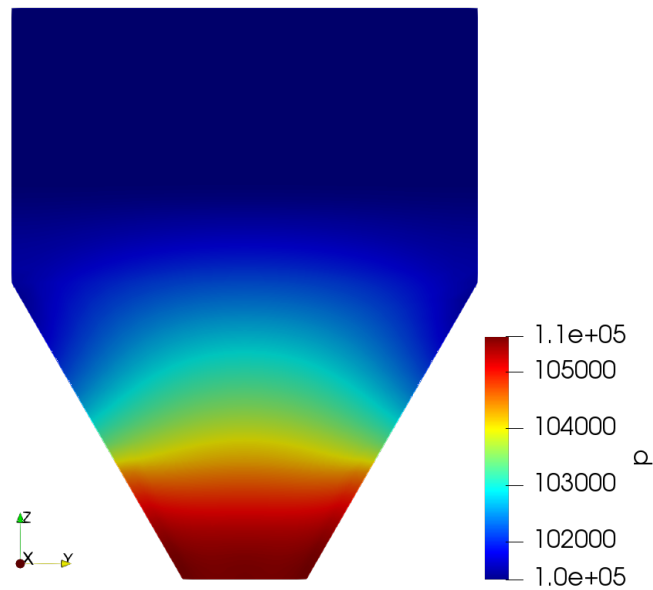


Figura 4.11 – Distribuição da pressão [Pa]

Conforme pode ser observado pela

Figura 4.12, o gás de secagem entra pelas laterais inferiores do secador e resfria durante a passagem pela biomassa chegando ao topo do secador a temperatura ambiente.

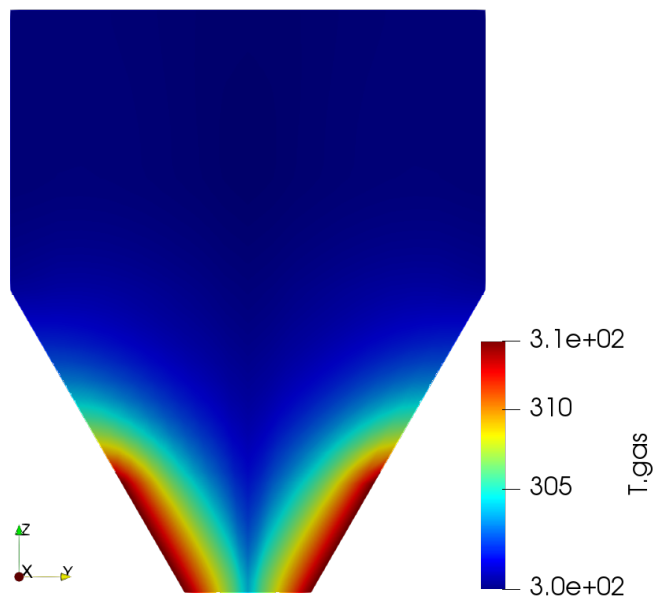


Figura 4.12 – Distribuição de temperatura do ar de secagem [K]

No processo de secagem, a vazão mássica de água evaporada no secador por meio da simulação foi de $\dot{m}_{evap} = 158,1 \left[\frac{kg}{h} \right]$, como apresentado na Figura 4.13, resultando no tempo total de secagem de 2,2 horas. Após 3 segundos de simulação a taxa de evaporação da água permanece constante por conta da saturação do ar, de acordo com a taxa de evaporação a umidade da biomassa na saída do secador foi de 29,94%, valor suficiente para possibilitar a combustão e aumentar a eficiência do combustível.

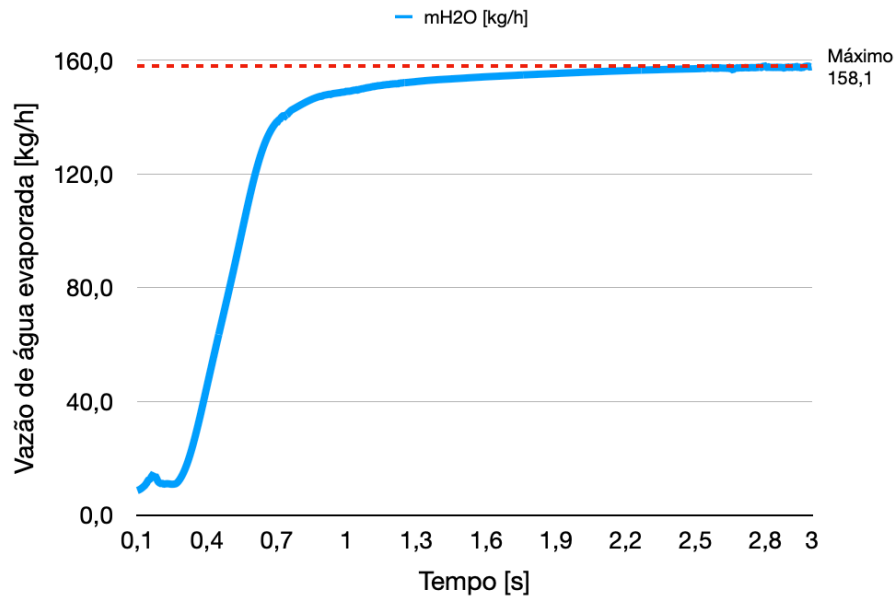


Figura 4.13 – Vazão mássica de água evaporada no silo

A Figura 4.14 mostra a evolução temporal da absorção de água pelo ar durante a passagem pela biomassa. Em apenas 3 segundos o ar injetado na base do secador satura e conseqüentemente não se consegue aumentar a taxa de água evaporada.

A potência requerida no ventilador do ar frio para atingir a vazão de $11,08 \left[\frac{kg}{s} \right]$ no ponto 2 e uma variação de pressão da ordem $\Delta p = 1,5 [kPa]$ é de 29,04 [kWh]. Embora os objetivos de secagem com o silo secador tenham sido alcançados, a potência exigida pelo ventilador de ar frio é alta. Por essa razão, decidiu-se partir para o dimensionamento de um secador rotativo, que, apesar de fornecer uma umidade um pouco maior ao final do processo de secagem, evita a formação de condensado no interior do secador.

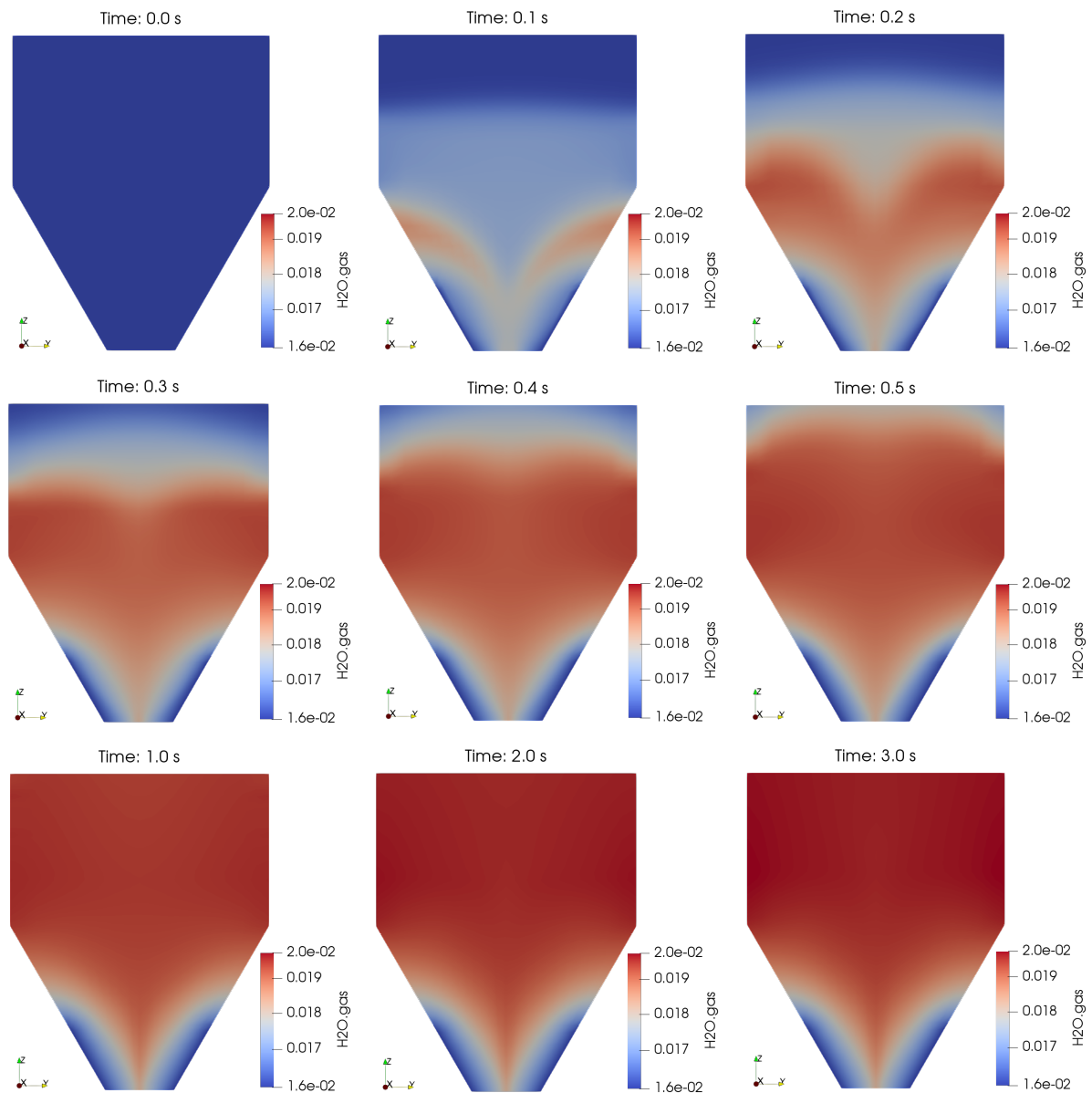


Figura 4.14 – Evolução temporal do vapor d'água absorvido pelo ar de secagem [kg de vapor d'água / kg de ar]

4.7. Modelagem do Secador Rotativo

Van't Land (1991) propôs um modelo para dimensionamento de secadores rotativos baseado em dados de secadores industriais em operação, que possui um alto grau de empirismo. Embora seja altamente empírico, o modelo é utilizado neste trabalho como um referencial para determinar as dimensões do secador rotativo, a partir das dimensões previamente estipuladas é possível utilizar a simulação para projetar o secador rotativo. Entre as principais restrições apresentadas pelo método estão o fato de funcionar bem apenas para

altas temperaturas e de não considerar a possibilidade de resfriamento do material sólido durante a secagem, Cristo (2004).

Com base na energia disponível nos gases de combustão da caldeira, calculados por meio do modelo de combustão, na análise imediata do bagaço de cana-de-açúcar e nas características mecânicas do secador rotativo apresentadas na Tabela 4.13, é possível realizar o dimensionamento adequado do secador rotativo.

Tabela 4.13 – Dados de entrada utilizados no dimensionamento do secador

Propriedade	Resultado
U_1	51,76 %
t_1	24,43 [°C]
T_{amb}	24,43 [°C]
P_{amb}	101,325 [kPa]
$\dot{m}_{Bagaço}$	507,24 $\left[\frac{kg}{h}\right]$
T_1	290,5 [°C]
G_1	0,512 $\left[\frac{kg}{s}\right]$
N	4 [rpm]
S	0,01
u	1,5 $\left[\frac{m}{s}\right]$
$c_p^{(1)}$	1160 $\left[\frac{J}{kg°C}\right]$

(1) Fonte: Oliveira, 2014

Para simular o secador rotativo, utilizou-se o programa "Engineering Equation Solver" (EES) com o objetivo de determinar a umidade final do bagaço de cana-de-açúcar após o processo de secagem, tendo como parâmetro as propriedades dos gases de exaustão da caldeira, como vazão, temperatura e poder calorífico. Para o cálculo do diâmetro do secador, levou-se em consideração a área livre de passagem do ar com velocidade máxima de 1,5 $\left[\frac{m}{s}\right]$, conforme Eq. (3.64). A Tabela 4.14 apresenta os resultados obtidos para as dimensões do secador.

