

**UNIVERSIDADE SANTA CECÍLIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA
MESTRADO EM ENGENHARIA MECÂNICA**

DÉBORA BRITO DOS SANTOS

**ANÁLISE TÉRMICA DE OPERAÇÕES DE CALDEIRA DE BAGAÇO DE
CANA-DE-AÇÚCAR BASEADO EM DADOS DE MONITORAMENTO REAL**

SANTOS/SP

2019

DÉBORA BRITO DOS SANTOS

**ANÁLISE TÉRMICA DE OPERAÇÕES DE CALDEIRA DE BAGAÇO DE
CANA-DE-AÇÚCAR BASEADO EM DADOS DE MONITORAMENTO REAL**

Dissertação apresentada à Universidade Santa Cecília como parte dos requisitos para obtenção de título de Mestre no Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, sob orientação do Professor Dr. Carlos Teófilo Salinas Sedano e co-orientação da Professora Dr. Karina Tamião de Campos Roseno.

SANTOS/SP

2019

Autorizo a reprodução parcial ou total deste trabalho, por qualquer que seja o processo, exclusivamente para fins acadêmicos e científicos.

621.4021 Brito dos Santos, Débora.

S23a Título Análise térmica de operações de caldeira de bagaço de cana-de-açúcar baseado em dados de monitoramento real

Débora Brito dos Santos

- 2019

- 117 p.

Orientador: Prof. Dr. Carlos Teófilo Salinas Sedano

Dissertação (Mestrado) - Universidade Santa Cecília, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, Santos, SP, 2019.

1. Processo de combustão. 2. Caldeira. 3. Biomassa. 4. Cana de Açúcar. 5. Otimização.

I. Teófilo Salinas Sedano, Carlos. II. Tamião de Campos Roseno, Karina. III. Título Análise térmica de operações de caldeira de bagaço de cana-de-açúcar baseado em dados de monitoramento real

Elaborada pelo SIBi – Sistema Integrado de Bibliotecas – Unisantia

DEDICATÓRIA

Dedico este trabalho à minha extensa família, em especial a Zita (in memoriam), Hécio, Edna, Eufrásia, Daniela, Maria Emília, Maria Fernanda, Sergio e Dodó que me divertem, me apoiam, me aceitam e me ajudam a ser quem sou.

AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus e aos meus pais pela oportunidade desta abençoada vida.

Ao Professor Doutor Carlos Teófilo Salinas Sedano, que confiou em minha capacidade, me acolhendo humildemente para o desenvolvimento deste trabalho.

A Professora Doutora Karina Tamião de Campos Roseno pelas sugestões, revisões e conselhos ao longo desta jornada.

Ao corpo técnico de professores do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica da UNISANTA.

Ao corpo administrativo de assistentes do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica da UNISANTA, em especial Imaculada Scorza e Sandra Helena Aparecida de Araujo.

Aos meus colegas de profissão e carreira com os quais trabalhei e que me ajudaram a construir meu capital intelectual até aqui, meu maior patrimônio.

As empresas Baldin Bioenergia e Equipalcool que forneceram os dados e parâmetros aqui codificados para a realização deste trabalho.

Aos alunos do curso do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica da UNISANTA pela parceria, apoio e amizade que levamos para a vida.

RESUMO

A produção de energia elétrica advinda da indústria sucroalcooleira tem apresentado protagonismo no cenário de matriz energética no Brasil pela possibilidade de reaproveitamento energético tanto para o setor industrial quanto para o setor civil. Com isso é necessário garantir que a operação das unidades geradoras de energia elétrica e as caldeiras de geração de vapor atinja a máxima capacidade instalada considerando as variações inerentes do processo de queima de biomassa de cana-de-açúcar (bagaço) nestas caldeiras. Este trabalho tem por objetivo apresentar o cálculo de eficiência de operação de uma caldeira, baseado em dados de monitoramento real de temperatura de chama e dos gases de exaustão da caldeira, utilizando a primeira lei da termodinâmica através dos seguintes métodos:

- Método de entradas e saídas
- Método de balanço de energia

O método de cálculo de eficiência de entradas e saídas é mais comumente utilizado no meio industrial pela praticidade de aplicação e apresenta valores mais altos de eficiências quando comparado nas mesmas bases com o método de balanço de energia, que apesar de trazer resultados de eficiência menores, são utilizados como base pela *ASME – American society of mechanical engineer* para comparativo de eficiência entre caldeiras internacionalmente. É apresentada também a otimização dos resultados de eficiência de operação da caldeira através da variação dos dados experimentais de:

- Umidade do bagaço
- Poder calorífico do bagaço úmido
- Percentual de oxigênio (O₂) nos gases de exaustão da chaminé da caldeira

A variação do binômio umidade e poder calorífico demonstra que uma diminuição no percentual de umidade aumenta o poder calorífico do bagaço, levando assim a uma maior eficiência da caldeira calculada pelo método de balanço de energia. Bem como uma diminuição da taxa de emissão de oxigênio nos gases de exaustão da caldeira apresenta um aumento na eficiência da mesma.

Palavras Chave: Processo de combustão. Caldeira. Biomassa. Cana-de-açúcar. Otimização. Umidade do bagaço. Poder calorífico. Eficiência. Método entradas e saídas. Método de balanço de energia.

ABSTRACT

Electricity production from the sugar and alcohol industry has played a leading role in the energy matrix scenario in Brazil because of the possibility of energy reuse for both the industrial and civil sectors. Thus, it is necessary to ensure that the operation of the electricity generating units and the steam generation boilers, reaches the maximum installed capacity considering the inherent variations of the sugarcane (bagasse) biomass burning process in these boilers. This paper aims to present the boiler operating efficiency calculation, based on actual monitoring data of the flame temperature and boiler exhaust gases, using the first law of thermodynamics through the following methods:

- Inputs and outputs method
- Energy balance method

The most commonly used direct efficiency calculation method in the industrial environment presents higher efficiency values when compared on the same basis with the energy balance method which, despite having lower efficiency results, are used as a basis by ASME - American society of mechanical engineer for boiler efficiency comparison internationally. We also present the optimization of boiler operating efficiency results by varying the data from:

- Bagasse humidity
- Calorific power of wet bagasse
- Oxygen percentage (O₂) in boiler flue exhaust gases

The variation of the binomial humidity and calorific value demonstrates that a decrease in the humidity percentage increases the calorific value of the bagasse, thus leading to a higher boiler efficiency calculated by the energy balance method. As well as a decrease in the oxygen emission rate in the boiler exhaust gases presents an increase in its efficiency.

Keywords: Combustion process. Boiler. Biomass. Sugar cane. Optimization Bagasse moisture. Calorific power. Efficiency. Direct method. Energy balance method.

Keywords: Combustion process. Boiler. Biomass. Sugar cane. Optimization. Generation of electric energy.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Descarregamento de matéria prima - cana-de-açúcar	26
Figura 2 – Fluxograma simplificado do recebimento e preparo da cana-de-açúcar ..	27
Figura 3 – Fluxograma simplificado do processo de produção de açúcar e etanol ...	28
Figura 4 – Matéria Prima – Armazenamento de Bagaço.....	29
Figura 5 – Fluxograma simplificado de geração de vapor e energia elétrica	30
Figura 6 – Fluxograma de Processo – Ar Atmosférico e Gases de Exaustão	32
Figura 7 – Fluxograma de Processos – água e vapor d'água	33
Figura 8 – Mapa de localização da cidade de Pirassununga e São Carlos – SP	34
Figura 9 – Gráfico de variação de PCI e PCS vs umidade do bagaço	36
Figura 10 – Análise termodinâmica aplicada à caldeira de bagaço.....	43
Figura 11 – Volume de controle na combustão do bagaço úmido.....	53
Figura 12 – Ferramenta para cálculos de eficiência de caldeira de bagaço.....	55
Figura 13 – Dados normalizados de temperatura de bulbo seco (°C).....	57
Figura 14 – Dados normalizados de temperatura de bulbo úmido (°C).....	58
Figura 15 – Dados normalizados de umidade relativa (%).....	59
Figura 16 – Dados normalizados de medição de O ₂ (%).....	64
Figura 17 – Dados normalizados de medição de CO.....	65
Figura 18 – Dados normalizados da vazão volumétrica de amostragem dos gases.	66
Figura 19 – Temperatura média na zona de combustão no forno da caldeira	72
Figura 20 – Distribuição de temperaturas na zona de combustão.	73
Figura 21 – Temperatura dos gases de exaustão na saída do ECO 1.....	74
Figura 22 – Chaminé da caldeira – saída dos gases de exaustão	75
Figura 23 – Dados normalizados de vazão de água de alimentação	79
Figura 24 – Dados normalizados de vazão de vapor produzido.....	80
Figura 25 – Dados normalizados de pressão da água de alimentação.....	81
Figura 26 – Correlação da eficiência da caldeira (BE-PCI - T chama = 1450° C)	89
Figura 27 – Correlação da eficiência da caldeira (BE-PCS - T chama = 1450° C)....	89
Figura 28 - Correlação da eficiência da caldeira (BE-PCI T chama = 1050° C).....	90
Figura 29 - Correlação da eficiência da caldeira (BE-PCS T chama = 1050° C).....	91
Figura 30 – Correlação da eficiência da caldeira (BE-PCI – T gases= 172,94°C)	92
Figura 31 - Correlação da eficiência da caldeira (BE-PCS – T gases= 172,94°C)....	93
Figura 32 - Eficiência BE-PCI e perdas (T chama = 1450° C).....	94

Figura 33 - Eficiência BE-PCS e perdas (T chama = 1450° C)	95
Figura 34 - Eficiência BE-PCI e perdas (T chama = 1050° C).....	96
Figura 35 - Eficiência BE-PCS e perdas (T chama = 1050° C)	97
Figura 36 - Correlação da eficiência da caldeira (BE-PCI – T gases= 172,94°C)	98
Figura 37 - Correlação da eficiência da caldeira (BE-PCS – T gases= 172,94°C).....	99
Figura 38 – Distribuição da eficiência método BE – Tge – PCI – 7,5% O ₂	100
Figura 39 – Distribuição da eficiência método BE – Tge – PCI – 7,5% O ₂	101
Figura 40 – Distribuição da eficiência método BE – Tge – PCI – 4% O ₂	102
Figura 41 – Distribuição da eficiência método BE – Tge – PCS – 4% O ₂	103
Figura 42 – Distribuição da eficiência método BE – T chama – PCI – 7,5% O ₂	104
Figura 43 – Distribuição da eficiência método BE – Tchama - PCS – 7,5% O ₂	105
Figura 44 – Distribuição da eficiência método BE – Tchama - PCI – 4% O ₂	106
Figura 45 – Distribuição da eficiência método BE – Tchama - PCS – 4% O ₂	107

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Dados de oferta de energia elétrica por fonte	21
Tabela 2 – Composição do caldo de cana-de-açúcar	25
Tabela 3 – Caracterização do bagaço de cana-de-açúcar	36
Tabela 4 – Poder calorífico do bagaço de cana-de-açúcar	36
Tabela 5 – Análise estatística dos dados ambientais BDMEP	56
Tabela 6 – Análise estatística da temperatura de bulbo seco	57
Tabela 7 – Análise estatística da temperatura de bulbo úmido	58
Tabela 8 – Análise estatística umidade relativa do ar	59
Tabela 9 – Fração mássica e molar do ar atmosférico real	60
Tabela 10 – Composição elementar do bagaço em base mássica	61
Tabela 11 – Massa Molar do Bagaço	62
Tabela 12 – Análise estatística de O ₂ , CO e vazão volumétrica	63
Tabela 13 – Análise estatística de O ₂	63
Tabela 14 – Análise estatística de CO	64
Tabela 15 – Análise estatística de frequência de vazão volumétrica	65
Tabela 16 – Dados dos gases de exaustão na saída da chaminé da caldeira	67
Tabela 17 – Dados de projeto	71
Tabela 18 – Fluxo mássico da caldeira	71
Tabela 19 – Análise estatística I – Temperatura dos gases de exaustão – ECO1	73
Tabela 20 – Análise estatística II – Temperatura dos gases de exaustão – ECO1	74
Tabela 21 – Análise estatística dos dados de produção	78
Tabela 22 – Análise estatística de vazão de água de alimentação	79
Tabela 23 – Análise estatística de vazão de vapor produzido	80
Tabela 24 – Análise estatística de pressão da água de alimentação	81
Tabela 25 – Eficiência BE – PCI – T 172,94 °C	83
Tabela 26 – Eficiência BE – PCS – T 172,94 °C	84
Tabela 27 – Eficiência BE – PCS – T 1050 °C	85
Tabela 28 – Eficiência BE – PCS – T 1050 °C	85
Tabela 29 – Eficiência BE – PCI – T 1450 °C	86
Tabela 30 – Eficiência BE – PCS – T 1450 °C	86
Tabela 31 – Consolidação dos cálculos de eficiência – UB – 53,5% e 7,5% O ₂	87
Tabela 32 – Eficiência BE-PCI e perdas (T chama = 1450° C)	88