Tabela 4.14 - Dados do tambor rotativo

Propriedade	Resultado
D	0,85 [m]
L	5,94 [m]
τ	39,51[<i>min</i>]

De acordo com os dados da Tabela 4.14 a capacidade volumétrica do secador rotativo é de 3,37 m³. Levando em conta a vazão mássica e o tempo de residência, estima-se que o secador opere com 334 kg de bagaço de cana, ocupando um volume de 2,78 m³. Isso resultaria em uma ocupação de 82,5% do volume do secador pela biomassa. No entanto, é importante ressaltar que, além de atender à velocidade do escoamento do ar de secagem, a densidade do produto também deve ser considerada. Isso ocorre porque a equação (3.64) não leva em consideração a densidade do produto, o que pode levar a resultados incorretos em produtos de baixa densidade.

A vazão mássica de produto que atravessa a seção transversal do secador pode ser calculada por:

$$\dot{m} = \rho v A \quad (4.1)$$

onde a área do escoamento depende da taxa de ocupação (T_o) do produto no interior do secador ($A = A_T T_o$) e a velocidade do escoamento do produto pode ser calculada por $v = L / \tau$, onde L pode ser substituído pela proporção do comprimento pelo diâmetro $P_{L/D} = L/D$. Desta forma, o diâmetro do secador pode ser estimado por:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \dot{m} \tau}{\pi \rho P_{L/D} T_o}} \quad (4.2)$$

Portanto, sugere-se alteração do modelo proposto considerando além da velocidade do escoamento a vazão mássica dos produtos sólidos segundo Eq. (4.3).

$$D \geq \sqrt{\frac{4g_2}{0,85\pi u}} \quad (4.3)$$

$$D \geq \sqrt[3]{\frac{4 \dot{m} \tau}{\pi \rho P_{L/D} T_0}}$$

O diâmetro do secador calculado pelo novo modelo proposto foi de 1,5 m e o comprimento do secador em 6,8 m, resultando em uma capacidade volumétrica total de 12 m³. A ocupação atual do secador é de 23%, ou seja, somente uma pequena fração do volume é ocupada pela biomassa. Após determinar o diâmetro do secador, o número de suspensores foi estabelecido em 12 suspensores, conforme a Eq. (3.66). Quanto ao comprimento dos suspensores, ficou definido em 140 [mm], de acordo com a Eq. (3.67).

Tabela 4.15 - Dados final do tambor rotativo

Propriedade	Resultado
D	1,5 [m]
L	6,8 [m]
τ	39,51 [min]
POW_{ROT}	3,60 [kW]
POW_{VENT}	2,23 [kW]

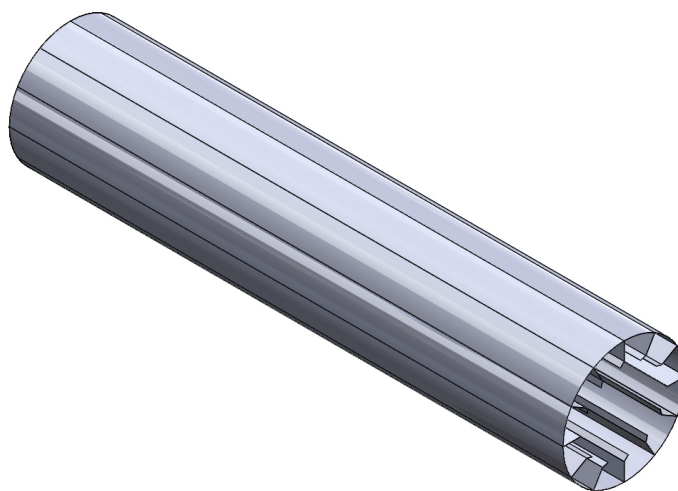


Figura 4.15 – Desenho do secador rotativo

Para o cálculo da potência requerida no ventilador, POW_{VENT} , foram adotados alguns parâmetros de Van't Land (1991), tais como: perda de carga $\Delta p = 1,5$ [kPa], $\eta = 0,6 \times 0,85 \times 0,95 = 0,4845$, onde, 0,6 representa a eficiência do ventilador, 0,85 a eficiência do motor e 0,95 outros tipos de perdas (tipo de ventilador, entre outros).

Os gases de combustão da caldeira entram no secador a 290,5 °C e deixam o secador a 79,05 °C, Eq. (3.54). O resfriamento da corrente de gás que atravessa o secador é responsável por fornecer energia para a evaporação de 111,13 $\left[\frac{kg}{h}\right]$ de água da biomassa com redução de umidade de 51,76% para 38,22%, valor suficiente para a combustão na caldeira.

A Tabela 4.16 exhibe uma comparação entre os resultados de variação de umidade no secador rotativo e os valores encontrados na literatura. Em seu estudo, Arnao (2004), apresentou diversos exemplos de secadores utilizados na secagem do bagaço de cana-de-açúcar. Dentre os casos citados, destaca-se o uso de um secador rotativo que utiliza gases de exaustão da caldeira e temperatura dos gases de 218°C. Esse secador conseguiu reduzir o teor de umidade do bagaço de 54% para 46%. Outro exemplo mencionado por Arnao (2004) é o secador rotativo instalado na fábrica de açúcar de Zairo, no Marrocos. Esse secador processou 14 t/h de bagaço, reduzindo o teor de umidade de 53% para 40% e com temperatura dos gases na entrada do secador de 220°C.

Tabela 4.16 – Resultado da variação de umidade no secador rotativo comparados com dados da literatura.

Literatura	T [°C]	Umidade inicial [%]	Umidade final [%]	Varição de umidade [%]
Arnao (2004)	218	54	46	8
Arnao (2004)	220	53	40	13
Presente Trabalho	290,5	51,76	38,22	13,54

Embora o silo secador tenha atingido uma umidade de 29,94%, enquanto o secador rotativo obteve 38,22%, optou-se pelo uso do secador rotativo para a secagem neste trabalho. A potência requerida pelo ventilador do silo secador foi de 29,04 [kW], enquanto que no secador rotativo foi de apenas 2,23 [kW], o que indica que a potência exigida para o ventilador do silo secador é cerca de 13 vezes maior do que a do secador rotativo. A potência do motor do ventilador é um fator crucial na escolha do tipo de secador, especialmente em áreas rurais, onde a rede elétrica geralmente é monofásica. Segundo Delly et al. (2005), a maior potência disponível no mercado de motores monofásicos no Brasil é de 9,2 kW (12,5 cv). Portanto, o silo será utilizado apenas como um alimentador automático para a caldeira.

CAPÍTULO V

CONCLUSÕES

Este trabalho visou o reaproveitamento energético e sustentável do bagaço de cana-de-açúcar em destilarias produtoras de cachaça. O alto teor de umidade da biomassa ao deixar as moendas do engenho e a baixa densidade energética dificultam a estabilidade da combustão, levando os produtores de cachaça a optarem por usar lenha de eucalipto como combustível ao invés do bagaço de cana disponível nos alambiques. Para solucionar esse problema, foi feita a modelagem termodinâmica da combustão e o dimensionamento de um secador para reduzir a umidade da biomassa da destilaria Vanderley Pereira de Azevedo, local deste trabalho, de 51,76% em base úmida para valores mais baixos.

Com base nos resultados obtidos na caracterização da biomassa, foram feitos cálculos estequiométricos da combustão do bagaço de cana-de-açúcar e o cálculo do PCI da biomassa. Essas informações foram usadas nas simulações da combustão e da secagem da biomassa. O PCI do bagaço de cana obtido experimentalmente e linearizado para uma umidade de 32,96 % foi de $12,634 \left[\frac{MJ}{kg} \right]$ enquanto o valor calculado foi de $12,444 \left[\frac{MJ}{kg} \right]$, resultando em uma diferença de 1,5% entre o calculado e o experimental.

O objetivo inicial era de projetar um equipamento compacto que realizasse o processo de secagem em secador de fundo fixo e que alimentasse a caldeira automaticamente por meio de uma rosca transportadora localizada no fundo do secador, com autonomia de 4 horas para a produção de $1000 \left[\frac{kg}{h} \right]$ de vapor. A velocidade angular da rosca transportadora controlaria a taxa de alimentação da biomassa na caldeira e conseqüentemente a produção de vapor. Dessa forma, para a secagem, os gases quentes da combustão da exaustão da caldeira seriam injetados na base do secador para fornecer energia necessária para tal processo.

À medida que o gás de combustão entrou na base do secador e percolou pela biomassa, sua temperatura gradualmente diminuiu e, conseqüentemente, o gás foi liberado no topo do secador à temperatura ambiente. Essa redução de temperatura ocasionou a diminuição da umidade absoluta, ou seja, a capacidade do ar de reter água foi reduzida, o que levou à condensação da água no interior do secador. Para evitar que isso ocorresse, um fluxo de ar frio foi adicionado à mistura dos gases de exaustão, mantendo a umidade relativa em 100% no topo do secador e prevenindo, assim, a condensação dentro do equipamento.

Isto posto, o modelo analítico e o numérico foram usados para determinar a quantidade de água evaporada durante o processo de secagem e a umidade final da biomassa. O modelo analítico estimou que $142,20 \left[\frac{kg}{h} \right]$ de água foi evaporada e a umidade do bagaço de cana-de-açúcar caiu de 51,76% para 32,96%, valor suficiente para permitir a combustão do bagaço de cana na caldeira. Já o modelo numérico estimou que $158,10 \left[\frac{kg}{h} \right]$ de água foi evaporada e a umidade final da biomassa atingiu 29,94%. Ambos os modelos foram comparados e apresentaram uma boa concordância nos resultados, indicando uma precisão satisfatória na estimativa da quantidade de água evaporada e da umidade final da biomassa. A diferença entre as estimativas pode ser explicada pela influencia da velocidade dos gases de secagem no interior do secador sobre o coeficiente de transferência de calor, aspecto que não foi considerado no modelo analítico.

A alta vazão de ar exigida para evitar a condensação do vapor d'água dentro do secador requer um ventilador com potência de 29,04 [kW] (39,5 cv). Portanto, a alta potência no ventilador levou ao dimensionamento de um secador rotativo onde foi possível trabalhar com temperatura do ar na saída do secador igual a 79,05 [°C] evitando a condensação dentro do secador. O fato de a temperatura na saída do secador ser mais alta diminui a massa de água evaporada no secador chegando a $111,13 \left[\frac{kg}{h} \right]$, mas aumenta a capacidade de transporte de vapor d'água pelo ar, portanto, a umidade de 51,76% cai para 38,22%. A escolha de um secador rotativo como solução de projeto permitiu diminuir a potência do ventilador de 29,04[kW] para 2,23[kW] (39,5 cv para 3 cv), portanto, o secador rotativo foi escolhido como a solução para o processo de secagem, e o silo será utilizado como alimentador automático para a caldeira.

Ao longo deste trabalho, foram encontradas diversas dificuldades, entre as quais merecem destaque: a idade avançada da caldeira utilizada na planta, que não possuía instrumentações adequadas para a obtenção dos dados do processo; a alta complexidade do OpenFOAM, que requer conhecimento de programação, falta de uma interface gráfica intuitiva e de suporte técnico, além da maior dificuldade na obtenção

dos dados de pós-processamento em comparação com outros programas comerciais, o que demandou um maior tempo de aprendizagem para a manipulação do software.

SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Com base nos resultados e discussões apresentados neste trabalho, foram identificadas algumas possíveis áreas para futuras pesquisas, tais como:

- Desenvolver um protótipo experimental para validação da simulação.
- Realizar medições da vazão dos gases de exaustão da caldeira, a fim de obter informações mais precisas sobre o fluxo de gases e coletar os gases para verificar possíveis impactos ambientais;
- Analisar os gases de exaustão provenientes da combustão da caldeira para definir a proporção de ar/combustível que proporcione a maior eficiência energética;
- Realizar a automação da alimentação da caldeira, com base no consumo de vapor da planta, a fim de otimizar o uso de energia e garantir uma operação mais eficiente e segura da caldeira;
- Aprimorar o modelo numérico do secador rotativo, a fim de incluir informações mais precisas sobre as condições de operação e as características do material processado, visando uma simulação mais acurada do processo de secagem do bagaço de cana;
- Realizar a análise elementar do bagaço de cana, a fim de obter informações mais precisas sobre a composição química do material e, assim, possibilitar uma simulação da combustão mais acurada;
- Analisar a viabilidade da aplicação de outros tratamentos térmicos no bagaço de cana-de-açúcar, bem como a possibilidade de desenvolver um combustível composto por eucalipto, bagaço de cana-de-açúcar moído e posteriormente briquetado
- Analisar outras alternativas para o uso do bagaço de cana-de-açúcar que não foi queimado na caldeira e que representa excedente do processo produtivo.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALMEIDA, I.; LIMA, M.; SOUZA, L. **Desenvolvimento de secador solar construído a partir de material reciclável**. Holos, Instituto Federal do Rio Grande do Norte (IFRN) – Campus Mossoró. Laboratório de Máquinas Hidráulicas e Energia Solar – Universidade Federal do Rio Grande do Norte. v. 4, p. 197-205, 2016.

<http://dx.doi.org/10.15628/holos.2016.2477>

ARANTES, D. **BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR: ANÁLISE TÉRMICA E ENERGÉTICA DE BIOMASSA**. 2014. 75 p. Dissertação (Pós graduação) – Curso de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2014.

<https://doi.org/10.14393/ufu.di.2014.480>

ARAÚJO, E. **Produção de Sentidos sobre as Práticas de Consumo de Cachaça de Alambique: Uma Análise a partir dos Apreciadores**. 155 p. Dissertação (Mestrado acadêmico) – Curso de Administração, Universidade Federal de Lavras, Lavras, 2020.

ARNAO, J. **Caldeiras Aquatubulares de Bagaço - Estudo do Sistema de Recuperação de Energia**. Tese (Doutorado) – Curso de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2007.

<https://doi.org/10.47749/T/UNICAMP.2007.438174>

ARNAO, J. et al. **Sugar cane bagasse drying – a review**. Drying 2004 – In: Proceedings of the 14TH, International Drying Symposium (IDS 2004). São Paulo, Brasil, 22 – 25 August 2004, v. B, p. 990 – 997, 2004.

BENZARTI, S.; MHIRI, H.; BOURNOT, H. **Drag models for simulation gas-solid flow in the bubbling fluidized bed of FCC particles**. International Journal of Chemical, Molecular, Nuclear, Materials and Metallurgical Engineering, 61(1), p. 111–116, 2012.

BILGEN, S.; KAYGUSUZ, K. **The calculation of the chemical exergies of coal-based fuels by using the higher heating values**. Applied Energy, London, GB, v. 85, n. 8, p. 776–785, 2008.

BRASIL, Ministério de Minas e Energia, Empresa de Pesquisa Energética. **Plano Nacional de Energia 2050**. Empresa de Pesquisa Energética. Brasília: MME/EPE, 2020

BRASIL. Companhia Nacional de Abastecimento (CONAB). **Acompanhamento da Safra Brasileira**. Brasília: CONAB, [2022?]. Disponível em: www.conab.gov.br/info-agro/safra. Acesso em: 23 fev. 23.

BRASIL. Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento. **A cachaça no Brasil: dados de registro de cachaça e aguardentes**. Secretária de Defesa Agropecuária. Brasília: MAPA/AECS, 2021. Disponível em: <https://www.gov.br/agricultura/pt-br/assuntos/inspecao/produtos-vegetal/arquivos/a-cachaca-no-brasil-web-2021.pdf/>. Acesso em: 24 abr. 22.

BRASIL. Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento. Portaria nº 339, de 28 de junho de 2021. **Diário Oficial da União**, Brasília, 29 jun. 2021. Disponível em:

<https://www.in.gov.br/en/web/dou/-/portaria-n-339-de-28-de-junho-de-2021-328538616>. Acesso em: 24 abr. 22.

BRASIL. Ministério de Minas e Energia. **Plano Nacional de Energia 2030**. colaboração Empresa de Pesquisa Energética. Brasília: MME: EPE, 2007. Disponível em: <https://www.epe.gov.br/pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/Plano-Nacional-de-Energia-PNE-2030>. Acesso em: 27 abr. 22.

BRASIL. Empresa de Pesquisa Energética. **Balanco Energético Nacional 2021. Matriz Energética Nacional – ano base 2020**. Brasília: EPE, 2021. Disponível em: <https://www.epe.gov.br/pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/balanco-energetico-nacional-2021>. Acesso em: 17 nov. 22.

BRASIL. Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística. **Censo Agropecuário. Tabela 6960 - Produção, Venda e Valor da produção e Valor da venda na agroindústria rural nos estabelecimentos agropecuários, por tipologia, produtos da agroindústria rural, condição do produtor em relação às terras e grupos de atividade econômica**. Brasília: IBGE, 2017. Disponível em: <https://sidra.ibge.gov.br/tabela/6960>. Acesso em: 25 abr. 22.

BRASIL. Instituto Nacional de Meteorologia. **Banco de Dados Meteorológicos**. Ano base 2010 a 2021. Brasília: INMET. Disponível em: <https://bdmep.inmet.gov.br/>. Acesso em: 18 mai. 22.

CAPPELLI, D. **A detailed description of reactingTwoPhaseEulerFoam focussing on the links between mass and heat transfer at the phase interface**. In Proceedings of CFD with OpenSource Software, Edited by Nilsson, H, 2018. http://dx.doi.org/10.17196/OS_CFD#YEAR_2018

CARDOSO, M. **Produção de aguardente de cana**. 4. ed., rev e ampl. – Lavras: UFLA, 2020. 445 p.

CELESTINO, S. **Princípios de Secagem de Alimentos**. Embrapa Cerrados. Planaltina, Distrito Federal, 2010. 51 p.

ÇENGEL, Y. **Termodinâmica**. 5. ed. São Paulo: McGraw-Hill, 2006. 675 p.

CHANNIWALA, S. A.; PARIKH, P. P. **A unified correlation for estimating HHV of solid, liquid and gaseous fuels**. 8 ed. v. 81, Fuel, 2002. p. 1051-1063. [https://doi.org/10.1016/S0016-2361\(01\)00131-4](https://doi.org/10.1016/S0016-2361(01)00131-4)

CHAVES, A. et al. **Características Energéticas da Madeira e Carvão Vegetal de Vlonas de Eucalyptus spp**. Enciclopédia Biosfera, Centro Científico Conhecer - Goiânia. v. 9, n. 17, p. 533-542, 2013.

CHOHFI, F.; DUPAS, F.; LORA, E. **Balanco, análise de emissão e seqüestro de CO2 na geração de eletricidade excedente no setor sucro-alcooleiro**. In: ENCONTRO DE ENERGIA NO MEIO RURAL, Campinas, n. 5., 2004.

CHRISTENSEN, E. **Numerical Modeling of Hydrogen Fluoride Adsorption**. 137 p. Master's thesis – Materials technology, Norwegian University of Science and Technology, Noruega, 2021.

CIAMPI, G. **Desenvolvimento de um Calorímetro para a Determinação do Conteúdo Energético de Combustíveis Sólidos**. 1992. 84 p. Dissertação (Mestrado) – Curso de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1992.
<https://doi.org/10.47749/T/UNICAMP.1992.65366>

CORTEZ, L.; LORA, E.; GÓMEZ, E. **Biomassa para energia**. Campinas, SP: Editora Unicamp, 2008. 733 p.

COSTA, L. **SECAGEM DE BAGAÇO DE CANA EM LEITO FIXO**. 132 p. Dissertação (Mestrado) – Curso de Engenharia Química, Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande, 1988.

CRISTO, H. **Modelagem, Simulação e Projeto de Secadores Rotativos Diretos**. Tese (Mestrado) – Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2004.

DEMIRBAS, A.; DEMIRBAS, H. **Estimating the calorific values of lignocellulosic fuels**. Journal Energy, Exploration & Exploitation, v. 20, n. 1, p. 105-111, 2004.

EICHELBERGER, L.; PORTELLA, J. **SECAGEM DE GRÃOS DE MILHO EM SECADOR DE LEITO FIXO: DANOS FÍSICOS**. Pesquisa Agropecuária Gaúcha, Porto Alegre, v. 9, n. 1-2, p. 85-91, 2003.

ERGUN, S., 1952. **FLUID FLOW THROUGH PACKED COLUMNS**. Chemical Engineering Progress, v. 48, no. 2, p. 89-94, 1952.

FILHO, D. et al. **Uso de motores monofásicos acoplados mecanicamente em série, em irrigação por pivô central**. Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental, Campina Grande, v. 9, n. 1, p. 139-144, 2005.
<https://doi.org/10.1590/S1415-43662005000100022>

FAOSTAT. Food and Agriculture Organization of the United Nations. **Crops and livestock products**. 2022. Disponível em: <https://www.fao.org/faostat/en/#data/QCL>. Acesso em: 23 fev. 23.

FELSEMBURGH, C. **A Produção do Conhecimento na Engenharia Florestal**. Ponta Grossa – PR: Atena, 2020.
[DOI: 10.22533/at.ed.006202610](https://doi.org/10.22533/at.ed.006202610)

FOUST, A. et al. **Princípios das Operações Unitárias**. 2 ed. Rio de Janeiro: Guanabara Dois, 2008, 670 p.

FAUCONNIER, R.; LHOSTE, M. **Rencontre Internationale en langue français sur la canne à sucre**. v. 1, France: NOGENT-SUR-MARNE: Association Française de la Canne A Sucre, 1991, 280-284 p.

GASPARIN, P.; CHRIST, D.; COELHO, S. **Secagem de folhas *Mentha piperita* em leito fixo utilizando diferentes temperaturas e velocidades de ar**. Revista Ciência Agronômica, Fortaleza, v.48, p. 242- 250, 2017.

GIDASPOW, D. **Multiphase flow and fluidization – Continuum and Kinetic Theory Descriptions**. 1. ed. California: Academic Press, 1994, 467 p.

GOLDEMBERG, J.; COELHO, S. **Renewable energy – traditional biomass vs. modern biomass**. Energy Policy, v. 32, p. 711-714, 2004.

[https://doi.org/10.1016/S0301-4215\(02\)00340-3](https://doi.org/10.1016/S0301-4215(02)00340-3)

GONÇALVES, G.; PEREIRA, N.; VEIT, M. **Production of bio-oil and activated carbon from sugarcane bagasse and molasses**. *Biomass and Bioenergy*, v. 85, p. 178–186, 2016.

<https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2015.12.013>

HERZOG, N. et al. **A comparative study of different CFD-codes for numerical simulation of gas-solid fluidized bed hydrodynamics**. *Computers and Chemical Engineering*, v. 39, p. 41–46, 2012.

<https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2011.12.002>

HIRT, C.; NICHOLS, B. **Volume of Fluid (VOF) Method for the Dynamics of Free Boundaries**. *Journal of Computational Physics*. v. 39, p. 201- 225, 1981.