Tabela 33 – Eficiência BE-PCS e perdas (T chama = 1450° C).....	89
Tabela 34 – Eficiência BE-PCI e perdas (T chama = 1050° C).....	90
Tabela 35 – Eficiência BE-PCS e perdas (T chama = 1050° C).....	91
Tabela 36 – Eficiência BE-PCI e perdas (T gases = 172,94° C).....	92
Tabela 37 – Eficiência BE-PCS e perdas (T gases = 172,94° C).....	93
Tabela 38 – Eficiência BE-PCI e perdas (T chama = 1450° C).....	94
Tabela 39 – Eficiência BE-PCS e perdas (T chama = 1450° C).....	95
Tabela 40 – Eficiência BE-PCI e perdas (T chama = 1050° C).....	96
Tabela 41 – Eficiência BE-PCS e perdas (T chama = 1050° C).....	97
Tabela 42 – Eficiência BE-PCI e perdas (T gases = 172,94° C).....	98
Tabela 43 – Eficiência BE-PCS e perdas (T gases = 172,94° C).....	99
Tabela 44 – Temperatura dos GE vs UB vs η BE-PCI – 7,5% O ₂	100
Tabela 45 – Temperatura dos GE vs UB vs η BE-PCI – 7,5% O ₂	101
Tabela 46 – Temperatura dos GE vs UB vs η BE-PCI – 4% O ₂	102
Tabela 47 – Temperatura dos GE vs UB vs η BE-PCS – 4% O ₂	103
Tabela 48 – Temperatura da chama vs UB vs η BE-PCI – 7,5% O ₂	104
Tabela 49 – Temperatura da chama vs UB vs η BE-PCS – 7,5% O ₂	105
Tabela 50 – Temperatura da chama vs UB vs η BE-PCI – 4% O ₂	106
Tabela 51 – Temperatura da chama vs UB vs η BE-PCS – 4% O ₂	107

LISTA DE QUADROS

Quadro 1 – Capacidade de produção instalada para a caldeira em estudo.....	31
Quadro 2 – Vantagens métodos de eficiência - 1ª Lei Termodinâmica.....	44
Quadro 3 – Desvantagens métodos de eficiência - 1ª Lei Termodinâmica.....	44
Quadro 4 – Capacidade instalada da unidade em estudo.....	52
Quadro 5 – Coeficiente estequiométrico – combustão completa.....	68
Quadro 6 – Coeficientes estequiométricos – combustão incompleta.....	69
Quadro 7 – Eficiência da caldeira - método entrada e saída – PCI.....	82
Quadro 8 – Eficiência da caldeira - método entrada e saída – PCS.....	82

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ASME	–	<i>American society of mechanical engineer</i>
BDMEP	–	Banco de dados meteorológicos para ensino e pesquisa.
BE	–	Balanco de energia
BRIX	–	Teor de sólidos solúveis (kg solução/kg sólidos).
CETESB	–	Companhia ambiental do estado de São Paulo
ECO	–	Economizador
EE	–	Energia elétrica
ES	–	Entradas e saídas
GE	–	Gases de exaustão
IPT – SP	–	Instituto de pesquisas tecnológicas do estado de São Paulo
MES	–	Método de entradas e saídas
MME	–	Ministério de minas e energia
na	–	Não aplicável
PA	–	Pressão atmosférica
PCI	–	Poder calorífico inferior do bagaço úmido (kJ/kg)
PCS	–	Poder calorífico superior do bagaço úmido (kJ/kg)
UNICA	–	União da indústria de cana de açúcar

LISTA DE SÍMBOLOS

a	– Coeficiente estequiométrico de ar ambiente
a_{fgr}	– Fração do conteúdo total de cinzas do combustível na grelha
a_{flvg}	– Fração do conteúdo total de cinzas do combustível no lavador de gases
a_{fpa}	– Fração do conteúdo total de cinzas do combustível no pré aquecedor de ar
Ar	– Argônio
b	– Coeficiente estequiométrico do CO_2
b'	– Coeficiente estequiométrico de C
C	– Carbono
c	– Coeficiente estequiométrico de CO
c	– Coeficiente estequiométrico de H_2O
C_{fgr}	– Conteúdo de carbono fixo nas cinzas recolhidas na grelha
C_{flvg}	– Conteúdo de carbono fixo no material separado no lavador de gases
C_{fpa}	– Conteúdo de carbono fixo retido no pré aquecedor de ar
c'	– Coeficiente estequiométrico de CO
CO	– Monóxido de carbono
cp_{bag}	– Calor específico do bagaço (kJ/kg K), IPT (1990)
d	– Coeficiente estequiométrico de CO_2
d'	– Coeficiente estequiométrico de CO_2
e	– Coeficiente estequiométrico de Ar
e'	– Coeficiente estequiométrico de H_2O
f	– Coeficiente estequiométrico de O_2
g	– Coeficiente estequiométrico de N_2
h	– Coeficiente estequiométrico de Ar
h_{abu}	– Entalpia aparente da água no bagaço úmido (kJ/kg)
h_{aa}	– Entalpia da água de alimentação da caldeira (kJ/kg)
$h_{ar exc}$	– Entalpia aparente do ar em excesso (kJ/kg)
$h_{es PCI}$	– Eficiência da caldeira – método entradas e saídas – base PCI
$h_{es PCS}$	– Eficiência da caldeira – método entradas e saídas – base PCS
$h_{gs,o}$	– Entalpia aparente dos gases secos no estado de referência (kJ/kg)

h_{gssc}	– Entalpia aparente dos gases secos na saída da caldeira (kJ/kg)
$h_{gu,o}$	– Entalpia aparente dos gases úmidos no estado de referência (kJ/kg)
h_{gus}	– Entalpia aparente dos gases úmidos na saída da caldeira (kJ/kg)
h_{vap}	– Entalpia vapor saturado produzido na caldeira (kJ/kg)
h_{vbg}	– Entalpia aparente do vapor de água referente ao bagaço (kJ/kg)
$h_{vbg,o}$	– Entalpia aparente do vapor de água referente ao bagaço no estado de referência (kJ/kg)
h_{vh}	– Entalpia aparente do vapor de água referente ao hidrogênio (kJ/kg)
$h_{vh,o}$	– Entalpia aparente do vapor de água referente ao hidrogênio no estado de referência (kJ/kg)
$h''1$	– Eficiência da caldeira – método balanço de energia – base PCI
H_2	– Hidrogênio
$h''2$	– Eficiência da caldeira – método balanço de energia – base PCS
H_2O	– Água
l	– Coeficiente de ar em excesso (%)
m_{abu}	– Fluxo mássico de água no bagaço úmido (kg/s)
$m_{ar exc}$	– Fluxo mássico de ar em excesso (kg/s)
$m_{ar s}$	– Fluxo mássico de ar seco (kg/s)
m_{bag}	– Fluxo mássico de bagaço alimentado na caldeira (kg/s)
m_{bs}	– Fluxo mássico do bagaço seco (kg/s)
$m_{f bag sec}$	– Fração mássica do bagaço seco
$m_{f bag sec e}$	– Fração mássica do bagaço seco com cinzas
cinzas	
m_{gssc}	– Fluxo mássico de gases secos na saída caldeira (kg/s)
m_{gus}	– Fluxo mássico de gases úmidos na saída caldeira (kg/s)
m_{vap}	– Fluxo mássico de vapor produzido na caldeira (kg/s)
m_{vbg}	– Fluxo mássico de vapor de água referente ao bagaço (kg/s)
m_{vh}	– Fluxo mássico de vapor de água referente ao hidrogênio (kg/s)
$m_{f ar úmido}$	– Fração mássica ar úmido

$MM_{\text{bag seco}}$	– Massa molar do bagaço seco (kg bagaço/kmol bagaço)
$MM_{\text{bag úmido}}$	– Massa molar do bagaço úmido (kg bagaço/kmol bagaço)
$n_{\text{ar seco}}$	– Somatório das frações molares do ar seco
$n_{\text{bag um}}$	– Somatório das frações molares do bagaço úmido
N_2	– Nitrogênio
O_2	– Oxigênio
$P_{\text{sat (Tbs)}}$	– Pressão de saturação na temperatura de estudo (kPa)
PA	– Pressão atmosférica (mbar)
$P^{\circ}_{\text{Ar atm}}$	– Pressão do ar atmosférico para a temperatura de estudo (kPa)
q_{bag}	– Calor gerado pela queima do bagaço (kJ/kg)
$q_{f \text{ bag}}$	– Entalpia física do bagaço (kJ/kg)
$q_{f \text{ bag, l}}$	– Entalpia física do combustível bagaço (kJ/kg) Base PCI
$q_{f \text{ bag, S}}$	– Entalpia física do combustível bagaço (kJ/kg) Base PCS
Q_{H_2O}	– Vazão de água de alimentação da caldeira (t/h)
$Q_{H_2O_v}$	– Vazão de vapor na saída da caldeira (t/h)
q_2	– Perda de energia com os gases da exaustão (%)
q_2^*	– Perda de energia sensível com os gases de exaustão secos [%]
q_3	– Perda de energia pela não combustão química (%)
q_4	– Perda de energia pela não combustão mecânica (%)
q_5	– Perda de energia ao meio ambiente (%)
q_6	– Perda de energia com as cinzas e a escória (%)
q_7	– Perda de energia pelas purgas nas caldeiras (%)
q_8	– Perda de energia devido à evaporação da água formada a partir do hidrogênio contido no combustível (%)
q_9	– Perda de energia devido à evaporação da água proveniente da umidade do bagaço (%)
$RT_{\text{mas as, bu}}$	– Relação teórica mássica (kg ar seco / kg bag. umid)
$RT_{\text{mol as, bu}}$	– Relação teórica molar (kmol ar seco / kmol bag. umid)
$T_{\text{bag ef}}$	– Temperatura de entrada do bagaço na fornalha (°C)
$T_{\text{bag o}}$	– Temperatura de referência do bagaço (°C)
T_{bs}	– Temperatura de bulbo seco (°C)
T_{bu}	– Temperatura de bulbo úmido (°C)
T_{ge}	– Temperatura dos gases de exaustão na saída da chaminé (°C)

UB	– Umidade do bagaço (%)
UR	– Umidade relativa (%)
w_m	– Umidade relativa absoluta mássica
w_{mol}	– Umidade relativa absoluta molar
x	– Soma dos coeficientes estequiométricos dos produtos gasosos – medidos pelo equipamento TESTO 330
$y_{ar\ seco}$	– Fração molar ar seco
$y_{ar\ úmido}$	– Fração molar ar úmido
y_{bs}	– Fração molar bagaço seco (sem cinzas)
Φ	– Coeficiente de excesso de ar
Φ_w	– Umidade relativa da localidade em estudo

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	20
1.1	Objetivo	23
1.2	Objetivos específicos	23
1.3	Justificativa e relevância do tema	23
1.4	Organização da dissertação	24
2	FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	25
2.1	Processo de produção sucroalcooleiro	25
2.2	Processo de produção de vapor e geração de energia elétrica	28
2.3	Caldeiras de biomassa de cana-de-açúcar (bagaço)	30
2.3.1.	Caldeira Aquatubular	30
2.3.1.1.	Sistema de combustão, ar atmosférico e gás de exaustão	31
2.3.1.2.	Sistema de água e geração de vapor	32
2.3.1.3.	Localização da instalação da caldeira	33
2.3.2.	Combustível	35
2.3.2.1.	Caracterização da biomassa de cana-de-açúcar (bagaço)	35
2.3.2.2.	Reações de combustão da biomassa de cana-de-açúcar (bagaço)	37
2.3.2.3.	Fluxo mássico dos gases de exaustão	41
2.3.3.	Métodos de cálculos de eficiência da caldeira	42
2.3.3.1.	Método de entradas e saídas (ES)	45
2.3.3.2.	Método de balanço de energia (BE)	45
3	MATERIAIS E MÉTODOS	52
3.1	Estudo de Caso – Caldeira de biomassa de cana-de-açúcar (bagaço)	52
3.2	Dados ambientais	52
3.3	Balanço estequiométrico e de massa	52
3.3.1.	Fluxo mássico dos gases de exaustão – TESTO-330	53
3.3.2.	Fluxo mássico dos gases de exaustão – Balanço de massa	54
3.3.3.	Dados de Produção - Caldeira	54
3.4	Balanço de energia	54
3.4.1.	Métodos de cálculos de eficiência da caldeira	54
3.4.2.	Temperaturas de estudo para análise térmica	54
3.5	Material de apoio – Ferramenta auxiliar de cálculos	55
4	RESULTADOS E DISCUSSÕES	56
4.1	Dados ambientais	56
4.1.1.	Composição mássica e molar do ar atmosférico	60
4.2	Balanço estequiométrico e de massa	61
4.2.1.	Fração mássica do bagaço	61
4.2.2.	Massa molar do bagaço	62
4.2.3.	Fluxo mássico dos gases de exaustão – TESTO-330	62
4.2.4.	Fluxo mássico dos gases de exaustão – Balanço de massa	67
4.2.5.	Balanço estequiométrico - Reação completa	67
4.2.6.	Balanço estequiométrico - Reação incompleta	69
4.2.7.	Balanço de massa	70
4.3	Balanço de energia	72
4.3.1.	Balanço de energia – Temperatura da chama	75
4.3.2.	Balanço de energia – Temperatura dos gases de exaustão	77

4.4	Dados de Produção	77
4.5	Eficiência da caldeira	82
4.5.1.	Eficiência método entradas e saídas.....	82
4.5.2.	Eficiência método balanço de energia.....	83
4.6	Consolidação de resultados reais	87
4.7	Otimizações	88
4.7.1.	Temperatura máxima da chama 1450°C e 7,5% O ₂	88
4.7.2.	Temperatura média da chama de 1050°C e 7,5% O ₂	90
4.7.3.	Temperatura dos gases de exaustão 172,94°C e 7,5% O ₂	92
4.7.4.	Temperatura máxima da chama 1450°C e 4% O ₂	94
4.7.5.	Temperatura média da chama 1050°C e 4%O ₂	96
4.7.6.	Temperatura dos Gases de exaustão 172,94°C e 4% O ₂	98
4.8	Simulações	100
4.8.1.	Eficiência – variação T _{ge} (°C) e UB (%) à 7,5% O ₂	100
4.8.2.	Eficiência – variação T _{ge} (°C) e UB (%) à 4% O ₂	101
4.8.3.	Eficiência - variação T chama (°C) e UB (%) à 7,5% O ₂	104
4.8.4.	Eficiência – variação T chama (°C) e UB (%) à 4% O ₂	105
5	CONCLUSÕES	108
5.1	Trabalhos futuros	109
	REFERÊNCIAS	111
	ANEXO A – Dados de monitoramento ambiental – BDMEP	114
	ANEXO B – Dados de projeto do sistema de ar atmosférico	115
	ANEXO C - Dados de projeto gases de exaustão.....	116
	ANEXO D - Dados de projeto para água e vapor d'água.	117
	ANEXO E – Carta de radiação ABMA (ASME PTC 4.1, 1964)	118

1 INTRODUÇÃO

O grande desafio da sociedade atual é obter energia para vida com menor impacto ambiental possível. No Brasil, a energia elétrica gerada através da indústria sucroalcooleira é capaz de produzir energia elétrica para fornecimento industrial quanto residencial. Em média, 40% da energia elétrica gerada é consumida pelos próprios processos de produção de açúcar e etanol os outros 60%, é vendido para a companhias elétricas estaduais com objetivo de abastecimento residencial. Em todo o país existem cerca de 410 usinas que operam 100% com a máxima capacidade em suas unidades de cogeração e é possível constatar que destas usinas 57%, vendem a energia elétrica excedente para o sistema elétrico durante a safra, período compreendido entre os meses de abril à novembro, justamente durante o período crítico para as usinas hidrelétricas, onde há uma baixa nos reservatórios de água, causado por baixo índice pluviométrico, e descontrole no consumo de água, conforme publicado pela UNICA (2019).

No passado, em função de preços e tendências de mercado serem mais vantajosos e atrativos para o etanol e o açúcar, o potencial de energia elétrica nas usinas não eram totalmente explorados e muitas vezes as usinas operavam para suprir apenas a demanda de energia elétrica industrial. Assim, a partir dos anos 2000, com o advento das energias alternativas e renováveis, bem como a liberalização e abertura do mercado para livre comercialização de energia elétrica, houve uma grande mobilização da indústria e governo para que novos meios de geração de energia renováveis fossem empregados no país, conforme o conceito que:

O desenvolvimento dessas fontes ingressa em uma nova etapa no país com a implantação do Programa de Incentivo às Fontes Alternativas de Energia Elétrica (PROINFA), criado no âmbito do Ministério de Minas e Energia (MME) pela Lei nº 10.438, de 26 de abril de 2002, e revisado pela Lei nº 10.762, de 11 de novembro de 2003. A iniciativa, de caráter estrutural, vai alavancar os ganhos de escala, a aprendizagem tecnológica, a competitividade industrial nos mercados interno e externo e, sobretudo, a identificação e a apropriação dos benefícios técnicos, ambientais e socioeconômicos na definição da competitividade econômico-energética de projetos de geração que utilizem fontes limpas e sustentáveis (MME, 2003).

Desse modo a perspectiva futura para bioeletricidade, que é aquela energia elétrica (EE) advinda da queima do bagaço de cana-de-açúcar e outros materiais orgânicos, como palha, madeira, lixo orgânico e outros, seja mantida maximizada

através de atualizações tecnológicas e otimização de operações para manter-se competitiva frente às demais fontes de geração de EE. Conforme previsão do Ministério de Minas e Energia, MME (2018) o volume de bioeletricidade em geral fica abaixo apenas da quantidade gerada pelas hidrelétricas e térmicas a gás natural, conforme segue na Tabela 1:

Tabela 1 – Dados de oferta de energia elétrica por fonte

Matriz Energética Brasileira		
<i>Ranking</i>	<i>Categoria de EE</i>	<i>Percentual</i>
1	Hidroelétrica	65,70%
2	Gás natural	9,30%
3	Biomassa	8,60%
4	Eólica	7,50%
5	Nuclear	2,60%
6	Carvão	2,20%
7	Gás Industrial	1,90%
8	Derivados de Petróleo	1,70%
9	Solar	0,50%

**Adaptado pelo autor.
Fonte: (MME, 2018).**

O bagaço de cana-de-açúcar representa 77% da biomassa utilizada como combustível para a geração de EE. Seguindo a tendência de maximização do uso de biomassa, o bagaço de cana-de-açúcar é o que melhor apresenta possibilidade de otimização na operação e na disponibilidade para queima (MME, 2018).

Assim, é importante ressaltar que o bagaço de cana-de-açúcar queimado em câmaras de combustão de caldeiras para a geração de vapor, pode sofrer variações em sua composição que afetam diretamente a produção de vapor, bem como o desempenho operacional de turbo-geradores que geram a EE. Portanto estudar as variáveis que podem impactar a otimização da EE gerada pela biomassa de cana-de-açúcar é fundamental.

No início dos anos 1950, Emile Hugot desenvolveu o manual de engenharia açucareira onde define como base para cálculo do desempenho e eficiência da

caldeira utilização de dados de poder calorífico e características de composição, do bagaço, como teor de açúcares e fibras (HUGOT,1977).

Em 1998, a associação norte americana de engenheiros mecânicos publicou uma norma técnica referente ao cálculo de eficiência de caldeiras, *ASME-PTC-4 1998 Fired Steam Generators*. Esta norma reconhece como válidos os cálculos para as definições de eficiência do combustível e eficiência total. Em 2008 esta norma foi revisada e passou a adotar como não mandatório o cálculo da eficiência total. Isto porque como este cálculo é baseado no poder calorífico inferior da biomassa cana-de-açúcar do combustível (PCI) bagaço, ele pode levar à uma má interpretação técnica, quanto a avaliações de impacto econômico e ambiental, já que a eficiência calculada pelo PCI é maior que a eficiência calculada pelo poder calorífico superior (PCS) (ASME,2008).

No início dos anos 2000, Peter Rein, lançou um novo manual de engenharia açucareira, contemplando novos avanços tecnológicos no setor sucroalcooleiro, tanto na produção de açúcar, etanol quanto na geração de vapor e EE. A redação deste novo manual contempla, inclusive, a participação de empresas especialistas colaboradoras em alguns temas como por exemplo a geração de vapor e EE.

A eficiência da caldeira (h) é definida como a relação entre energia produzida e energia consumida por unidade de tempo expressa como uma porcentagem. Infelizmente não é um exercício simples medir essa eficiência de forma direta, particularmente no caso de uma caldeira que queima bagaço. A dificuldade principal repousa na medição precisa da massa de combustível queimado (REIN, 2013).

É importante ressaltar que os cálculos propostos de eficiência de caldeiras previstos em literatura mais utilizados atualmente, seguem a 1ª Lei da termodinâmica, através de balanço de energia e do método de entradas e saídas, para o volume de controle definido como a caldeira.

Conforme estudo desenvolvido por Cortez, L.A.B *et al.*(1998) é possível realizar a aplicação da 2ª Lei da termodinâmica através do auxílio de *softwares* e definição da exergia para o cálculo de eficiência da caldeira, porém não são de fácil aplicação prática para os cálculos que orientem o pessoal operacional que acompanham a eficiência em caldeiras industriais durante regime de turnos de operação contínuo em indústrias sucroalcooleiras.

1.1 Objetivo

O objetivo geral desta pesquisa é apresentar o cálculo de eficiência de operação de uma caldeira, baseado em dados de monitoramento real de temperatura de chama e dos gases de exaustão da caldeira, utilizando a primeira lei da termodinâmica através dos métodos de cálculos de entradas e saídas, bem como o método de balanço de energia. A variação do percentual das espécies na composição da biomassa de cana-de-açúcar (bagaço), associado a uma determinada temperatura de queima deste combustível, são parâmetros de importância na eficiência operacional de uma caldeira de biomassa. Conforme Klass (1998), biomassas secas queimam a temperaturas maiores e por consequência apresentam uma eficiência maior no processo de combustão.

1.2 Objetivos específicos

Avaliar o processo de combustão de biomassa de cana-de-açúcar em caldeiras do através da variação dos parâmetros de umidade do bagaço, poder calorífico do bagaço úmido e percentual de oxigênio (O_2) nos gases de exaustão da chaminé da caldeira para os dados de temperatura em tempo real do processo de queima de bagaço e dos gases de exaustão da combustão de modo a avaliar o impacto no desempenho operacional e eficiência de queima da caldeira.

Conforme Routly (1991), bagaço de cana-de-açúcar com umidade entre 20% e 50% e utilizado como combustível em caldeiras, apresentam poder calorífico entre 15,1 MJ/kg e 8,4 MJ/kg o que indica um bom potencial de geração de vapor para utilização em turbo-geradores objetivando produção de energia elétrica.

1.3 Justificativa e relevância do tema

Maximização do desempenho operacional de caldeiras de biomassa de cana-de-açúcar (bagaço) é importante para garantir abastecimento estável e seguro de vapor de alta pressão para utilização em turbo geradores de energia elétrica e assim fundamentar parâmetros a serem acompanhados pelo grupo operacional, que norteiem os limites seguros e eficientes de operação em caso de variações na composição da biomassa utilizada na combustão em caldeiras.

1.4 Organização da dissertação

Esta dissertação está organizada da seguinte forma:

Na introdução foi apresentado um breve histórico da produção de energia elétrica no setor sucroalcooleiro, sua posição na composição da matriz energética brasileira, bem como um histórico técnico dos métodos de determinação de eficiência de caldeiras que geram vapor para produção de EE através de turbo geradores. Ainda no Capítulo 1 são apresentados os objetivos principal e específicos do trabalho, a justificativa e relevância do tema. No Capítulo 2 é feita a fundamentação teórica do processo produtivo sucroalcooleiro onde está incluído a etapa de geração de vapor e cogeração de EE bem como a teoria de cálculo de eficiência em caldeiras utilizados neste trabalho.

O Capítulo 3 apresenta os materiais e métodos utilizados para o levantamento de dados utilizados para a sequência de cálculos até a definição da eficiência da caldeira. É apresentado também a ferramenta auxiliar de cálculos, para os resultados obtidos neste trabalho. O Capítulo 4 apresenta os resultados e discussões, iniciando-se pelos dados ambientais da localização da usina, seguido da obtenção da estequiometria da reação completa e incompleta da queima da biomassa cana-de-açúcar (bagaço) para o perfil analisado em estudo. Na sequência define-se o valor de ar em excesso real e teórico necessário para a reação de combustão. Com base nos valores estequiométricos foi definido o balanço de massa e energia de acordo com as temperaturas medidas no processo. Com estes dados foi determinada a eficiência da caldeira para os métodos de cálculos selecionados. E por fim, o Capítulo 5 apresenta as conclusões e possíveis trabalhos futuros.

2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

A fundamentação teórica compreende todo o processo produtivo sucroalcooleiro, incluindo a unidade para produção de vapor e unidade de energia elétrica e a teoria utilizada para definição do cálculo de eficiência de caldeiras.

A seguir serão detalhadas as etapas deste processo de acordo com as referências técnicas disponíveis relevantes ao tema.

2.1 Processo de produção sucroalcooleiro

A principal matéria prima no processo de produção sucroalcooleiro é a cana-de-açúcar. Ela é encontrada naturalmente e cultivada em regiões tropicais e existem várias espécies e tipos de cana-de-açúcar que é basicamente composta por fibras e caldos. Pode-se considerar que um colmo normal de cana madura contenha 12,5% de fibra e 88,0 % de caldo (CASTRO,2006). A composição típica para o caldo de cana-de-açúcar é apresentada conforme Tabela 2:

Tabela 2 – Composição do caldo de cana-de-açúcar

Composição caldo de cana-de-açúcar	
<i>Substâncias</i>	<i>Percentual</i>
Água	75,0 – 82,0 %
Sólidos totais dissolvidos	18,0 – 25,0 %
Açúcares	15,4 – 24,0 %
Sacarose	14,5 – 23,5 %
Glicose	0,2 - 1,0 %
Levulose	0,0 - 0,5 %
Não açúcares	1,0 - 2,5 %
Substâncias orgânicas	0,8 - 1,5 %
Substâncias inorgânicas	0,2 - 0,7 %.

Adaptado pelo autor.
Fonte: (CASTRO, 2006)

Os principais produtos finais processados a partir do caldo extraído da mesma, são açúcar e etanol. O bagaço da cana-de-açúcar, ou seja os resíduos fibrosos da mesma, é utilizado como combustível para queima em caldeiras para

gerar vapor de alta pressão e conseqüente energia elétrica em turbo geradores.

A cana-de-açúcar antes de ser processada é colhida através de sistema de colheita mecanizada e segue etapas de limpeza da cana como, remoção de pedras, areia, impurezas fibrosas entre outros, até a limpeza com intuito de prepará-la para entrada na área industrial propriamente dita conforme demonstra a Figura 1:



Figura 1 – Descarregamento de matéria prima - cana-de-açúcar

Fonte: (BALDIN, 2019)

Nesta etapa de preparo a cana-de-açúcar segue através da esteira alimentadora para esteira principal de cana, onde a mesma será desfibrada para facilitar a moagem na área de extração de caldo, através dos equipamentos de moagem como moendas e difusores. Nesta etapa do processo é onde ocorre a separação do caldo e do bagaço da cana (HUGOT, 1977).