[https://doi.org/10.1016/0021-9991\(81\)90145-5](https://doi.org/10.1016/0021-9991(81)90145-5)

HUANG, C.; HAN, L.; LIU, Z. **Ultimate analysis and heating value prediction of straw by near infrared spectroscopy**. *Waste Management*. v. 29, p. 1793-1797, 2009.

<https://doi.org/10.1016/j.wasman.2008.11.027>

Instituto Brasileiro da Cachaça. **Mercado Interno**. Brasília: IBRAC. Disponível em: <https://ibrac.net/servicos/mercado-interno>. Acesso em: 24 abr. 22.

INTERNATIONAL STANDART. ISO 11697. **Bases for design of structures: Loads due to bulk materials**. Switzerland: International Standard. London, 2012.

JÚNIOR, C. **Recomendações de Fluxo e de Cargas para o Projeto de Silos Verticais**. Escola de Engenharia de São Carlos. Departamento de Estruturas. Universidade de São Paulo, São Carlos, 1990.

KOERICH, D. **Avaliação do comportamento fluidodinâmico líquido-sólido em biorreatores de leito fluidizado utilizando técnicas de fluidodinâmica computacional (CFD)**. 2018. 138 p. Dissertação (Mestrado). Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos – SP, 2018.

LAUNDER, B.; SPALDING, D. **The numerical computation of turbulent flows**. *Computer Methods in Applied Mechanics and Engineering*, v. 3, p. 269-289, 1974.

[https://doi.org/10.1016/0045-7825\(74\)90029-2](https://doi.org/10.1016/0045-7825(74)90029-2)

LEÃO, P.; EIRES, R. **Compósitos de bagaço de cana-de-açúcar para blocos construtivos**. 4º Congresso Luso-Brasileiro Materiais de Construção Sustentáveis. Associação Brasileira de Materiais e Tecnologias não Convencionais. Salvador, 2022.

LIMA, A. **Análise experimental da secagem de feijão em leito fixo, leito de jorro e leito de jorro fluidizado**. 1995. 151 p. Dissertação (Mestrado). Faculdade de Engenharia Química. Universidade Estadual de Campinas, Campinas, SP: [s.n.], 1995.

MIRANDA, N. **Investigação das condições operacionais para produção de bio-óleo e biochar a partir de bagaço de cana-de-açúcar por meio de simulação e aplicação em planta piloto**. 2018. 312 p. Dissertação (Mestrado). Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas – SP: [s.n.], 2018.

<https://doi.org/10.47749/T/UNICAMP.2018.1062947>

MOURA, A. **Estudo numérico do transporte de bolhas/gotas em fluidos newtonianos através das metodologias VOF e S-CLSVOF utilizando o OpenFOAM**,

2018. 125 p. Tese (Doutorado). Universidade Federal de Itajubá Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, Minas Gerais, 2018.

MCKENDRY, P. **Energy production from biomass (part 1): overview of biomass.** Bioresource Technology. v.83, p. 37-46, 2012.
[https://doi.org/10.1016/S0960-8524\(01\)00118-3](https://doi.org/10.1016/S0960-8524(01)00118-3)

MORAES, E. **Avaliação das perdas invisíveis de cana-de-açúcar (Saccharum spp.) e impurezas vegetais na colheita mecanizada.** 1992. 124 f. Dissertação (Mestrado). Faculdade de Engenharia Agrícola, Universidade Estadual de Campinas, Campinas – SP: [s.n.], 1992.
<https://doi.org/10.47749/T/UNICAMP.1992.42501>

MORAES, S. et al. **Cenário brasileiro de geração e uso de biomassa adensada.** Revista IPT: Tecnologia e Inovação. São Paulo, v.1, n.4, p. 58-73, abr.2017.

MOYERS, C.; BALDWIN, G. **Psychrometry, Evaporative Cooling and Solids Drying.** Cap. 12. Perry's Chemical Engineers' Handbook, Eighth Edition. Nova York, 1999.

NAKASHIMA, G. et al. **Materiais Lignocelulósicos: Caracterização e Produção de Briquetes.** Revista Virtual de Química. Rio de Janeiro, v. 9. n. 1, p. 150-162, 2017.

NEIVA, A. **Estudo de Alimentadores de Bagaço de cana para reatores atmosféricos.** 1998. 135 f. Dissertação (Mestrado). Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, SP: [s.n.], 1998.
<https://doi.org/10.47749/T/UNICAMP.1998.131812>

NOGUEIRA, L.; NOGUEIRA, C. **Eficiência Energética no uso do vapor.** 2005. 196 p. Eletrobrás Centrais Elétricas Brasileiras. Rio de Janeiro, 2005.

OLIVEIRA, C.; PROENÇA, M. **Biodigestor com controle inteligente.** Caderno Progressus. Uninter. v. 1, n. 1, 2021. Disponível em:
<https://www.cadernosuninter.com/index.php/progressus/article/view/1687>. Acesso em: 22 fev. 23.

OLIVEIRA, E. **“Marvada Pinga” - Produção de cachaça e desenvolvimento em Salinas, Norte de Minas Gerais.** 2000. 178 p. Dissertação (Mestrado). Universidade Federal de Lavras, Lavras, 2000.

OLIVEIRA, J. **CARACTERIZAÇÃO TÉRMICA E ESPECTROFOTOMÉTRICA DE DIFERENTES LIGNINAS EXTRAÍDAS DO BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR.** 2014. 35 p. Monografia (Graduação). Curso de Engenharia de Energia, Universidade de Brasília, Brasília - DF, 2014.

OPENFOAM. **OpenFoam User Guide The open source CFD toolboxv2112.** Disponível em: <https://www.openfoam.com/documentation/guides/latest/doc/guide-turbulence-ras-k-epsilon.html>. Acesso em: 27 abr. 22

PALMA, G. **PRESSÕES E FLUXO EM SILOS ESBELTOS (h/d≥1,5).** 2005. 109 p. Dissertação (Mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2005.

PANICKER, N. et al. **COMPUTATIONAL MODELING AND SIMULATION OF ALUMINIUM SMELTING PROCESS USING OPENFOAM.** American Society of Thermal and Fluids Engineers, EUA, 14 p. 2021.

PASTOR, J.; CARVALHO, A.; ZIBORDI, G. **Incrustações em Caldeiras**. KURITA: Soluções em Engenharia de Tratamento de Água. 2009.

PERRY, R.; GREEN, D. **Perry's Chemical Engineers' Handbook**. 7. ed. New York: McGraw-Hill Book Co, 1997, 2559 p.

PESSOA, J. **Análise Térmica e Energética de Briquetes de Capim Braquiária**. 2013. 85 f. Dissertação (Mestrado). Faculdade de Engenharia Mecânica. Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2013.

<https://doi.org/10.14393/ufu.di.2013.246>

PETROBRÁS. **Dados Técnicos de Biomassas**. Departamento. Industrial - Divisão de Fontes Energéticas Alternativas. n. 29, 65 p. Rio de Janeiro, 1982.

PILAN, P. et al. **Caracterização de variedades de Cana-de-açúcar submetidas à processo mecanizados de colheita em diferentes estágios de corte**. Tekhne e Logos, São Paulo, v. 8, n. 3, p. 169, 2017.

PINHEIRO, P.; VALLE, R. **CONTROLE DE COMBUSTÃO: OTIMIZAÇÃO DO EXCESSO DE AR**. In: II Congresso de Equipamentos e Automação da Indústria Química e Petroquímica. Departamento de Engenharia Mecânica da UFMG, Minas Gerais, 1995.

PRADO, M. **SECAGEM EM LEITO FIXO DE SEMENTES COM MUCILAGEM**. 2004. 162 p. Tese (Doutorado). Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2004.

PRONOBIS, M. **The influence of biomass co-combustion on boiler fouling and efficiency**. v. 85, p. 474–480, 2005.

<https://doi.org/10.1016/j.fuel.2005.08.015>

PROTÁSIO, T. et al. **Relação entre o poder calorífico superior e os componentes elementares e minerais da biomassa vegetal**. Pesquisa Florestal Brasileira, Colombo – PR, v. 31, n. 1, p. 113-122, abr./jun. 2011.

REZENDE, E. **Tecnologia para produção de carvão vegetal**. Seminário Interno CAF – CARBONIZAÇÃO. Itabirito, Minas Gerais, 2007.

SAU, D.; BISWAL, K. **Computational fluid dynamics and experimental study of the hydrodynamics of a gas – solid tapered fluidized bed**. Applied Mathematical Modelling. V. 35, p. 2265–2278, 2011.

<https://doi.org/10.1016/j.apm.2010.11.037>

SILVA, D. et al. **Elemental chemical composition of forest biomass at different ages for energy purposes**. Floresta e Ambiente. v. 26, n. 4, p. 1-11, 2019.

<https://doi.org/10.1590/2179-8087.020116>

SILVA, F. **Obtenção de fibra de carbono a partir de lignina do bagaço de cana-de-açúcar**. 2014. 112 p. Dissertação (Mestrado). Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2014.

SILVA, J. **CACHAÇA HISTÓRIA, GASTRONOMIA E TURISMO**. São Paulo: Senac, São Paulo, 2018. 314 p.

SILVA, K. et al. **Utilização da cinza do bagaço da cana-de-açúcar na produção de concreto sustentável**. Diálogos: Economia e Sociedade, Porto Velho, v. 4, n. 2, p. 176-190, 2018.

SILVA, P. **SECAGEM DE RESÍDUOS DE FRUTAS EM SECADOR ROTO-AERADO**. 2014. 93 p. Dissertação (Mestrado). Faculdade de Engenharia Química, Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2014.

<https://doi.org/10.14393/ufu.di.2015.350>

SOUZA, A. et al. **Estudo das aplicações do bagaço da cana-de-açúcar dentro e fora das indústrias sucroalcooleiras**. Revista Brasileira de Energia, v. 21, n. 1, p. 91-115, 2015.

SOYSAL, Y.; ÖZTEKIN, S. **Equilibrium moisture content equations for some medicinal and aromatic plants**. Journal of agricultural Engineering Research, v.74, n.3, p.317-324, 1999.

<https://doi.org/10.1006/jaer.1999.0463>

TAGHIPOUR, F.; ELLIS, N.; WONG, C. **Experimental and computational study of gas – solid fluidized bed hydrodynamics**. Chemical Engineering Science, v. 60, p. 6857–6867, 2005.

<https://doi.org/10.1016/j.ces.2005.05.044>

TAVARES, S.; AMARAL, F. **DETERMINAÇÃO DO TEOR DE FIBRA DE CANA-DE-AÇÚCAR EM DIFERENTES BIOMAS VISANDO O PROCESSAMENTO DE RESÍDUOS PARA A PRODUÇÃO DE BIOCOMBUSTÍVEIS SÓLIDOS E BIOMASSA ENERGÉTICA**. In: Congresso Internacional de Bioenergia, São Paulo, 2014.

TELLES, M.; SARAN, L.; UNÊDA-TREVISOLLI, S. **Produção, propriedades e aplicações de bioplástico obtido a partir da cana-de-açúcar**. Ciência & Tecnologia, [S. l.], v. 2, n. 1, 2011. Disponível em:

<https://citec.fatecjab.edu.br/index.php/citec/article/view/65>. Acesso em: 24 fev. 23.

TRUGILHO, P. et al. **Análise elementar da madeira de clones de Eucalyptus**. Biomassa & Energia, [S.l.], v. 5, n. 1, p. 53-58, 2012.

TRUGILHO, P.; SILVA, D. **Influência da temperatura final de carbonização nas características físicas e químicas do carvão vegetal de jatobá (Himenea courbaril L.)**. Scientia Agrária, v.2, n.2, p.45-53, 2001.