O caldo é enviado para área de tratamento de caldo e o resíduo fibroso, então chamado de bagaço de cana-de-açúcar, segue para os ternos de secagem que para moendas são os ternos de 5 a 7 e para difusores 1 a 3. Neste processo de extração e secagem é utilizada água e embebição para melhorar a eficiência, afim de refinar a extração do caldo e reduzir a umidade do bagaço que é enviado com umidade entre 48% e 52% de umidade através da esteira elevadora, até a esteira distribuidora que o transporta até a câmara de combustão da fornalhas da caldeira. Assim, podemos resumir esquematicamente esta etapa conforme Figura 2:



Figura 2 – Fluxograma simplificado do recebimento e preparo da cana-de-açúcar

Após a extração do caldo da cana, há duas rotas possíveis ao processo. A primeira rota é a sequência de produção utilizando o caldo extraído. Este caldo, também conhecido como caldo misto, é bombeado da área de extração para área de tratamento, onde ele será filtrado e clarificado, já que ele apresenta algumas impurezas sólidas, como terra, folhas e palhas.

Conforme Ribeiro (2014), o processo de filtração visa retiradas de partículas mais grosseiras do caldo e o processo de clarificação, visa a eliminação das impurezas coloidais.

Esse caldo tratado, segue então para a área de evaporação para que seja concentrado e dividido entre a produção de açúcar e etanol.

Na evaporação, o objetivo principal é o aumento da concentração dos açúcares na solução, também chamado de aumento de BRIX. O processo é feito através da evaporação em múltiplo-efeito, que visa a utilização do calor da evaporação de um estágio no estágio seguinte e assim sucessivamente (HUGOT,1977).

Uma parte do caldo concentrado, com BRIX entre 50-60°, segue então para a fábrica de açúcar onde será cozido. Após esta etapa, os cristais formados ou o açúcar propriamente dito, considerado já o produto final, passa por uma etapa de peneiramento para padronização do tamanho do cristal, por centrifugação e secagem para retirada de água remanescente do processo de cozimento. Assim o açúcar é ensacado ou carregado a granel para venda (REIN,2013).

O restante do caldo concentrado é então bombeado para área de fermentação onde ocorre o início da produção de etanol.

A fermentação do caldo concentrado é uma reação bioquímica que ocorre nas usinas em reator contínuo ou descontínuo (tipo batelada). O produtos dessa reação são então centrifugados para separar a solução alcóolica (vinho), dos substratos. Os substratos retornam para área de tratamento de fermento e a solução alcóolica com

aproximadamente 8% de teor alcólico é encaminhada para a destilaria para que seja então destilado até obter etanol hidratado a 95% de teor alcólico.

Para a produção de etanol anidro, é necessário enviar o etanol hidratado para o processo de destilação fracionada, também conhecida como desidratação, de modo que seja possível obter no mínimo 99% de teor alcólico no etano anidro final. Assim, podemos resumir esquematicamente a etapa de produção de açúcar e etanol conforme segue na Figura 3:

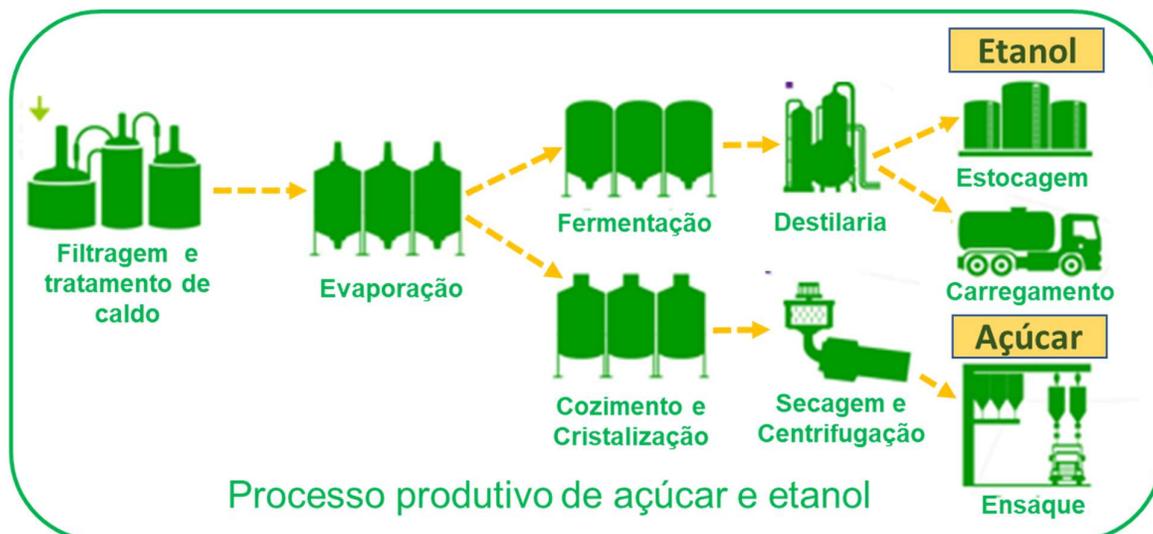


Figura 3 – Fluxograma simplificado do processo de produção de açúcar e etanol

A segunda e última sequência do processo sucroalcooleiro trata a respeito da utilização e aplicação do bagaço de cana-de-açúcar para a queima em caldeiras de produção de vapor de alta pressão que será detalhado no subitem seguinte.

2.2 Processo de produção de vapor e geração de energia elétrica

O bagaço de cana-de-açúcar é considerado um produto de valor agregado na indústria sucroalcooleira, embora seja um subproduto do processo produtivo, pelo potencial de obter energia através de sua queima na fornalha de caldeiras para geração de vapor de alta pressão, observando-se assim muita sobra de bagaço. (SOSA-ARNAO, 2007).

As caldeiras mais frequentes atualmente encontradas no setor sucroalcooleiro são aquelas do tipo aquatubular com gerador de vapor, economizador de alta temperatura, pré aquecedor de ar e economizador de baixa

temperatura. No início dos anos 70, essas caldeiras eram utilizadas apenas para atender a demanda de consumo de vapor industrial e não apresentavam esse arranjo técnico de aproveitamento energético. (SOSA-ARNAO,2007).

Com a modernização tecnológica da década de 90 e necessidade de melhoria de eficiência operacional, muitos estudos e trabalhos foram desenvolvidos para operacionalizar o aproveitamento energético da sobra de bagaço nas usinas sucroalcooleiras que trabalham com os máximos parâmetros de pressão, temperatura e vazão de vapor de 6,7MPa, 480°C e 350 t/h, respectivamente (SOSA-ARNAO,2007). A Figura 4 mostra uma ampla área de armazenamento de bagaço para uso na caldeira em estudo neste trabalho.



Figura 4 – Matéria Prima – Armazenamento de Bagaço

Fonte: (BALDIN, 2019)

Esse reaproveitamento energético está associado a queima do bagaço na câmara de combustão e a consequente energia dos gases de combustão, que serve então para fazer o superaquecimento do vapor gerado que é utilizado para alimentação de turbo geradores, que transformam a energia da entalpia do vapor em trabalho mecânico acionando um gerador rotativo de corrente alternada, produzindo assim energia elétrica (REIN,2013).

O vapor de saída do turbo gerador, conhecido como vapor de escape, é reutilizado na indústria como meio de aquecimento para diversos fins nos processos produtivos de açúcar e etanol. O vapor superaquecido pode também ser utilizado para acionamento de cargas mecânicas como turbo-bombas e outros.

A eficiência de turbinas pode variar de 45% para turbinas pequenas de acionamento mecânico até 85% para turbo geradores maiores, devido à condição de

entrada do vapor superaquecido nas turbinas, em termos de pressão e temperatura, que determina a entalpia disponível para a transmissão de energia (REIN,2013).

Dáí a importância do acompanhamento da eficiência operacional da caldeira de geração de vapor de alta pressão, de modo que esteja disponível a máxima carga de vapor, a temperatura e pressão adequados visando a otimização também da produção e geração de energia elétrica.

Assim, podemos resumir esquematicamente a etapa de geração de energia e vapor conforme Figura 5:

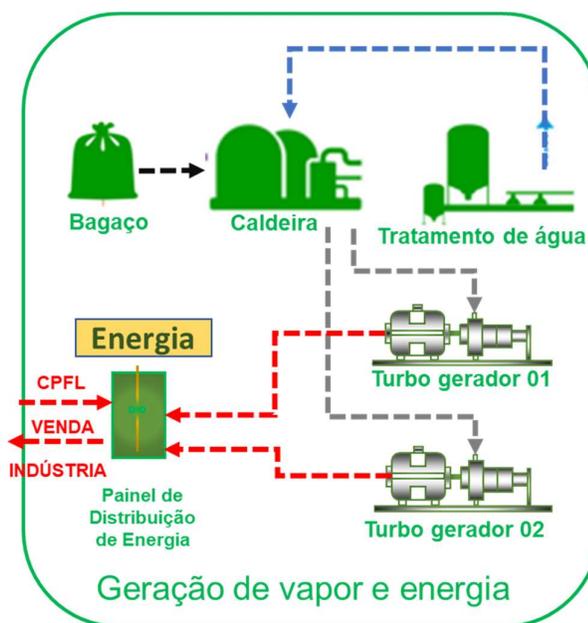


Figura 5 – Fluxograma simplificado de geração de vapor e energia elétrica

2.3 Caldeiras de biomassa de cana-de-açúcar (bagaço)

Para atingir o objetivo proposto neste trabalho, é necessário conhecer a capacidade de projeto e de operação da caldeira em estudo, parâmetros de poder calorífico do combustível utilizado que é a biomassa de cana-de-açúcar, bem como a fundamentação teórica dos métodos de cálculo de eficiência disponíveis na literatura neste tema.

2.3.1. Caldeira Aquatubular

A caldeira em estudo é do tipo aquatubular, de produção de vapor de alta pressão e temperatura, com sistema de recuperação de energia, de fabricação da empresa Equipalcool e foi projetada, produzida e posta em operação em 2008.

Esta caldeira é projetada para atender a demanda de operação de produção de energia de dois geradores de energia elétrica (BALDIN,2019).

Quadro 1 – Capacidade de produção instalada para a caldeira em estudo

<i>Caldeira</i>	<i>Valores</i>	<i>Unidade</i>
Fluxo de Vapor	200	t/h
Temperatura	515	°C
Pressão	67	kgf/cm ²

Adaptado pelo autor.
Fonte: (BALDIN, 2019)

A caldeira é composta pela parte de geração de vapor e pelo sistema de recuperação de energia dos gases de exaustão.

A seguir estão detalhados os sistemas que compõe a operação da caldeira.

2.3.1.1. Sistema de combustão, ar atmosférico e gás de exaustão

O sistema de combustão consiste na fornalha que é alimentada através de roscas alimentadoras de bagaço à temperatura média de 30°C que sob chama de queimadores pilotos e principais, juntamente com o ar atmosférico, entra em combustão para aquecer e vaporizar a água através das paredes dos tubos, no feixe convectivo. Os gases da combustão que deixam a fornalha por volta de 950°C são utilizados no super aquecedor, para sobreaquecer o vapor que flui do feixe tubular para que seja gerado vapor nas condições apresentadas no Quadro 1 – Capacidade de produção instalada para a caldeira em estudo (BALDIN,2019).

O sistema de recuperação de energia dos gases de exaustão é composto pelo economizador de baixa temperatura (ECO 2) que troca calor dos gases saídos do super aquecedor e feixe tubular para aquecer a água de alimentação da caldeira até 140°C que receberá na sequencia mais uma carga térmica ao passar pelo economizador de alta temperatura (ECO 1) onde atingirá a temperatura de 180°C na qual será alimentada no tubulão de vapor. Os gases que saem do ECO 2 seguem pelo pré-aquecedor de ar 2 (PRÉ AR 2) com temperatura de 400°C, que será utilizado para aumentar a temperatura do ar de alimentação para a fornalha já aquecido pelo pré-aquecedor de ar 1 (PRÉ-AR1) (BALDIN,2019).