<http://dx.doi.org/10.5380/rsa.v2i1.976>

TSOUMIS, G. **SCIENCE AND TECHNOLOGY OF WOOD: STRUCTURE, PROPERTIES, UTILIZATION**. New York: Van Nostrand Reinold, 1991. 494 p.

V. L. M. M. Silva. et al. **Utilização do bagaço de cana-de-açúcar como biomassa adsorvente na adsorção de poluentes orgânicos**. Revista Eletrônica de Materiais e Processos, v. 2, n. 1, p. 27-32, 2007.

XAVIER, C. et al. **Secagem e avaliação do bagaço de cana de açúcar como adsorvente de corantes têxteis presentes em soluções aquosas**, Revista Matéria, v. 26, n. 1, 2021.

<http://dx.doi.org/10.1590/s1517-707620210001.1237>

WARDLE K.; WELLER H. **Hybrid multiphase CFD Solver for Coupled Dispersed/Segregated Flows in Liquid-Liquid Extraction**. In: International Journal of Chemical Engineering, 2013.

<https://doi.org/10.1155/2013/128936>

WEN, C.; YU, Y. **Mechanics of fluidization**. The Chemical Engineering Progress Symposium Series, v. 162, 1966.

WERTHER, J. et al. **Combustion of Agricultural Residues**. Progress in Energy and Combustion Science, v, 26, p. 1-27, 2000.

[https://doi.org/10.1016/S0360-1285\(99\)00005-2](https://doi.org/10.1016/S0360-1285(99)00005-2)

WYLEN, G.; SONNTAG, R.; BORGNAKKE, C. **Fundamentos da Termodinâmica**. 6. ed. São Paulo: Edgard Blücher, 2003. 584 p.

YEOH, G.; TU, J. **Computational Techniques for Multi-Phase Flows**. Burlington, USA, Butterworth-Heinemann, 2010, 643 p.

ZHAO, P. et al. **Clean solid biofuel production from high moisture content waste biomass employing hydrothermal treatment**. Applied Energy, v. 131, p. 345–367, 2014.

<https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2014.06.038>

ANEXOS

ANEXO I

O algoritmo foi desenvolvido com o objetivo de facilitar a obtenção de dados adicionais durante a execução e cálculo de pós-processamento no software OpenFOAM. Isso ajuda a melhorar a confiabilidade dos resultados, padronizando a sequência de operações e reduzindo a quantidade de interação manual necessária. Alguns dados foram exibidos na tela e outros foram salvos em arquivos de dados em formato de texto.

```

functions
{
    #includeFunc fieldAverage(U.particles, U.gas, alpha.particles, p,
    alpha.gas, H2O.gas)

    difference
    {
        type          coded;
        libs          ("libutilityFunctionObjects.so");
        name          umidadeBio;
        codeWrite
        #{

            volScalarField cellVolu
            (
                IObject
                (
                    "cellVolu",
                    mesh().time().timeName(),
                    mesh(),
                    IObject::NO_READ,
                    IObject::AUTO_WRITE
                ),
                mesh(),
                dimensionedScalar("zero", dimVolume, 0.0)
            );
            cellVolu.ref() = mesh().V();

            const scalarField& volume = mesh().V(); //Volume das
Células

```

```

        const volScalarField& alphaParticles =
mesh().lookupObject<volScalarField>("alpha.particles");
        const volScalarField& alphaGas =
mesh().lookupObject<volScalarField>("alpha.gas");
        const volScalarField& fibrasParticles =
mesh().lookupObject<volScalarField>("fibras.particles");
        const volScalarField& H2OParticles =
mesh().lookupObject<volScalarField>("H2O.particles");
        const volScalarField& rhoPart =
mesh().lookupObject<volScalarField>("thermo:rho.particles");

        auto vTotal = gSum(volume);
        auto vBagaco = gSum(volume * alphaParticles);
        auto vFibras = gSum(volume * alphaParticles *
fibrasParticles);
        auto vH2O = gSum(volume * alphaParticles *
H2OParticles);

        volScalarField massaFibrasVetor(cellVolu *
alphaParticles * fibrasParticles * 1470);
        volScalarField massaH2OVetor (cellVolu * alphaParticles
* H2OParticles * 1000);
        volScalarField massaFHVetor((cellVolu * alphaParticles
* fibrasParticles + cellVolu * alphaParticles * H2OParticles) *
rhoPart);

        auto massaFibras = gSum(massaFibrasVetor);
        auto massaH2O = gSum(massaH2OVetor);
        auto massaFH = gSum(massaFHVetor);

        dimensionedScalar minimo
        (
            "minimo",
            dimensionSet(0, 3, 0, 0, 0, 0, 0),
            SMALL
        );

        volScalarField umidade = massaH2OVetor / (massaH2OVetor
+ massaFibrasVetor + minimo);

        Info << "Volume Total do Secador: " << vTotal << "
m3 " << endl;
        Info << "Volume de Bagaço: " << vBagaco <<
" m3 " << endl;
        Info << "Volume de Fibras: " << vFibras <<
" m3 " << "| Peso das Fibras: " << massaFibras << " kg " << endl;
        Info << "Volume de H2O: " << vH2O << "
m3 " << "| Peso de H2O: " << massaH2O << " kg " << endl ;

```

```

    scalar R = 8.31446261815324; //8.3144; // [Pa*m3/mol*K]
    scalar MMH2O = 18.0153; // [g/mol]
    scalar MMAir = 28.9596; // [g/mol]

    const volScalarField& T =
mesh().lookupObject<volScalarField>("T.gas");
    const volScalarField& P =
mesh().lookupObject<volScalarField>("p");
    const surfaceScalarField& phiGas =
mesh().lookupObject<surfaceScalarField>("phi.gas");
    const volScalarField& H2OGas =
mesh().lookupObject<volScalarField>("H2O.gas");
    const volScalarField& airGas =
mesh().lookupObject<volScalarField>("air.gas");
    const volScalarField& rhoGas =
mesh().lookupObject<volScalarField>("thermo:rho.gas");

    label topo = mesh().boundaryMesh().findPatchID("topo");
    const fvPatchScalarField& Tfvp =
T.boundaryField()[topo];
    const fvPatchScalarField& Pfvp =
P.boundaryField()[topo];
    const scalarField& Phifvp =
phiGas.boundaryField()[topo];
    const fvPatchScalarField& H2Ofvp =
H2OGas.boundaryField()[topo];
    const fvPatchScalarField& airfvp =
airGas.boundaryField()[topo];
    const fvPatchScalarField& rhoGasfvp =
rhoGas.boundaryField()[topo];

    auto rhoH2OGas = Pfvp * MMH2O / (R * Tfvp * 1000);
    auto rhoAirGas = Pfvp * MMAir / (R * Tfvp * 1000);

    auto vazogasV = gSum(Phifvp);
    auto vazoh2ov = gSum(Phifvp * H2Ofvp);
    auto vazoaiv = gSum(Phifvp * airfvp);

    auto vazogasM = gSum(Phifvp * rhoGasfvp);
    auto vazoh2om = gSum(Phifvp * H2Ofvp * rhoH2OGas);
    auto vazoaivm = gSum(Phifvp * airfvp * rhoAirGas);

    Info << " " << endl;
    Info << "Vazao Gas :" << vazogasV << " m3/s " <<
" | " << vazogasM << " kg/s " << endl;
    Info << "Vazao H2O + Air :" << vazoh2ov + vazoaiv
<< " m3/s " << " | " << vazoh2om + vazoaivm << " kg/s " << endl;
    Info << "Vazao H2O :" << vazoh2ov << " m3/s " << "
| " << vazoh2om << " kg/s = " << vazoh2om*3600 << " kg/h " << endl;

```

```

Info    << "Vazao Air : " << vazaoAirV << " m3/s " << "
| " << vazaoAirM << " kg/s = " << vazaoAirM*3600 << " kg/h " << endl;
Info    << " " << endl;

volScalarField umidadeBio
(
    IObject
    (
        "umidadeBio",
        mesh().time().timeName(),
        mesh(),
        IObject::NO_READ
    ),
    mesh(),
    dimensionedScalar("zero", dimensionSet(0, 0, 0
, 0, 0, 0, 0), 0.0)
);

umidadeBio = umidade;

if(mesh().time().outputTime())
{
    umidadeBio.write();
}

const fileName& outputFile =
"postProcessing/Dados.dat";

OStream os
(
    outputFile,
    IOstream::ASCII,
    IOstream::currentVersion,
    IOstream::UNCOMPRESSED,
    true
);

os << mesh().time().timeName() << tab << vazaoH2OM*3600
<< tab << massaFibras << tab << massaH2O << tab << "Vazao Gas:" << tab
<< vazaoGasV << tab << "m3/s " << tab << massaFH << endl;
    #};

}

continuidade
{
    type            coded;
    libs            ("libutilityFunctionObjects.so");
}

```



```

name teste;
codeWrite
#{
    const volScalarField& alphaParticles =
mesh().lookupObject<volScalarField>("alpha.particles");
    const volScalarField& alphaGas =
mesh().lookupObject<volScalarField>("alpha.gas");
    const volScalarField& rhoGas =
mesh().lookupObject<volScalarField>("thermo:rho.gas");
    const volScalarField& rhoParticles =
mesh().lookupObject<volScalarField>("thermo:rho.particles");
    const surfaceScalarField& alphaRhoPhiGas =
mesh().lookupObject<surfaceScalarField>("alphaRhoPhi.gas");
    const surfaceScalarField& alphaRhoPhiParticles =
mesh().lookupObject<surfaceScalarField>("alphaRhoPhi.particles");

    const scalarField& v = mesh().V();

    //////////////////////////////////////// Calcular Fluxo Mássico Inlet
    ////////////////////////////////////////
    label inlet01 =
mesh().boundaryMesh().findPatchID("inlet01");
    label inlet02 =
mesh().boundaryMesh().findPatchID("inlet02");
    const scalarField& alphaRhoPhiGasIn01 =
alphaRhoPhiGas.boundaryField()[inlet01];
    const scalarField& alphaRhoPhiGasIn02 =
alphaRhoPhiGas.boundaryField()[inlet02];
    const scalarField& alphaRhoPhiParticlesIn01 =
alphaRhoPhiParticles.boundaryField()[inlet01];
    const scalarField& alphaRhoPhiParticlesIn02 =
alphaRhoPhiParticles.boundaryField()[inlet02];
    auto vazAlphaRhoPhiGasMInlet = gSum(alphaRhoPhiGasIn01
+ alphaRhoPhiGasIn02);
    auto vazAlphaRhoPhiParticlesMInlet =
gSum(alphaRhoPhiParticlesIn01 + alphaRhoPhiParticlesIn02);

    //////////////////////////////////////// Calcular Fluxo Mássico
outlet ////////////////////////////////////////
    label outlet =
mesh().boundaryMesh().findPatchID("topo");
    const scalarField& alphaRhoPhiGasOutlet =
alphaRhoPhiGas.boundaryField()[outlet];
    const scalarField& alphaRhoPhiParticlesOutlet =
alphaRhoPhiParticles.boundaryField()[outlet];
    auto vazAlphaRhoPhiGasMOutlet =
gSum(alphaRhoPhiGasOutlet);
    auto vazAlphaRhoPhiParticlesMOutlet =
gSum(alphaRhoPhiParticlesOutlet);