Resumidamente os economizadores, ECO 1 e ECO2 fazem parte do

subsistema que elevam a temperatura da água para alimentar a caldeira. E o PRÉ AR 1 e PRÉ AR 2 são os subsistemas que elevam a temperatura do ar para entrada na câmara de combustão. O sistema está detalhado no fluxograma de processo conforme Figura 6:

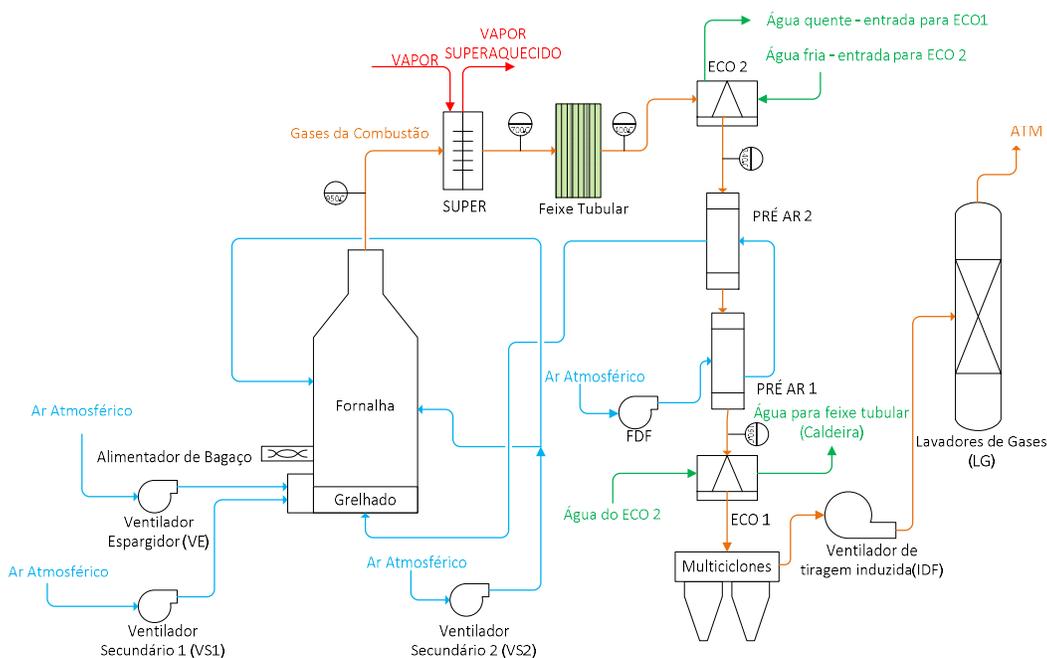


Figura 6 – Fluxograma de Processo – Ar Atmosférico e Gases de Exaustão

Adaptado pelo autor.
Fonte: (BALDIN, 2019)

Os parâmetros de projetos para o sistema ar atmosférico e dos gases de exaustão, podem ser encontrados em ANEXO C - Dados de projeto gases de exaustão.

2.3.1.2. Sistema de água e geração de vapor

A água utilizada para alimentação da caldeira é proveniente do subsistema de tratamento de água. Esta água é bombeada até o sistema de desaeração que é necessário para que a água seja alimentada sem bolhas de ar e em temperatura e pressões adequadas nos tubulões de vaporização e inferior da caldeira. Há também um sistema de aquecimento em rampa da água de alimentação, advinda dos economizadores de alta e baixa temperatura, apresentados na Figura 6 . Finalmente a geração de vapor em si, ocorre no feixe tubular, por convecção dos gases da

exaustão do bagaço nas paredes de tubos de água.

Este sistema está detalhado no fluxograma de processo conforme Figura 7:

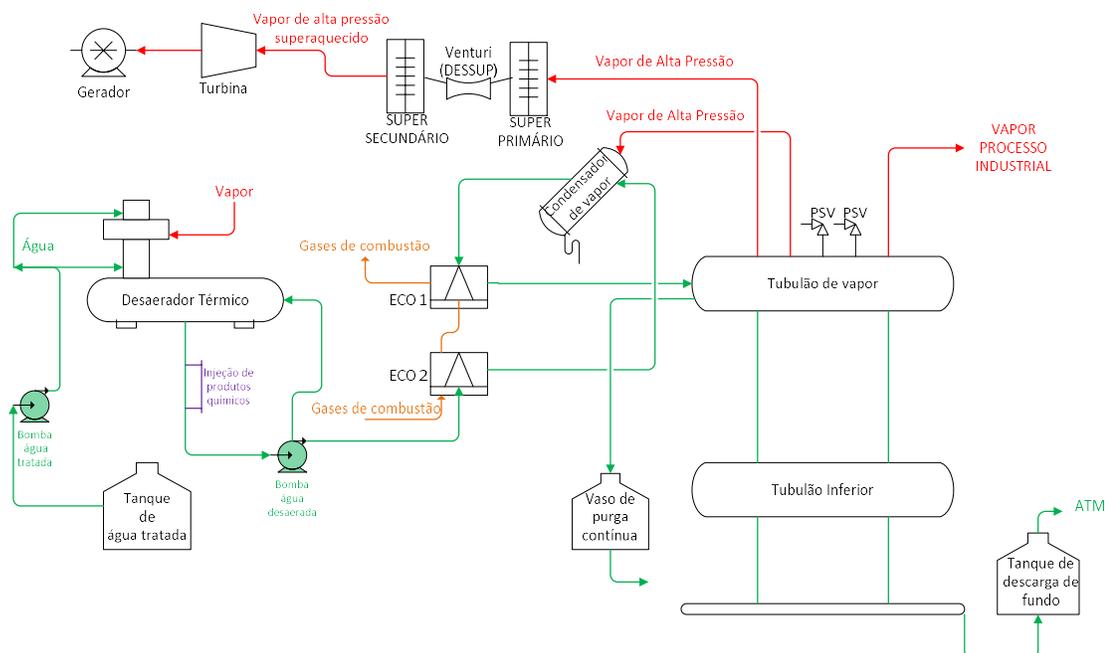


Figura 7 – Fluxograma de Processos – água e vapor d'água

Adaptado pelo autor.
Fonte: (BALDIN, 2019)

2.3.1.3. Localização da instalação da caldeira

A medição de temperatura ambiente e a pressão atmosférica média é importante para o balanço de estequiométrico e de massa referente a composição do ar na reação de combustão do bagaço em condições reais (CORTEZ, *et al.* 1998).

A unidade em estudo fica localizada no estado de São Paulo, na cidade de Pirassununga (latitude 21°99' Sul / longitude 47°42' Oeste).

Está localizada a 200 km da cidade de São Paulo, 100 km ao norte da cidade de e Campinas e 100 km do sudoeste da cidade de São Carlos, onde são captados os dados meteorológicos da região em estudo para utilização neste trabalho conforme Figura 8:



Figura 8 – Mapa de localização da cidade de Pirassununga e São Carlos – SP

Para a execução do balanço estequiométrico para tal localidade, é necessário definir a composição do ar atmosférico real tanto em seu percentual mássico, quanto molar com base na umidade relativa do ambiente. (CORTEZ, *et al.*1998).

Para definição da pressão de vapor, foi utilizado a equação (1):

$$P^{\circ}_{H_2Ov} = \phi_w * P_{sat}(T_{bs}) \quad (1)$$

Em que:

- $P^{\circ}_{H_2Ov}$ – Pressão de vapor da água na temperatura de estudo
- ϕ_w – Umidade relativa da localidade em estudo
- $P_{sat}(T_{bs})$ – Pressão de saturação da água na temperatura de estudo

Para definição da umidade absoluta mássica, foi utilizado a equação (2):

$$\omega_m = 0,622 \frac{P^{\circ}_{H_2Ov}}{P^{\circ}_{Ar\ atm}} \quad (2)$$

Em que:

- ω_m – Umidade relativa absoluta mássica
- $P^{\circ}_{H_2Ov}$ – Pressão de vapor da água na temperatura de estudo
- $P^{\circ}_{Ar\ atm}$ – Pressão do ar atmosférico seco para a temperatura de estudo

Para definição da umidade absoluta molar, foi utilizado a equação (3):

$$\omega_{mol} = \frac{P^{\circ}_{H_2Ov}}{P^{\circ}_{Ar\ atm}} \quad (3)$$

Em que:

- ω_{mol} – Umidade relativa absoluta molar
- $P^{\circ}_{H_2Ov}$ – Pressão de vapor da água na temperatura de estudo
- $P^{\circ}_{Ar\ atm}$ – Pressão do ar atmosférico para a temperatura de estudo

2.3.2. Combustível

A biomassa cana-de-açúcar (bagaço) é um combustível de composição multivariada e é necessário realizar análises para definir a sua composição do bagaço em estudo, a fim de realizar o balanço de massa através do balanço estequiométrico das espécies caracterizadas neste bagaço (CORTEZ, L.A.B.; GÓMEZ, E.O.,1998).

2.3.2.1. Caracterização da biomassa de cana-de-açúcar (bagaço)

A caracterização foi realizada pelo Instituto de pesquisas tecnológicas do estado de São Paulo (IPT-SP) sob relatório de ensaio nº 1 077 372-203, emitido em 26 de janeiro de 2016, seguindo as metodologias ASTM, conforme descrito no relatório supracitado.

Os resultados obtidos desta caracterização englobam os valores mássicos dos elementos que compõe a biomassa cana-de-açúcar (bagaço) na Tabela 3.

Neste mesmo protocolo de caracterização, foi analisado e definido o poder calorífico da biomassa de cana-de-açúcar (bagaço).

O Poder calorífico é definido como a quantidade de energia contida no combustível expressa por unidade de massa. (SOSA-ARNAO, 2007)

Esta análise foi realizada para a biomassa cana-de-açúcar (bagaço) seco e úmido, sendo este último, considerado como queimado na caldeira em estudo deste trabalho, conforme descrito na Tabela 3 e Tabela 4, respectivamente:

Tabela 3 – Caracterização do bagaço de cana-de-açúcar

<i>Bagaço seco (Componentes)</i>	<i>% em massa</i>
Cinzas	17,6 ± 2,7
Carbono	39,7
Hidrogênio	5,4
Nitrogênio	0,3
Oxigênio	37
Enxofre total	<0,1
Teor de cloreto (Cl-)	0,037 ± 0,001

Adaptado pelo autor.

Fonte: (IPT,2016)

Tabela 4 – Poder calorífico do bagaço de cana-de açúcar

<i>Bagaço</i>	<i>Umidade (%)</i>	<i>Poder calorífico superior (MJ/kg)</i>	<i>Poder calorífico inferior (MJ/kg)</i>
Bagaço seco	0	16,12 ± 0,11	14,96
Bagaço úmido	53,5	7,5	5,66

Adaptado pelo autor.

Fonte: (IPT,2016)

Conforme Scheufelle, 2014, o processo de secagem de biomassa de cana-de-açúcar (bagaço) apresenta comportamento exponencial, e considerando que o PCI e PCS vão variar de acordo com a umidade, admitimos para este trabalho estabelecer um gráfico de acordo com os dados disponíveis de poder calorífico para um determinado valor de umidade, de modo que fosse possível estimar os valores de PCI e PCS de acordo com o gráfico estabelecido abaixo, com base nos dados da Tabela 4:

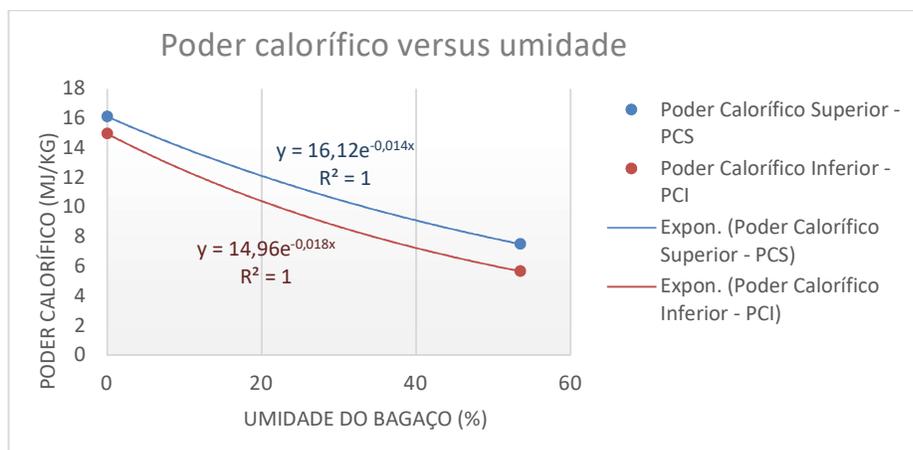
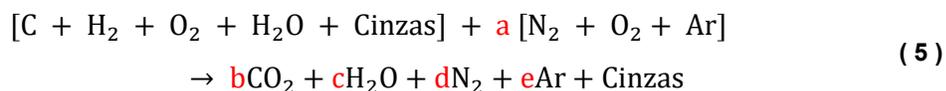


Figura 9 – Gráfico de variação de PCI e PCS vs umidade do bagaço

2.3.2.2. Reações de combustão da biomassa de cana-de-açúcar (bagaço)

A reação de combustão completa padrão da biomassa cana-de-açúcar (bagaço úmido), pode ser definida conforme equação (4) e refere-se à condição de queima de bagaço completa, desdobrada por elemento químico conforme descrito na equação (5):



Em que:

- a – Coeficiente estequiométrico de ar ambiente.
- b – Coeficiente estequiométrico do CO₂.
- c – Coeficiente estequiométrico de H₂O
- d – Coeficiente estequiométrico de N₂
- e – Coeficiente estequiométrico de Ar

Através do balanceamento da equação, é possível determinar a relação de kg de ar seco por kg de bagaço úmido requerido para que a reação ocorra de forma completa (CORTEZ, *et al.*, 1998).

Com os valores dos índices estequiométricos da reação de combustão completa, é possível calcular a relação molar de ar seco, que é a somatória das frações molares do ar seco dividido pela somatória das frações molares do bagaço úmido definidos a equação (6):

$$RT_{\text{mol as,bu}} = \frac{n_{\text{ar seco}}}{n_{\text{bag umi}}} \left(\frac{k \text{ mol ar seco}}{k \text{ mol de bagaço úmido}} \right) \quad (6)$$

Em que:

- RT_{mol as,bu} – Relação teórica molar (kmol ar seco / kmol bag.umid)
- n_{ar seco} – Somatório das frações molares do ar seco
- n_{bag umi} – Somatório das frações molares do bagaço úmido

Para calcular a relação teórica mássico ar/combustível devemos considerar

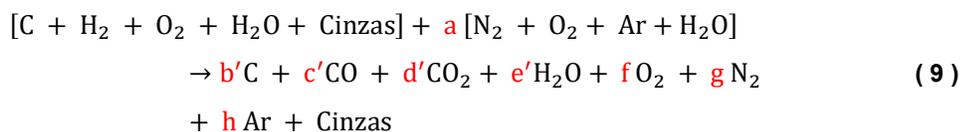
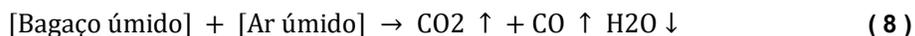
do valor da massa molar do bagaço conforme equação (7):

$$RT_{\text{mas as,bu}} = \frac{n_{\text{ar seco}}}{n_{\text{bag umi}}} * \frac{MM_{\text{bag seco}}}{MM_{\text{bag úmido}}} * \frac{mf_{\text{bag seco}}}{mf_{\text{bag sec cin}}} \quad (7)$$

Em que:

- $RT_{\text{mas as,bu}}$ – Relação teórica mássica (kg ar seco / kg bag.umid)
- $n_{\text{ar seco}}$ – Somatório das frações molares do ar seco
- $n_{\text{bag umi}}$ – Somatório das frações molares do bagaço úmido
- $MM_{\text{bag seco}}$ – Massa molar do bagaço seco (kg bagaço/kmol bagaço)
- $MM_{\text{bag úmido}}$ – Massa molar do bagaço úmido (kg bagaço/kmol bagaço)
- $m_{\text{f bag seco}}$ – Fração mássica do bagaço seco
- $m_{\text{f bag sec cin}}$ – Fração mássica do bagaço seco com cinzas

A descrição equação (8) refere-se à condição de queima de bagaço real, desdobrada por elemento químico conforme descrito na equação (9).



Em que:

- a – Coeficiente estequiométrico de ar ambiente úmido.
- b' – Coeficiente estequiométrico de C – Carbono
- c' – Coeficiente estequiométrico de CO – Monóxido de Carbono
- d' – Coeficiente estequiométrico de CO₂ – Dióxido de Carbono
- e' – Coeficiente estequiométrico de H₂O - Água
- f – Coeficiente estequiométrico de O₂ – Oxigênio
- g – Coeficiente estequiométrico de N₂ – Nitrogênio
- h – Coeficiente estequiométrico de Ar – Argônio

A definição dos índices estequiométricos da reação de combustão incompleta,

dependem do fluxo mássico dos gases de exaustão na saída da chaminé da caldeira (CORTEZ, *et al.*, 1998). Com as medições do aparelho TESTO 330, pode se admitir que:

$$x = c' + d' + f + g + h \quad (10)$$

Em que:

x – Soma dos coeficientes estequiométricos dos produtos gasosos medidos pelo equipamento TESTO 330.

c' – Coeficiente estequiométrico de CO – Monóxido de Carbono

d' – Coeficiente estequiométrico de CO₂ – Dióxido de Carbono

f – Coeficiente estequiométrico de O₂ – Oxigênio

g – Coeficiente estequiométrico de N₂ – Nitrogênio

h – Coeficiente estequiométrico de Ar – Argônio

Através do balanceamento desta equação e dos cálculos dos coeficientes estequiométricos, é possível determinar a relação de kg de ar úmido por kg de bagaço úmido requerido para que a reação ocorra de forma incompleta conforme a combustão real ocorrida na fornalha da caldeira (combustão incompleta) calcula-se assim, a relação real molar de ar seco e bagaço úmido, segue o mesmo procedimento de cálculo para definição destes parâmetros para a queima teórica. (CORTEZ, *et al.*, 1998).

$$RR_{\text{mol as,bu}} = \frac{n \text{ ar seco}}{n \text{ bag umi}} \left(\frac{\text{Kmol ar seco}}{\text{Kmol de bagaço úmido}} \right) \quad (11)$$

Em que:

RR_{mol as,bu} – Relação real molar (kmol ar seco / kmol bag.umid)

n ar seco – Fração molar do ar seco

n bag umi – Fração molar do bagaço úmido

Para calcular a relação real mássica de ar seco e bagaço úmido, devemos considerar o valor da massa molar do bagaço conforme equação (12):

$$RR_{\text{mas as, bu}} = \frac{n_{\text{ar seco}}}{n_{\text{ar}}} * \frac{MM_{\text{bag seco}}}{MM_{\text{bag úmido}}} * \frac{mf_{\text{bag seco}}}{mf_{\text{bag sec cin}}} \quad (12)$$

Em que:

- $RR_{\text{mas as, bu}}$ – Relação real mássica (kg ar seco / kg bag.umid)
- $n_{\text{ar seco}}$ – Somatório das frações molares do ar seco
- $n_{\text{bag umi}}$ – Somatório das frações molares do bagaço úmido
- $MM_{\text{bag seco}}$ – Massa molar do bagaço seco (kg bagaço/kmol bagaço)
- $MM_{\text{bag úmido}}$ – Massa molar do bagaço úmido (kg bagaço/kmol bagaço)
- $m_{\text{f bag seco}}$ – Fração mássica do bagaço seco
- $m_{\text{f bag sec cin}}$ – Fração mássica do bagaço seco com cinzas

Os dados de fração molar do ar seco e bagaço úmido são importantes para determinar a quantidade de ar em excesso requerido para uma reação incompleta, em condição real de queima da biomassa cana-de-açúcar (bagaço úmido). (CORTEZ, *et al.*, 1998).

Para calcular o percentual de ar em excesso utilizado na queima do bagaço, basta aplicar a seguinte equação (13):

$$\text{Ar em excesso } (l) = \frac{RMR - RMT}{RMT} \quad (13)$$

Em que:

- l – Coeficiente de ar em excesso (%)
- $RR_{\text{mas as, bu}}$ – Relação real mássica (kg ar seco/ kg bagaço úmido)
- $RT_{\text{mas as, bu}}$ – Relação teórica mássica (kg ar seco/ kg bagaço úmido)

Segundo Beatón e Lora (1991), quanto maior for a umidade do bagaço, maior será a quantidade de ar em excesso isso porquê a umidade do bagaço de cana-de-açúcar impacta diretamente na quantidade do excesso de ar que entra na caldeira, assim, foi encontrada apenas esta correlação na literatura que relaciona tais variáveis, a qual é apresentada na equação (14). Esta correlação é válida para caldeiras com grelhas basculantes, e será usada para comparar o ar em excesso requerido teórico com o real calculado conforme equação (13).

$$\Phi = -2,5 + 75 * UB \quad (14)$$

Em que:

Φ – Coeficiente de excesso de ar - Beatón e Lora (1991)

UB – Umidade do bagaço (%)

O coeficiente (ϕ) relaciona o ar em excesso com o estequiométrico através da equação (15). Assim, a partir destes valores é possível determinar a relação ar/combustível em excesso e conseqüentemente a vazão do ar em excesso.

$$1 + \frac{\phi}{100} = \left[\frac{RR_{mol\ as, bu}}{RT_{mol\ as, bu}} \right] \quad (15)$$

Em que:

Φ – Coeficiente de excesso de ar - Beatón e Lora (1991)

$RR_{mol\ as, bu}$ – Relação real molar (kmol ar seco / kmol bag.umid)

$RT_{mol\ as, bu}$ – Relação teórica molar (kmol ar seco / kmol bag.umid)

2.3.2.3. Fluxo mássico dos gases de exaustão

Para correlacionar o balanço estequiométrico com o balanço de massa real da caldeira durante o período de estudo, é importante conhecer também a composição mássica dos gases de exaustão da caldeira. Para obtenção destes dados, um analisador de gás de exaustão, como o equipamento de marca TESTO modelo 330 deve ser utilizado. (CORTEZ, *et al*, 1998).

Conforme, Cortez, L.A.B *et al*. (1998), o conteúdo de CO₂ deve ser calculado usando o gráfico volumétrico para gases de exaustão segundo Babcock e Wilcox (1978). Este gráfico permite o cálculo da fração de CO₂ usando os dados de CO e O₂, e o máximo CO_{2max} considerando o perfil do bagaço queimado. O valor de CO_{2max} pode ser calculado usando a equação (16):

$$CO_{2max} (\%) = \frac{31,3 C}{1,504 C + 3,52 H_2 - 0,45 O_2} \quad (16)$$

Em que:

- C – Fração mássica do carbono no bagaço em base seca
- H₂ – Fração mássica do hidrogênio no bagaço em base seca
- O₂ – Fração mássica do oxigênio no bagaço em base seca

Usando a equação (17), é possível determinar a fração de CO₂ para uma combustão incompleta:

$$CO_2(\%) = \frac{CO_{2\max}}{100} * [100 - 4,78 * O_2 + 1,89 * CO] - CO \quad (17)$$

Em que:

- CO – Fração mássica do CO da combustão completa em base seca
- H₂ – Fração mássica do hidrogênio no bagaço em base seca
- O₂ – Fração mássica do oxigênio no bagaço em base seca
- CO_{2max} – Fração mássica do CO₂ da combustão completa em base seca

Os parâmetros de emissão dos gases de combustão podem ser monitorados através dos sistemas de coleta isocinética e balão evacuado em complementação aos dados calculados. Este monitoramento apresenta dados da concentração de material particulado, concentração e a taxa de emissão dos gases coletados, que são parâmetros importantes que refletem a qualidade da queima bem como a quantidade de combustível sendo queimado na câmara da caldeira (CORTEZ, *et al.*, 1998).

2.3.3. Métodos de cálculos de eficiência da caldeira

O método mais comum e adotado pela indústria refere-se à utilização da 1ª lei da termodinâmica através do método de balanço de energia de acordo à norma ASME PTC 4 (2008), que define as entradas e saídas (perdas) de energia durante o processo de queima do bagaço na fornalha, que operam com temperatura de saída do vapor até 300°C e pressão de até 2,1 MPa (ASME, 2008).

São considerados nos cálculos para a eficiência da caldeira os dados de poder calorífico inferior e superior da biomassa de cana-de-açúcar (bagaço) utilizado na câmara de combustão. (SOSA-ARNAO, 2007)

O método de entradas e saídas (ES), bem como o método de balanço de energia (BE) têm sido usados por diversos autores, entre eles: Lozano (1987); IPT (1990); Kitto J Stultz (1992); Acosta (1995); Barroso *et al.* (2003); Sanchez-Prieto (2003); Sosa-Arno, *et al.* (2006a), Sosa-Arno e Nebra (2007).

Para caldeiras que operam com temperatura de saída do vapor até 520°C e pressão de entre 2,1 MPa até 9,0 MPa, recomenda-se a aplicação da 2ª Lei da termodinâmica através dos métodos de insumos e produtos, bem como balanço de exergia (ASME,2008).

A aplicação dos cálculos de eficiências pela 2ª. Lei da termodinâmica evidencia o efeito da variação a maior dos parâmetros de temperatura e pressão através dos processos de perda de exergia.

Para estes métodos, podemos citar trabalhos na literatura dos seguintes autores: Lozano (1997); Cardenas *et al.* (1994), Sanchez-Pietro (2003); Sosa-Arno *et al.* (2006) e Sosa-Arno e Nebra (2007). Um resumo esquemático das metodologias de cálculo de eficiência pode ser visto na Figura 10.

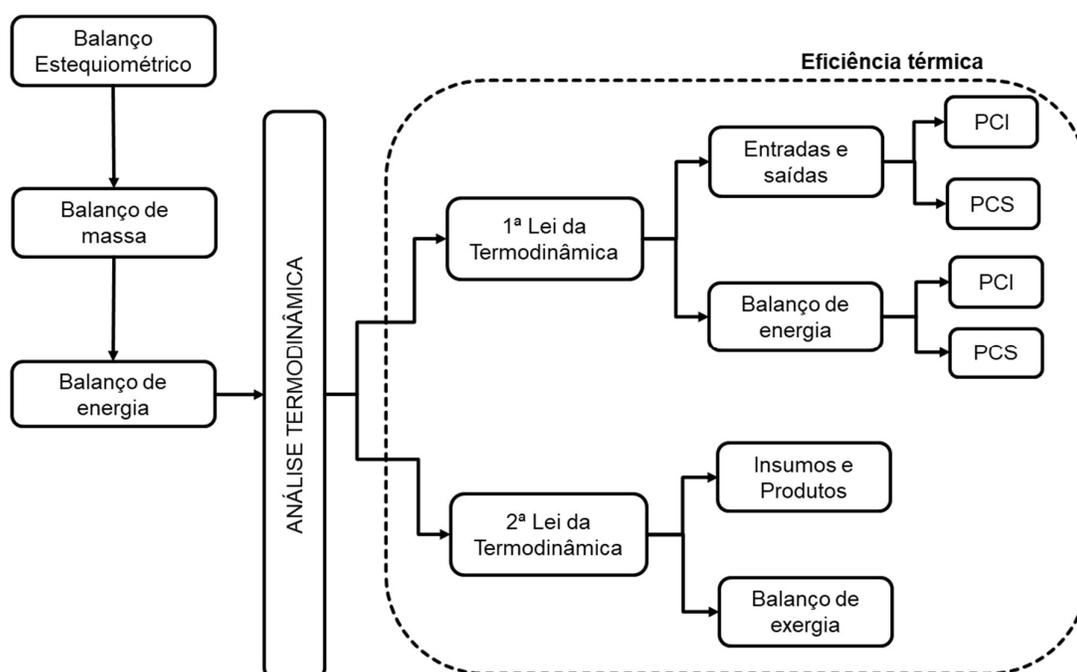


Figura 10 – Análise termodinâmica aplicada à caldeira de bagaço

Adaptado pelo autor.
Fonte: (ASME, 2008)

O Quadro 2 e o Quadro 3 demonstram respectivamente as vantagens e desvantagens da aplicação destes métodos de cálculo de eficiência para caldeiras

aquatubulares de até 300 °C e 2,1 MPa:

Quadro 2 – Vantagens métodos de eficiência - 1ª Lei Termodinâmica

Vantagens	
<i>Método ES</i>	<i>Método BE</i>
Requer poucas medições dos parâmetros de entradas e saídas	As medições primárias (análises e temperatura dos gases) podem ser feitas com muita precisão
Não precisa estimar as perdas não mensuráveis	Permite correções dos resultados dos testes para padronizar ou garantir as condições operacionais
Os parâmetros primários desde a definição da eficiência (entradas e saídas) são diretamente mensuráveis.	A eficiência “ <i>as tested</i> ” frequentemente tem menor incerteza devido a que as quantidades de perdas medidas representarem apenas uma pequena fração da energia total;
	Os efeitos de erros substanciais nas medições secundárias e valores estimados são mínimos
	Fontes de grandes perdas são identificadas.