```

```

////////////////////////////////////// Calcular Massa Interna
//////////////////////////////////////
    auto mGasInterno = gSum(alphaGas*rhoGas*v);
    auto mParticlesInterno =
gSum(alphaParticles*rhoParticles*v);

////////////////////////////////////// Calcular Massa Agua Out
//////////////////////////////////////

    const volScalarField& H2OGas =
mesh().lookupObject<volScalarField>("H2O.gas");
    const volScalarField& airGas =
mesh().lookupObject<volScalarField>("air.gas");
    const volScalarField& P =
mesh().lookupObject<volScalarField>("p");
    const volScalarField& T =
mesh().lookupObject<volScalarField>("T.gas");
    const surfaceScalarField& phiGas =
mesh().lookupObject<surfaceScalarField>("phi.gas");
    const scalarField& Phifvp =
phiGas.boundaryField()[outlet];
    const fvPatchScalarField& H2Ofvp =
H2OGas.boundaryField()[outlet];
    const fvPatchScalarField& airfvp =
airGas.boundaryField()[outlet];
    const fvPatchScalarField& Tfvp =
T.boundaryField()[outlet];
    const fvPatchScalarField& Pfvp =
P.boundaryField()[outlet];

    scalar R = 8.31446261815324; //8.3144; //[Pa*m3/mol*K]

    scalar MMH2O = 18.0153; //[g/mol]
    scalar MMAir = 28.9596; //[g/mol]

    auto rhoH2OGas = Pfvp * MMH2O / (R * Tfvp * 1000);
    auto rhoAirGas = Pfvp * MMAir / (R * Tfvp * 1000);

    auto vazaoH2OM = gSum(Phifvp * H2Ofvp * rhoH2OGas);
    auto vazaoAirM = gSum(Phifvp * airfvp * rhoAirGas);

////////////////////////////////////// Escrever Arquivo
//////////////////////////////////////
    const fileName& outputFile =
"postProcessing/continuidade.dat";
    OFstream os

```

```

        (
            outputFile,
            ostream::ASCII,
            ostream::currentVersion,
            ostream::UNCOMPRESSED,
            true
        );

        os << mesh().time().timeName() << tab
        << vazaoAlphaRhoPhiGasMInlet << tab
        << vazaoAlphaRhoPhiParticlesMInlet << tab
        << vazaoAlphaRhoPhiGasMOutlet << tab
        << vazaoAlphaRhoPhiParticlesMOutlet << tab
        << mGasInterno << tab
        << mParticlesInterno << tab
        << vazaoH2OM << tab
        << vazaoAirM << tab
        << endl;
    #};
}

inletPressure01
{
    type            surfaceFieldValue;
    libs            ( "libfieldFunctionObjects.so" );
    writeControl    runTime;
    writeInterval   0.0001;
    log             true;
    writeFields     false;
    regionType      patch;
    name            inlet01;
    operation        average;
    fields          ( p );
}

alphaVolIntegration
{
    type            volFieldValue;
    libs            ("libfieldFunctionObjects.so");
    log             true;
    writeControl    timeStep;
    writeFields     false;
    regionType      all;
    operation        weightedAverage;
    fields          (
        H2O.particles
        fibras.particles
    )
}

```

```
    );  
  }  
  
inletGasFlux  
{  
  type          surfaceFieldValue;  
  libs          ("libfieldFunctionObjects.so");  
  writeControl  timeStep;  
  log           true;  
  writeFields   false;  
  regionType    patch;  
  name          inlet01;  
  operation     sum;  
  fields  
  (  
    alphaRhoPhi.gas  
    alphaRhoPhi.particles  
  );  
}  
  
outletGasFlux  
{  
  type          surfaceFieldValue;  
  libs          ("libfieldFunctionObjects.so");  
  writeControl  timeStep;  
  log           true;  
  writeFields   false;  
  regionType    patch;  
  name          topo;  
  operation     sum;  
  fields  
  (  
    alphaRhoPhi.gas  
    alphaRhoPhi.particles  
  );  
}  
  
inletH2OFluxinlet01  
{  
  type          surfaceFieldValue;  
  libs          ("libfieldFunctionObjects.so");  
  writeControl  timeStep;  
  log           true;  
  writeFields   false;  
  regionType    patch;  
  name          inlet01;  
  operation     weightedSum;
```

```
weightField    alphaRhoPhi.gas;
fields
(
    H2O.gas
);
}

inletH2OFluxinlet02
{
    type          surfaceFieldValue;
    libs          ("libfieldFunctionObjects.so");
    writeControl  timeStep;
    log           true;
    writeFields   false;
    regionType    patch;
    name          inlet02;
    operation     weightedSum;
    weightField   alphaRhoPhi.gas;
    fields
    (
        H2O.gas
    );
}

outletH2OFlux
{
    type          surfaceFieldValue;
    libs          ("libfieldFunctionObjects.so");
    writeControl  timeStep;
    log           true;
    writeFields   false;
    regionType    patch;
    name          topo;
    operation     weightedSum;
    weightField   alphaRhoPhi.gas;
    fields
    (
        H2O.gas
    );
}

alphaInlet
{
    type          surfaceFieldValue;
    libs          ("libfieldFunctionObjects.so");
    writeControl  timeStep;
    log           true;
    writeFields   false;
    regionType    patch;
```

```
name          inlet01;
operation      average;
fields
(
    alpha.gas
    alpha.particles
);
}

Tmedio
{
    type        surfaceFieldValue;
    libs        ("libfieldFunctionObjects.so");
    writeControl  timeStep;
    log         true;
    writeFields  false;
    regionType   patch;
    name         topo;
    operation    average;
    fields
    (
        T.gas
    );
}
}
```

ANEXO II

Algoritmo Computacional em EES

```

fluido$ = 'Steam_IAPWS'
Ubagaco,e = 0,5176
Tfumaca = 290,5 [C]
Tamb = 24,43 [C]

Pamb = 1 [atm] ·  $\left| 101,325 \cdot \frac{\text{kPa}}{\text{atm}} \right|$ 

P2 = 75 ·  $\left| 6,895 \cdot \frac{\text{kPa}}{\text{lbf/in}^2} \right|$ 

x2 = 1
T2 = T ( fluido$ ; P = P2 ; x = x2 )
h2 = h ( fluido$ ; P = P2 ; x = x2 )
x7 = x ( fluido$ ; P = P7 ; T = T7 )
T7 = 75 [C]
P7 = P2
h7 = h ( fluido$ ; T = T7 ; P = P7 )
producaoCaldeira = 1000 [kg/h]

mVapor =  $\frac{\text{producaoCaldeira}}{3600 \text{ [s/h]}}$ 

Qgv + mVapor · h2 = mVapor · h7
EffGV = 0,8

EffGV =  $\frac{Q_{gv}}{m_{\text{Bagaco,seco}} \cdot \text{PCI}}$ 
PERP = 100 [kPa]
TERP = 25 [C]
ur = 0,5397

w = ω ( AIRH2O ; T = Tamb ; R = ur ; P = Pamb )
marH2O = w · mars

wFoam = ω ( AIRH2O ; T = 35 ; R = 0,45 ; P = Pamb )
ρagua = ρ ( H2O ; T = 25 ; P = 101,325 )
maru = mars + marH2O

cpgas = Cp ( Air ; T = 226,85 [C] )
calorLatente = Enthalpyvaporization ( Water ; T = 25 [C] )

```

$$\text{Aguarho} = \rho(\text{Water}; T = 1500 \text{ [C]}; P = P_{\text{amb}})$$

$$\text{compos}_1 = 42,09$$

$$\text{compos}_2 = 5,31$$

$$\text{compos}_3 = 0,64$$

$$\text{compos}_4 = 0,7$$

$$\text{compos}_5 = 46,74$$

$$\text{MM}_{\text{bagaco}} = \sum_{i=1}^5 (\text{compos}_i / 100 \text{ MMe}_i)$$

$$\text{Ca} = 42,09 \cdot \frac{m_{\text{Bagaco;seco}}}{100}$$

$$\text{Hi} = 5,31 \cdot \frac{m_{\text{Bagaco;seco}}}{100}$$

$$\text{Ni} = 0,64 \cdot \frac{m_{\text{Bagaco;seco}}}{100}$$

$$\text{En} = 0,7 \cdot \frac{m_{\text{Bagaco;seco}}}{100}$$

$$\text{Ox} = 46,74 \cdot \frac{m_{\text{Bagaco;seco}}}{100}$$

$$\text{Cap} = \frac{42,09}{100}$$

$$\text{Hip} = \frac{5,31}{100}$$

$$\text{Nip} = \frac{0,64}{100}$$

$$\text{Enp} = \frac{0,7}{100}$$

$$\text{Oxp} = \frac{46,74}{100}$$

$$\text{MMe}_1 = \text{MolarMass}(\text{C})$$

$$\text{MMe}_2 = \text{MolarMass}(\text{H})$$

$$\text{MMe}_3 = \text{MolarMass}(\text{N})$$

$$\text{MMe}_4 = \text{MolarMass}(\text{s})$$

$$\text{MMe}_5 = \text{MolarMass}(\text{O})$$

$$\text{MMe}_6 = \text{MolarMass}(\text{H}_2\text{O})$$

$$\text{MMe}_7 = \text{MolarMass}(\text{O}_2)$$

$$\text{MMe}_8 = \text{MolarMass}(\text{N}_2)$$

$$\text{MMe}_9 = \text{MolarMass}(\text{H}_2\text{O})$$

$$MMS_1 = \text{MolarMass} (\text{CO}_2)$$

$$MMS_2 = \text{MolarMass} (\text{H}_2\text{O})$$

$$MMS_3 = \text{MolarMass} (\text{SO}_2)$$

$$MMS_4 = \text{MolarMass} (\text{N}_2)$$

$$MMS_5 = \text{MolarMass} (\text{O}_2)$$

$$ne_1 = \frac{\text{Ca}}{MMe_1}$$

$$ne_2 = \frac{\text{Hi}}{MMe_2}$$

$$ne_3 = \frac{\text{Ni}}{MMe_3}$$

$$ne_4 = \frac{\text{En}}{MMe_4}$$

$$ne_5 = \frac{\text{Ox}}{MMe_5}$$

$$ne_6 = \frac{\text{magua}_{\text{bagaco}}}{MMe_6}$$

$$ne_9 = w \cdot \left[\frac{ne_7 \cdot MMe_7 + ne_8 \cdot MMe_8}{MMe_9} \right]$$

$$me_1 = ne_1 \cdot MMe_1$$

$$me_2 = ne_2 \cdot MMe_2$$

$$me_3 = ne_3 \cdot MMe_3$$

$$me_4 = ne_4 \cdot MMe_4$$

$$me_5 = ne_5 \cdot MMe_5$$

$$me_6 = ne_6 \cdot MMe_6$$

$$me_7 = ne_7 \cdot MMe_7$$

$$me_8 = ne_8 \cdot MMe_8$$

$$me_9 = ne_9 \cdot MMe_9$$

$$ms_1 = ns_1 \cdot MMS_1$$

$$ms_2 = ns_2 \cdot MMS_2$$

$$ms_3 = ns_3 \cdot MMS_3$$

$$ms_4 = ns_4 \cdot MMS_4$$

$$ms_5 = ns_5 \cdot MMS_5$$

$$ne_1 = ns_1$$

$$ne_2 + 2 \cdot ne_6 + 2 \cdot ne_9 = 2 \cdot ns_2$$

$$ne_3 + 2 \cdot ne_8 = 2 \cdot ns_4$$

$$ne_8 = \frac{79}{21} \cdot ne_7$$

$$ne_4 = ns_3$$

$$ne_5 + ne_6 + 2 \cdot fi \cdot est + ne_9 = 2 \cdot ns_1 + ns_2 + 2 \cdot ns_3 + 2 \cdot ns_5$$