Adaptado pelo autor.

Fonte: (ASME, 2008)

Quadro 3 – Desvantagens métodos de eficiência - 1ª Lei Termodinâmica

Desvantagens	
<i>Método ES</i>	<i>Método BE</i>
A vazão do combustível, o poder calorífico, a vazão do vapor, e as propriedades do vapor precisam ser medidas com muita precisão para reduzir as incertezas	Requer mais medições
Não ajuda a localizar as fontes de possível ineficiência	Não produz automaticamente dados de capacidade e saída.
Requer o uso do método do balanço de energia para corrigir os resultados dos testes para padronizar ou garantir as condições.	Algumas perdas são praticamente não mensuráveis e seus valores devem ser estimados.

Adaptado pelo autor.

Fonte: (ASME, 2008)

Para a caldeira em estudo, foram desenvolvidos os estudos de eficiência térmica com base na 1ª Lei da termodinâmica, pois é o método tecnicamente recomendado em termos de temperatura e pressão para o perfil operacional da

mesma.

2.3.3.1. Método de entradas e saídas (ES)

Para o método de entradas e saídas foram considerados os cálculos com base PCI e PCS conforme a equações (18) e (19) respectivamente:

- *Método entrada e saídas – PCI*

$$\eta_{es\text{ PCI}} = \left(\frac{m_{vap} * (h_{vap} - h_{aa})}{m_{bag} * PCI} \right) * 100 \quad (18)$$

Em que:

- PCI – Poder calorífico inferior do bagaço úmido (kJ/kg)
- h vap – Entalpia vapor saturado produzido na caldeira (kJ/kg)
- h aa – Entalpia da água de alimentação da caldeira (kJ/kg)
- m bag – Fluxo mássico de bagaço alimentado na caldeira (kg/s)
- m vap – Fluxo mássico de vapor produzido na caldeira (kg/s)

- *Método entrada e saídas – PCS*

$$\eta_{es\text{ PCS}} = \left(\frac{m_{vap} * (h_{vap} - h_{aa})}{m_{bag} * PCS} \right) * 100 \quad (19)$$

Em que:

- PCS – Poder calorífico superior do bagaço úmido (MJ/kg)
- h vap – Entalpia vapor saturado produzido na caldeira (kJ/kg)
- h aa – Entalpia da água de alimentação da caldeira (kJ/kg)
- m bag – Fluxo mássico de bagaço alimentado na caldeira (kg/s)
- m vap – Fluxo mássico de vapor produzido na caldeira (kg/s)

2.3.3.2. Método de balanço de energia (BE)

O método do balanço energia considera como primeira etapa, os cálculos das

entalpias do processo de combustão, para que seja possível então calcular as perdas térmicas associadas a ele. Dentro da caldeira apresenta-se um campo de temperaturas, as quais podem variar segundo as condições de turbulência, regiões ricas em oxigênio, e necessitam de monitoramento específico para medição. (SOSA-ARNAO, 2007).

Assim para o balanço de energia são considerados essencialmente os gases de exaustão e suas entalpias para os respectivos estados termodinâmicos de temperatura e pressão, conforme descritas na equação (20):

$$[m_{gus} * h_{gus}] = [m_{gssc} * h_{gssc}] + [m_{ar\ exc} * h_{ar\ exc}] + [m_{abu} * h_{abu}] \quad (20)$$

Em que:

m_{gus}	– Fluxo mássico de gases úmidos na saída caldeira (kg/s)
h_{gus}	– Entalpia aparente dos gases úmidos na saída da caldeira (kJ/kg)
m_{gssc}	– Fluxo mássico de gases secos na saída caldeira (kg/s)
h_{gssc}	– Entalpia aparente dos gases secos na saída da caldeira (kJ/kg)
$m_{ar\ exc}$	– Fluxo mássico de ar em excesso (kg/s)
$h_{ar\ exc}$	– Entalpia aparente do ar em excesso (kJ/kg)
m_{abu}	– Fluxo mássico de água no bagaço úmido (kg/s)
h_{abu}	– Entalpia aparente da água no bagaço úmido (kJ/kg)

Conforme Sosa-Arnao (2007), na literatura existem duas abordagens que aplicam o método do balanço de energia na análise de caldeiras de bagaço; a diferença entre estas propostas é que usam bases de cálculo diferentes: Base PCI – Poder Calorífico Inferior e PCS – Poder calorífico Superior. Estas abordagens foram adaptações de normas de cálculo da eficiência aplicadas às caldeiras de carvão, o qual por ser um combustível sólido apresenta certas características semelhantes ao bagaço.

As perdas de energia consideradas foram selecionadas com base nos trabalhos de Sosa-Arnao *et al.* (2006a) bem como Rein (2013).

Para o cálculo da eficiência por este método é necessário determinar a entalpia física do combustível conforme a equação (21) para base PCI e (22) para base PCS, respectivamente:

$$q_{f\text{ bag}} = c_{p\text{ bag}} * (T_{\text{bag ef}} - T_{\text{bag o}}) \quad (21)$$

Em que:

- $q_{f\text{ bag}}$ – Entalpia física do combustível (kJ/kg)
- $c_{p\text{ bag}}$ – Calor específico do bagaço (kJ/kg K), IPT (1990)
- $T_{\text{bag ef}}$ – Temperatura de entrada do bagaço na fornalha (°C)
- $T_{\text{bag o}}$ – Temperatura de referência do bagaço (°C)

$$q_{f\text{ bag, I}} = \text{PCI} + q_{f\text{ bag}} \quad (22)$$

Em que:

- $q_{f\text{ bag, I}}$ – Entalpia física do combustível bagaço (kJ/kg) Base PCI

Para o cálculo da entalpia física considerando base PCS, basta fazer a substituição do parâmetro conforme equação (23)

$$q_{f\text{ bag, S}} = \text{PCS} + q_{f\text{ bag}} \quad (23)$$

Em que:

- $q_{f\text{ bag, S}}$ – Entalpia física do combustível bagaço (kJ/kg) Base PCS

A partir do cálculo da entalpia física da biomassa de cana-de açúcar (bagaço) pode-se calcular a eficiência em base PCI e PCS. Para o cálculo de eficiência com base PCI a parcela representada por q_2 é referente a perda de energia dos gases totais (úmidos e secos) de exaustão na saída da chaminé da caldeira e constitui-se a maior delas (SOSA-ARNAO, 2007). A eficiência da caldeira calculada na base PCI compreende as seguintes perdas, conforme equação (24):

$$\eta''1 = 100 - (q_2 + q_3 + q_4 + q_5 + q_6 + q_7) \quad (24)$$

Em que:

- q₂ – Perda de energia com os gases da exaustão (%)
- q₃ – Perda de energia pela não combustão química (%)
- q₄ – Perda de energia pela não combustão mecânica (%)
- q₅ – Perda de energia ao meio ambiente (%)
- q₆ – Perda de energia com as cinzas e a escória (%)
- q₇ – Perda de energia com purgas da caldeira (%)

As perdas consideradas em termos de q₃, q₄, q₅, q₆ e q₇ para o cálculo de eficiência com base no PCI são as mesmas perdas estabelecidas para o cálculo da eficiência com base no PCS, mudando apenas a base de cálculo que passa a ser então o valor do parâmetro PCS. Ainda na base PCS, conforme Sosa-Arno, (2007), propõe-se separar a perda de energia dos gases de exaustão em três partes que são; perda de energia com os gases secos (q₂*); perda de energia devido à evaporação da água formada a partir do hidrogênio (q₈) e perda de energia devido à evaporação da umidade contida no bagaço (q₉). A eficiência da caldeira calculada na base PCI compreende as seguintes perdas, conforme equação (25):

$$\eta''_2 = 100 - (q_2 * + q_3 + q_4 + q_5 + q_6 + q_7 + q_8 + q_9) \quad (25)$$

Para fundamentação do cálculo das perdas foram utilizadas as equações de (26) a (31), conforme segue:

q₂ – Perda de energia com os gases da exaustão (%)

$$q_2 = \frac{(m_{gus} * (h_{gus} - h_{gu,o})}{m_{bag} * q_{f bag, l}} * (100 - q_4) \quad (26)$$

Em que:

- h_{gus} – Entalpia aparente dos gases úmidos na saída da caldeira (kJ/kg)
- h_{gu,o} – Entalpia aparente dos gases úmidos no estado de referência (kJ/kg)
- m_{bag} – Fluxo mássico de bagaço alimentado na caldeira (kg/s)
- m_{gus} – Fluxo mássico de gases úmidos na saída caldeira (kg/s)
- q_{f bag, l} – Entalpia física do combustível bagaço (kJ/kg) Base PCI

q₂* – Perda de energia com os gases da exaustão (%)

$$q_{2*} = \left(\frac{m_{gssc} * (h_{gssc} - h_{gs,o})}{m_{bs} * q_{fbag,S}} \right) * 100 - q_4 \quad (27)$$

Em que:

- m_{gssc} – Fluxo mássico de gases secos na saída caldeira (kg/s)
- h_{gssc} – Entalpia aparente dos gases secos na saída da caldeira (kJ/kg)
- h_{gs,o} – Entalpia aparente dos gases secos no estado de referência (kJ/kg)
- q_{fbag,S} – Entalpia física do combustível bagaço (kJ/kg) Base PCS

q₃ - Perda de energia pela combustão incompleta por causas químicas

Para reação completa este valor deve ser considerado zero uma vez que ele não apresenta material não combusto (SOSA-ARNAO, 2006a).

No entanto nas reações de combustão em caldeiras de biomassa de cana-de-açúcar (bagaço) ocorrem variações na composição em que não é possível garantir a combustão completa, o que também pode ser evidenciado pelo percentual de O₂ emitido na chaminé da caldeira. (REIN, 2013)

Desse modo foi considerado que a perda referente aos materiais não combusto, são aquelas descritas conforme Rein (2013) pela equação (28):

$$q_3 = 100 * \left(\frac{q_{CO}}{q_{bag}} \right) * \frac{32979 - 10110}{PCI} \quad (28)$$

Em que:

- q_{CO} – Calor gerado pela liberação de CO (kJ/s)
- q_{bag} – Calor gerado pela queima do bagaço (kJ/s)
- PCI – Poder calorífico inferior do bagaço úmido (kJ/kg)

q₄ – Perda de energia pela não combustão mecânica (%)

Essa perda é referente ao combustível não queimado na câmara de combustão da caldeira que está misturado com as cinzas advindas do próprio bagaço de entrada na fornalha. Neste trabalho, admitimos que em função de termos o valor total de cinza gerado na reação de combustão incompleta.

$$q_4 = \left(a_{f_{gr}} * \left(\frac{c_{f_{gr}}}{(100 - c_{f_{gr}})} \right) + a_{f_{pa}} * \left(\frac{c_{f_{pa}}}{(100 - c_{f_{pa}})} \right) \right. \\ \left. + a_{f_{lvg}} * \left(\frac{c_{f_{lvg}}}{(100 - c_{f_{lvg}})} \right) \right) + \frac{(PCI_{cinza} * m_{cinza})}{q_{f_{bag}}} \quad (29)$$

Em que:

- $a_{f_{gr}}$ – Fração do conteúdo total de cinzas do combustível na grelha
- $a_{f_{lvg}}$ – Fração do conteúdo total de cinzas do combustível no lavador de gases
- $a_{f_{pa}}$ – Fração do conteúdo total de cinzas do combustível no pré aquecedor de ar
- $c_{f_{gr}}$ – Conteúdo de carbono fixo nas cinzas recolhidas na grelha
- $c_{f_{lvg}}$ – Conteúdo de carbono fixo no material separado no lavador de gases
- $c_{f_{pa}}$ – Conteúdo de carbono fixo retido no pré aquecedor de ar
- m_{cinza} – Conteúdo de carbono fixo retido no pré aquecedor de ar
- q_{bag} – Calor gerado pela queima do bagaço (kJ/s)
- PCI_{cinzas} – Poder calorífico do combustível contido nas cinzas (327,9 kJ/kg)

q₅ - Perda de energia ao meio ambiente - ASME PTC 4.1

Para o cálculo desta perda foi usada a carta de perdas de energia por Radiação ABMA (ASME PTC 4.1, 1964), para ambas bases PCI e PCS. Esta carta é apresentada ANEXO E – Carta de radiação ABMA (ASME PTC 4.1, 1964) onde as perdas de energia estão correlacionadas com a energia recebida para transformação da água em vapor saturado na caldeira em estudo considerando as informações de projeto. Ainda segundo a ASME,2008 a forma correta de calcular estas perdas deveria ser equacionando todas as trocas de calor por convecção e radiação desde as paredes da caldeira para o meio ambiente. Porém, em termos práticos este trabalho é muito extenso para disponibilização ao acesso imediato em ambiente industrial para cálculo da eficiência, motivo pelo qual esta carta foi criada e adotada neste trabalho.