$$ne_7 = fi \cdot est$$

$$ns_5 = est \cdot (fi - 1)$$

$$fi = 1,3$$

$$m_{\text{comb,umido}} = \sum_{i=1}^6 (ne_i \cdot MMe_i)$$

$$mar_u = \sum_{i=7}^9 (ne_i \cdot MMe_i)$$

$$massaMolar = \frac{\sum_{i=1}^6 (ne_i \cdot MMe_i)}{\sum_{i=1}^6 (ne_i)}$$

$$AC = \frac{mar_u}{m_{\text{comb,umido}}}$$

$$m_{\text{combAr}} = \frac{mar_s}{m_{\text{comb,seco}}}$$

$$v_1 = \mathbf{v} (CO_2 ; T = T_{\text{fumaca}} ; P = P_{\text{amb}})$$

$$v_2 = \mathbf{v} (H_2O ; T = T_{\text{fumaca}} ; P = P_{\text{amb}})$$

$$v_3 = \mathbf{v} (SO_2 ; T = T_{\text{fumaca}} ; P = P_{\text{amb}})$$

$$v_4 = \mathbf{v} (N_2 ; T = T_{\text{fumaca}} ; P = P_{\text{amb}})$$

$$v_5 = \mathbf{v} (O_2 ; T = T_{\text{fumaca}} ; P = P_{\text{amb}})$$

$$V_{\text{fumaca}} = \sum_{i=1}^5 (v_i \cdot ns_i \cdot MMs_i)$$

$$me = \sum_{i=1}^9 (ne_i \cdot MMe_i)$$

$$ms = \sum_{i=1}^5 (ns_i \cdot MMs_i)$$

$$massaAguascaldeira = ns_2 \cdot MMs_2$$

$$massarsecoscaldeira = ns_1 \cdot MMs_1 + ns_3 \cdot MMs_3 + ns_4 \cdot MMs_4 + ns_5 \cdot MMs_5$$

$$u_{s,caldeira} = \frac{massaAguascaldeira}{massarsecoscaldeira}$$

$$P1 = 1 \text{ [atm]} \cdot \left| 101,325 \cdot \frac{\text{kPa}}{\text{atm}} \right|$$

$$Tdb = 350 \text{ [C]}$$

$$v = \mathbf{v} (\text{AIRH2O} ; T = Tdb ; w = u_{s;caldeira} ; P = P1)$$

$$u_{\text{bagaco};e} \cdot \frac{m_{\text{comb};\text{seco}}}{m_{\text{comb};\text{seco}}} = \mathbf{exp} (-0,0249 \cdot \text{tempo1}^{1,2571})$$

$$u_{\text{bagaco};s} \cdot \frac{m_{\text{comb};\text{seco}}}{m_{\text{comb};\text{seco}}} = \mathbf{exp} (-0,0249 \cdot \text{tempo2}^{1,2571})$$

$$\text{tempo} = (\text{tempo2} - \text{tempo1}) \cdot 60 \text{ [s]}$$

$$m_{\text{comb};\text{umido}} \cdot (1 - u_{\text{bagaco};s}) = m_{\text{comb};\text{seco}}$$

$$m_{\text{agua;bagaco}} = m_{\text{comb};\text{umido}} - m_{\text{comb};\text{seco}}$$

$$he_1 = \mathbf{h} (\text{C(GR)} ; T = \text{TERP})$$

$$he_2 = \mathbf{h} (\text{H2} ; T = \text{TERP})$$

$$he_3 = \mathbf{h} (\text{N2} ; T = \text{TERP})$$

$$he_4 = -611,8$$

$$he_5 = -\mathbf{h} (\text{O} ; T = \text{TERP})$$

$$he_6 = \mathbf{h} (\text{H2O} ; T = \text{TERP})$$

$$he_7 = \mathbf{h} (\text{O2} ; T = \text{TERP})$$

$$he_8 = \mathbf{h} (\text{N2} ; T = \text{TERP})$$

$$he_9 = \mathbf{h} (\text{H2O} ; T = \text{TERP})$$

$$hs_{\text{agua;bagaco}} = \mathbf{h} (\text{fluido\$} ; T = T_{\text{amb}} ; x = 0)$$

$$hs_1 = \mathbf{h} (\text{CO2} ; T = \text{TERP})$$

$$hs_2 = \mathbf{h} (\text{H2O} ; T = \text{TERP})$$

$$hs_3 = \mathbf{h} (\text{SO2} ; T = \text{TERP})$$

$$hs_4 = \mathbf{h} (\text{N2} ; T = \text{TERP})$$

$$hs_5 = \mathbf{h} (\text{O2} ; T = \text{TERP})$$

$$hs_{\text{agua;bagaco}} = \mathbf{h} (\text{fluido\$} ; T = 100 ; x = 0)$$

$$\Delta h_{\text{vap}} = \mathbf{Enthalpy}_{\text{vaporization}} (\text{fluido\$} ; T = 100)$$

$$Qc + \sum_{i=1}^9 (ne_i MMe_i he_i) = \sum_{i=1}^5 (ns_i MMs_i hs_i) + m_{\text{agua;bagaco}} \cdot \Delta h_{\text{vap}}$$

$$PCI = \frac{Qc}{m_{\text{comb};\text{seco}}}$$

$$PCI_{\text{bu}} = \frac{Qc}{m_{\text{bagaco};s;\text{sec}}}$$

$$PCI_{\text{kcal}} = PCI \cdot \left| 0,2388 \cdot \frac{\text{kcal/kg}}{\text{kJ/kg}} \right|$$

$$PCI_{kcal,formula} = - \left[7832 \cdot Cap + \left(Hip - \frac{Oxp}{8} \right) \cdot 28650 + 2065 \cdot Enp - 615 \cdot U_{bagaco,s} \right]$$

$$T_{comb} = 20$$

$$Tar = 20$$

$$hee_1 = h (C(GR) ; T = T_{comb})$$

$$hee_2 = h (H_2 ; T = T_{comb})$$

$$hee_3 = h (N_2 ; T = T_{comb})$$

$$hee_4 = - 611,8$$

$$hee_5 = - h (O ; T = T_{comb})$$

$$hee_6 = h (H_2O ; T = Tar)$$

$$hee_7 = h (O_2 ; T = Tar)$$

$$hee_8 = h (N_2 ; T = Tar)$$

$$hee_9 = h (H_2O ; T = Tar)$$

$$hss_1 = h (CO_2 ; T = T_{chama})$$

$$hss_2 = h (H_2O ; T = T_{chama})$$

$$hss_3 = h (SO_2 ; T = T_{chama})$$

$$hss_4 = h (N_2 ; T = T_{chama})$$

$$hss_5 = h (O_2 ; T = T_{chama})$$

$$Q_{comb} = \sum_{i=1}^6 (ne_i MMe_i hee_i) - \sum_{i=1}^6 (ne_i MMe_i he_i)$$

$$Q_{ar} = \sum_{i=7}^9 (ne_i MMe_i hee_i) - \sum_{i=7}^9 (ne_i MMe_i he_i)$$

$$Q_{fumos} = \sum_{i=1}^5 (ns_i MMs_i hss_i) - \sum_{i=1}^5 (ns_i MMs_i hs_i)$$

$$Q_{ar} + Q_{comb} - Q_{fumos} = Q_c$$

$$m_{Bagaco,sec} = m_{bagaco,e,sec} \cdot (1 - U_{bagaco,e})$$

$$m_{Bagaco,sec} = m_{bagaco,s,sec} \cdot (1 - U_{bagaco,s})$$

$$\Delta m_{H_2O_{secador}} = m_{bagaco,e,sec} - m_{bagaco,s,sec}$$

$$Q_{Secagem} = \Delta m_{H_2O_{secador}} \cdot (\Delta h_{vap} + h_{sagua,bagaco} - h_{eagua,bagaco})$$

$$he_{sec,1} = h (C(GR) ; T = Tamb)$$

$$he_{sec,2} = h (H_2 ; T = Tamb)$$

$$he_{sec,3} = h (N_2 ; T = Tamb)$$

$$he_{sec,4} = - 611,8$$

$$he_{sec,5} = - h (O ; T = Tamb)$$

$$he_{sec,6} = h (H_2O ; T = Tamb)$$

$$h_{e_{sec;7}} = h(O_2; T = T_{fumaca})$$

$$h_{e_{sec;8}} = h(N_2; T = T_{fumaca})$$

$$h_{e_{sec;9}} = h(H_2O; T = T_{fumaca})$$

$$T_{sec_s} = T_{fumaca}$$

$$h_{s_{sec;1}} = h(C(GR); T = T_{sec_s})$$

$$h_{s_{sec;2}} = h(H_2; T = T_{sec_s})$$

$$h_{s_{sec;3}} = h(N_2; T = T_{sec_s})$$

$$h_{s_{sec;4}} = -611,8$$

$$h_{s_{sec;5}} = -h(O; T = T_{sec_s})$$

$$h_{s_{sec;6}} = h(H_2O; T = T_{sec_s})$$

$$h_{s_{sec;7}} = h(O_2; T = T_{sec_s})$$

$$h_{s_{sec;8}} = h(N_2; T = T_{sec_s})$$

$$h_{s_{sec;9}} = h(H_2O; T = T_{sec_s})$$

$$h_{a_{sec;e}} = h(AIRH_2O; T = T_{fumaca}; w = w; P = PERP)$$

$$h_{a_{sec;s}} = h[AIRH_2O; T = T_{amb}; w = |ur_{Ar;s}|; P = PERP]$$

$$ur_{Ar;s} = \frac{m_{a_{H_2O}} + \Delta m_{H_2O_{secador}}}{m_{a_{secador}}}$$

$$\sum_{j=1}^5 (n_{e_j} MME_j h_{e_{sec;j}}) + m_{bagCO_2;sec} \cdot U_{bagCO_2} \cdot h_{e_{sec;6}} + m_{a_{secador}} \cdot h_{a_{sec;e}} = \sum_{j=1}^5 (n_{e_j} MME_j h_{e_{sec;j}}) + m_{bagCO_2;sec} \cdot U_{bagCO_2} \cdot h_{e_{sec;6}} + m_{a_{secador}} \cdot h_{a_{sec;s}}$$

$$\Delta h_{vap2} = \text{Enthalpy}_{\text{vaporization}} (\text{Water}; T = Temp_4)$$

$$Temp_1 = T_{cha}$$

$$Temp_2 = T_{amb}$$

$$Temp_4 = T_{amb}$$

$$ur_2 = ur$$

$$ur_4 = 1$$

$$m_{Agua_1} = ns_2 \cdot MMS_2$$

$$m_{Ar_1} = \sum_{i=1}^5 (ns_i MMS_i) - m_{Agua_1}$$

$$m_{Ar_1} + m_{Ar_2} = m_{Ar_4}$$

$$m_{Ar_1} + m_{Ar_2} = m_{Ar_3}$$

$$m_{Agua_1} + m_{Agua_2} + m_{evap} = m_{Agua_4}$$

$$m_{Agua_1} + m_{Agua_2} = m_{Agua_3}$$

$$w_2 = \omega(AIRH_2O; T = Temp_2; R = ur_2; P = P_{amb})$$

$$w_4 = \omega(AIRH_2O; T = Temp_4; R = ur_4; P = P_{amb})$$

$$p_3 = \rho(AIRH_2O; T = Temp_3; w = w_3; P = P_{amb})$$

$$w_1 = \frac{m_{\text{Agua}_1}}{m_{\text{Ar}_1}}$$

$$w_2 = \frac{m_{\text{Agua}_2}}{m_{\text{Ar}_2}}$$

$$w_3 = \frac{m_{\text{Agua}_3}}{m_{\text{Ar}_3}}$$

$$w_4 = \frac{m_{\text{Agua}_4}}{m_{\text{Ar}_4}}$$

$$h_{ent1} = h(\text{AIRH2O}; T = \text{Temp}_1; w = w_1; P = P_{\text{amb}})$$

$$h_{ent2} = h(\text{AIRH2O}; T = \text{Temp}_2; w = w_2; P = P_{\text{amb}})$$

$$h_{ent3} = h(\text{AIRH2O}; T = \text{Temp}_3; w = w_3; P = P_{\text{amb}})$$

$$h_{ent4} = h(\text{AIRH2O}; T = \text{Temp}_4; w = w_4; P = P_{\text{amb}})$$

$$(m_{\text{Ar}_3} + m_{\text{Agua}_3}) \cdot h_{ent3} = (m_{\text{Ar}_4} + m_{\text{Agua}_4}) \cdot h_{ent4} + m_{\text{evap}} \cdot \Delta h_{\text{vap}2}$$

$$(m_{\text{Ar}_1} + m_{\text{Agua}_1}) \cdot h_{ent1} + (m_{\text{Ar}_2} + m_{\text{Agua}_2}) \cdot h_{ent2} = (m_{\text{Ar}_3} + m_{\text{Agua}_3}) \cdot h_{ent3}$$

$$\text{Energia}_{\text{evap}} = m_{\text{evap}} \cdot \Delta h_{\text{vap}2}$$

$$\text{Energia}_{\text{gas}} = (m_{\text{Ar}_1} + m_{\text{Agua}_1}) \cdot C_{\text{ps}_{\text{medio}}} \cdot (T_{\text{cha}} - T_{\text{amb}})$$

$$m_{\text{bagacoSaiSecador}} = m_{\text{bagaco}_{e;\text{sec}}} - m_{\text{evap}}$$

$$U_{\text{bagacoFinal}} = \frac{m_{\text{bagacoSaiSecador}} - m_{\text{Bagaco;sec}}}{m_{\text{bagacoSaiSecador}}}$$

$$ur_1 = \text{RH}(\text{AIRH2O}; T = \text{Temp}_1; w = w_1; P = P_1)$$

$$ur_3 = \text{RH}(\text{AIRH2O}; T = \text{Temp}_3; w = w_3; P = P_1)$$

$$ur_5 = \text{RH}(\text{AIRH2O}; T = 25; w = w_3; P = P_1)$$

$$y_{s1} = n_{s1} \cdot \frac{M_{s1}}{m_s}$$

$$y_{s2} = n_{s2} \cdot \frac{M_{s2}}{m_s}$$

$$y_{s3} = n_{s3} \cdot \frac{M_{s3}}{m_s}$$

$$y_{s4} = n_{s4} \cdot \frac{M_{s4}}{m_s}$$

$$y_{s5} = n_{s5} \cdot \frac{M_{s5}}{m_s}$$

$$C_{ps1} = \text{Cp}(\text{CO}_2; T = T_{\text{cha}})$$

$$C_{ps2} = \text{Cp}(\text{H}_2\text{O}; T = T_{\text{cha}})$$

$$C_{ps3} = \text{Cp}(\text{SO}_2; T = T_{\text{cha}})$$

$$C_{ps4} = \text{Cp}(\text{N}_2; T = T_{\text{cha}})$$

$$C_{ps5} = \text{Cp}(\text{O}_2; T = T_{\text{cha}})$$

$$Cps_{medio} = \sum_{i=1}^5 (ys_i Cps_i)$$

$$-(1 - Eff_{GV}) \cdot PCI \cdot m_{comb;seco} = ms \cdot Cps_{medio} \cdot (Tcha - Tamb)$$

$$Qdis_{gas} = (1 - Eff_{GV}) \cdot PCI \cdot m_{comb;seco}$$

$$vEntradaSecador = v(AIRH2O ; T = Temp_2 ; R = ur ; P = Pamb)$$

$$Qarm3s = (mAr_2 + mAgua_2) \cdot vEntradaSecador$$

$$Pow_{VentFijo} = Qarm3s \cdot \frac{1,5}{0,6 \cdot 0,85 \cdot 0,95}$$

$$Tamb1 = Tamb + 273,15 \text{ [K]}$$

$$Pamb1 = Pamb \cdot 1000 \text{ [Pa]}$$

$$t1_{sol} = Tamb1$$

$$T1_{ar} = Tfumaca + 273,15 \text{ [K]}$$

$$m1_{sol} = U_{bagaco,e}$$

$$G1 = ms$$

$$cp_{sol} = 1160$$

$$dp = 0,05 \cdot 10^6$$

$$N = 4$$

$$S = 0,01$$

$$u = 1,5 \text{ [m/s]}$$

$$W_{seco} = m_{Bagaco;seco}$$

$$mbue = \frac{W_{seco}}{1 - m1_{sol}}$$

$$w1 = mbue \cdot m1_{sol}$$

$$mbus \cdot (1 - m2_{sol}) = W_{seco}$$

$$w2 = mbus \cdot m2_{sol}$$

$$W_{evap} = w1 - w2$$

$$Tf_{cristo} = 0,05 \cdot (T1_{ar} - 273,15) + 64,5 + 273,15$$

$$tref = 373,15$$

$$cp_{vapor} = C_v \left[AIRH2O ; T = Tf_{cristo} - 273,15 ; w = 1 ; P = \frac{Pamb1}{1000} \right] \cdot 1000$$

$$cp_{agua} = C_p \left[Water ; T = Tamb1 - 273,15 ; P = \frac{Pamb1}{1000} \right] \cdot 1000$$

$$lambida = \text{Enthalpy}_{vaporization} (Water ; T = tref - 273,15) \cdot 1000$$

$$cp_{ar} = C_p (Air ; T = Tf_{cristo} - 273,15) \cdot 1000$$

$$d_{ar} = \rho \left[Air ; T = Tf_{cristo} - 273,15 ; P = \frac{Pamb1}{1000} \right]$$

$$d_{\text{vapor}} = \rho(\text{Steam}_{\text{IAPWS}}; x=1; T=T_{\text{fcriso}} - 273,15)$$

$$Q_1 = W_{\text{evap}} \cdot (\lambda + c_{\text{pvapor}} \cdot (T_{\text{fcriso}} - t_{\text{ref}}) - c_{\text{pagua}} \cdot (t_{\text{sol}} - t_{\text{ref}}))$$

$$Q_2 = W_{\text{seco}} \cdot c_{\text{psol}} \cdot (T_{\text{fcriso}} - t_{\text{sol}})$$

$$Q_3 = w_2 \cdot c_{\text{pvapor}} \cdot (T_{\text{fcriso}} - t_{\text{sol}})$$

$$Q_{\text{tot1}} = Q_1 + Q_2 + Q_3$$

$$Q_{\text{tot2}} = Q_{\text{tot1}} \cdot \left[\frac{T_{1_{\text{ar}}} - T_{\text{amb1}}}{T_{1_{\text{ar}}} - T_{\text{fcriso}}} \right] \cdot 1,25$$

$$G1 = \frac{Q_{\text{tot2}}}{(T_{1_{\text{ar}}} - T_{\text{amb1}}) \cdot c_{\text{par}}}$$

$$G2 = \frac{Q_{\text{tot2}}}{(T_{1_{\text{ar}}} - T_{\text{amb1}}) \cdot c_{\text{par}}} \cdot 1,2$$

$$G2 = G2 + W_{\text{evap}}$$

$$g_{\text{zinho2}} = \frac{G2}{d_{\text{ar}}} + \frac{W_{\text{evap}}}{d_{\text{vapor}}}$$

$$u = 1,5$$

$$D = \sqrt{4 \cdot \frac{g_{\text{zinho2}}}{0,85 \cdot \pi \cdot u}}$$

$$L = 7 \cdot D2$$

$$Nt = \frac{T_{1_{\text{ar}}} - T_{\text{fcriso}}}{T_{1_{\text{ar}}} - t_{\text{sol}}}$$

$$\text{EffSec}_{\text{rota}} = \frac{Q_{\text{tot2}}}{W_{\text{evap}}}$$

$$W_{\text{umido}} = W_{\text{seco}} + w_1$$

$$B = 5 \cdot d_p^{-0,5}$$

$$F = W_{\text{seco}} \cdot \frac{4}{\pi \cdot D^2}$$

$$G = G2 \cdot \frac{4}{\pi \cdot D^2}$$

$$\text{tempo}_{\text{residencia}} = 0,23 \cdot \frac{L}{S \cdot N^{0,9} \cdot D} - 2 \cdot B \cdot L \cdot \frac{G}{F}$$

$$\text{Pow}_{\text{ROT}} = 0,3 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot L$$

$$\text{Pow}_{\text{ventrot}} = g_{\text{zinho2}} \cdot \frac{1,5}{0,6 \cdot 0,85 \cdot 0,95}$$

$$R_{\text{bio}} = 120$$

$$\text{fluxo}_{\text{Bagaco}} = \frac{507,24}{3600}$$

$$\text{tempo}_{\text{res}} = \text{tempo}_{\text{residencia}} \cdot 60$$

$$\text{fluxoBagaco} = \rho_{\text{bio}} \cdot 7 \cdot \frac{D_{\text{ali}}}{\text{tempo}_{\text{res}}} \cdot \pi \cdot \frac{D_{\text{ali}}^2}{4}$$

$$\text{fluxoBagaco} = \rho_{\text{bio}} \cdot 7 \cdot \frac{D_{\text{rot}}}{\text{tempo}_{\text{res}}} \cdot \pi \cdot D_{\text{rot}}^2 \cdot \frac{0,15}{4}$$

$$D_{\text{rot}2}^3 = \text{fluxoBagaco} \cdot \text{tempo}_{\text{res}} \cdot \frac{4}{\rho_{\text{bio}} \cdot 7 \cdot \pi \cdot 0,15}$$

$$P_{\text{Id}} = 7$$

$$T_O = 0,15$$

$$D_{\text{rot}3}^3 = 4 \cdot \text{fluxoBagaco} \cdot \frac{\text{tempo}_{\text{res}}}{\pi \cdot \rho_{\text{bio}} \cdot P_{\text{Id}} \cdot T_O}$$

$$\text{velocidade} = 7 \cdot \frac{D_{\text{ali}}}{\text{tempo}_{\text{res}}}$$

$$\text{massa}_{\text{secagem}} = \text{fluxoBagaco} \cdot 3600$$

$$\text{volume}_{35} = \frac{\text{massa}_{\text{secagem}}}{\rho_{\text{bio}}}$$

$$\text{volume}_{100} = \text{volume}_{35} \cdot \frac{100}{35}$$

$$\pi \cdot \frac{1,5^2}{4} \cdot L_{\text{silo}} = \text{volume}_{100}$$

$$\pi \cdot \frac{d_{\text{alimentacao}}^2}{4} \cdot L_{\text{silo}} = \text{volume}_{35}$$

$$\text{velocidadeBio} = \frac{\text{fluxoBagaco}}{\rho_{\text{bio}}}$$

$$\frac{1492}{3600} = \rho \cdot \text{VelocidaAr} \cdot \pi \cdot \frac{1,5^2}{4}$$

$$\mu = \mathbf{Visc} (\text{Air}_{\text{ha}} ; T = 200 ; P = P_{\text{amb}})$$

$$\text{Re} = 1,5 \cdot \text{velocidade} \cdot \frac{\rho}{\mu}$$

$$\rho = \rho (\text{Air}_{\text{ha}} ; T = 200 ; P = P_{\text{amb}})$$

$$D_{\text{rot}} = 1,5$$

$$\text{alturaSuspensores} = \frac{D_{\text{rot}}}{8}$$

$$\text{qtSuspensores} = 2,4 \cdot D_{\text{rot}} \cdot 3,28084$$

$$v_{\text{Casco}} = 0,4$$

$$w_{\text{Rad}} = 2 \cdot \frac{v_{\text{Casco}}}{D_{\text{rot}}}$$

$$w_{\text{rpm}} = w_{\text{Rad}} \cdot \frac{60}{2 \cdot \pi}$$

$$\text{rotacao} = 5$$

$$\text{vcascoFinal} = \text{rotacao} \cdot D_{\text{rot}} \cdot \frac{\pi}{6}$$

$$\text{wangular} = 2 \cdot \frac{v_{\text{Casco}}}{D_{\text{rot}}}$$