q₆ - Perda de energia com cinzas e escórias

Segundo Beatón e Lora (1991), esta perda é menor do que 0,1% e, portanto, foi desprezada.

q7 - Perda de energia com purgas da caldeira

Esta perda já está contabilizada nas perdas mecânicas já que é necessário eliminar os sólidos totais, o qual é realizado através das purgas, e, portanto, será considerada zero.

q8 - Perda de energia devido à evaporação da água formada a partir do hidrogênio contido no combustível (%)

$$q_8 = \left(\frac{m_{vh} * (h_{vh} - h_{vh, o})}{m_{bs} * q_{f bag, S}} \right) * 100 \quad (30)$$

Em que:

- m_{vh} – Fluxo mássico de vapor de água referente ao hidrogênio (kg/s)
- h_{vh} – Entalpia aparente do vapor de água referente ao hidrogênio (kJ/kg)
- $h_{vh, o}$ – Entalpia aparente do vapor de água referente ao hidrogênio no estado de referência (kJ/kg)
- m_{bs} – Fluxo mássico do bagaço seco (kg/s)
- $q_{f bag, S}$ – Entalpia física do combustível bagaço (kJ/kg) Base PCS

q9 - Perda de energia devido à evaporação da água proveniente da umidade do bagaço (%)

$$q_9 = \left(m_{vbg} * \frac{(h_{vbg} - h_{vbg, o})}{(m_{bs} * q_{f bag, S})} \right) * 100 \quad (31)$$

Em que:

- m_{vbg} – Fluxo mássico de vapor de água referente à umidade do bagaço (Kg/s)
- h_{vbg} – Entalpia aparente do vapor de água referente ao bagaço (KJ/Kg)
- $h_{vbg, o}$ – Entalpia aparente do vapor de água referente ao bagaço no estado de referência (KJ/Kg)
- m_{bs} – Fluxo mássico do bagaço seco (Kg/s)
- $q_{f bag, S}$ – Entalpia física do combustível bagaço (KJ/Kg) Base PCS

3 MATERIAIS E MÉTODOS

Para este trabalho foram utilizados os métodos que compreendem a 1ª Lei da termodinâmica, utilizando dados reais coletados no processo de produção, bem como dados da localidade onde a usina em estudo está instalada.

3.1 Estudo de Caso – Caldeira de biomassa de cana-de-açúcar (bagaço)

A unidade em estudo é uma usina de produção de açúcar, etanol e energia elétrica que apresenta o seguinte perfil de produção de acordo com Quadro 4:

Quadro 4 – Capacidade instalada da unidade em estudo

<i>Matéria Prima e Produtos</i>	<i>Capacidade Instalada</i>	<i>Unidade*</i>
Moagem	2.200	MM ton. cana
Açúcar	170.000	ton.
Etanol Hidratado	47.000	m ³
Etanol Anidro	47.000	m ³
Energia	160.000	kW
* por safra - média de 260 dias de operação		

Adaptado pelo autor.

Fonte: (BALDIN, 2019; ANEEL,2018; ANP,2018)

Para garantir que a operação atinja a máxima capacidade de produção instalada é necessário que o sistema de geração de vapor opere em igual condição, assim, os parâmetros de projeto utilizados nos cálculos para o sistema de água e vapor superaquecido de alta pressão, podem ser encontrados no ANEXO D - Dados de projeto para água e vapor d'água, deste trabalho.

3.2 Dados ambientais

Foram levantados os dados ambientais pelo portal do BDMEP, para o mês de junho de 2018, referente ao mesmo período no qual foram coletados os dados de produção que foram utilizados neste trabalho.

3.3 Balanço estequiométrico e de massa

Para realizar o balanço estequiométrico de espécies é recomendado que o

mesmo seja realizado em base molar (CORTEZ, *et al*,1998).

O balanço estequiométrico das espécies e o balanço de massa foram realizados para o fluxo de massa das entradas e saídas conforme volume de controle, fornalha da caldeira, de acordo com a figura abaixo:

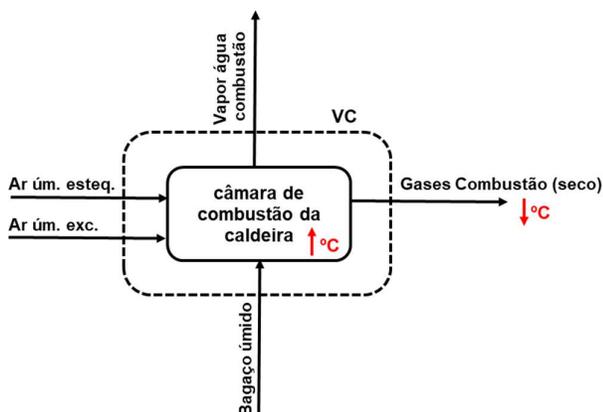


Figura 11 – Volume de controle na combustão do bagaço úmido

Com o volume de controle e os dados de caracterização do combustível definidos, é possível determinar o balanço estequiométrico.

A reação real de combustão é incompleta e pode ser definida conforme equação (8) desdobrada por elemento químico conforme descrito na equação (9) no item 2.3.2.2 da fundamentação teórica.

Posteriormente com o balanço dos coeficientes estequiométricos, número de moles das espécies, é possível determinar com base nos dados reais de operação os valores mássicos referente às espécies na caldeira em estudo.

3.3.1. Fluxo mássico dos gases de exaustão – TESTO-330

Entre o período de 01 de junho à 29 de junho de 2018, foram realizadas medições periódicas através do analisador de gás de exaustão, equipamento de marca TESTO modelo 330.

Os dados coletados foram o percentual de oxigênio (O_2) variando entre 0 e 21%, valores mássicos de dióxido de carbono (CO_2), expressos em partes por milhão (ppm), e a vazão volumétrica dos gases de saída da exaustão, expressa em litros por minuto (lpm).

Os dados utilizados são referentes ao mesmo período coletado para os dados de produção datados de junho de 2018.

3.3.2. Fluxo mássico dos gases de exaustão – Balanço de massa

Foram realizados cálculos de balanço de massa estequiométrico, com base na massa de bagaço úmido adotado na entrada da caldeira, utilizando os dados de reação incompleta, considerando assim o combustível como queimado.

O objetivo deste cálculo é definir os valores de emissão dos gases secos e úmidos na saída da caldeira, por espécie.

3.3.3. Dados de Produção - Caldeira

Os dados de produção do sistema de geração de vapor, desde as matérias primas até o produto, são importantes para que possa ser utilizado no balanço de massa e energia até os cálculos finais de eficiência da caldeira.

3.4 Balanço de energia

O balanço de energia foi realizado de acordo com o processo de troca térmica realizada nos fluxos de entradas e saídas do volume de controle descrito na Figura 11 , bem como descrito no item 2.3.3.2 da fundamentação teórica.

3.4.1. Métodos de cálculos de eficiência da caldeira

Os métodos utilizados para o cálculo de eficiência da caldeira foram aqueles apresentados no item 2.3.3 da fundamentação teórica.

3.4.2. Temperaturas de estudo para análise térmica

Para desenvolver o balanço de energia foi necessário determinar a temperatura adotadas no volume de controle conforme descrito na

Figura 11 – Volume de controle na combustão do bagaço úmido, assim, foram realizados monitoramento real da temperatura da fornalha da caldeira em valores, médios e máximos, bem como a temperatura de saída dos gases de exaustão da chaminé (SALINAS,2019).

3.5 Material de apoio – Ferramenta auxiliar de cálculos.

Como um método de sistematização dos cálculos propostos na fundamentação teórica foi utilizada uma ferramenta desenvolvida em *Exce*®, exclusivamente para este estudo de caso, com objetivo de auxiliar nos cálculos e simulações dos resultados apresentados neste trabalho.

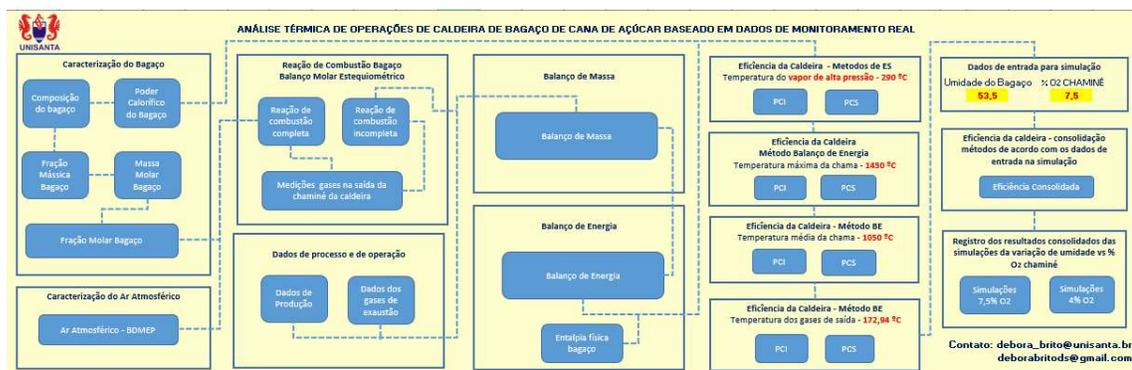


Figura 12 – Ferramenta para cálculos de eficiência de caldeira de bagaço.

4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Os resultados serão apresentados conforme os dados coletados apresentados no item 3 de materiais e métodos, de modo a determinar a eficiência da caldeira ao final dos cálculos.

4.1 Dados ambientais

Foi realizada uma análise estatística dos dados ambientais, onde foi possível verificar que o desvio padrão ultrapassava o valor recomendado de 2% para ser considerado dados com uma distribuição normal, de modo que fosse possível utilizar a temperatura ambiente e umidade relativa média. A Tabela 5 mostra o resumo da análise estatística realizada:

Tabela 5 – Análise estatística dos dados ambientais BDMEP

<i>Valores</i>	<i>Temperatura bulbo seco (°C)</i>	<i>Temperatura bulbo úmido (°C)</i>	<i>Umidade relativa (%)</i>	<i>Pressão atmosférica (mbar)</i>
Mínimo	13,00	12,20	44,00	918,60
Máximo	22,50	19,50	96,00	928,80
Média	18,58	15,57	73,78	923,31
Tamanho da amostragem (n)	51,00	51,00	51,00	51,00
Número de classes	6,69	6,69	6,69	6,69
Classes	7,00	7,00	7,00	7,00
Incremento 1	1,36	1,04	7,43	1,46
Incremento 2	0,10	0,07	0,52	0,10
Desv. Padrão	2,22	1,81	13,39	2,32
% Desvio Padrão	12%	12%	18%	0%

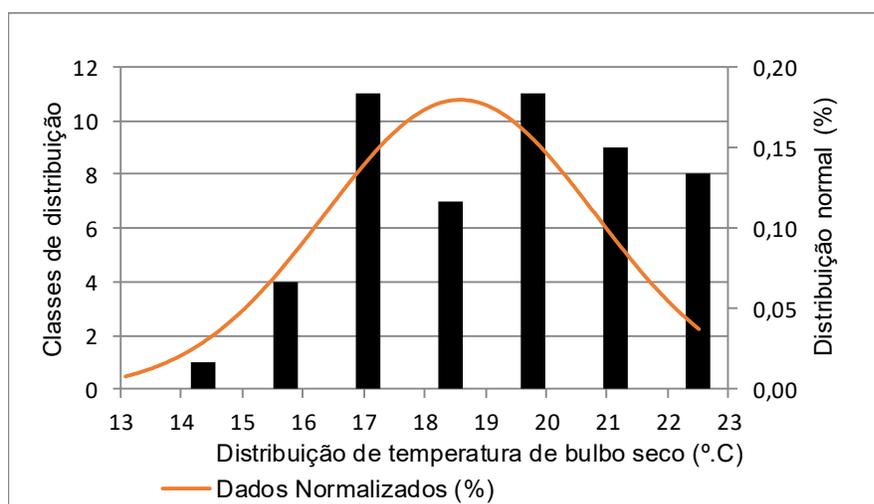
Para cada uma das variáveis que apresentou desvio padrão acima de 2%, foi determinada a frequência dos dados para estabelecer a temperatura ambiente e umidade relativa de frequências mais recorrente e ideias para definir a fração mássica do ar real utilizado no balanço estequiométrico e de massa.

Tabela 6 – Análise estatística da temperatura de bulbo seco

<i>Classes</i>	<i>Temperatura de corte bulbo seco (°C)</i>	<i>Frequência de corte temperatura bulbo seco (°C)</i>
1	14,36	1
2	15,71	4
3	17,07	11
4	18,43	7
5	19,79	11
6	21,14	9
7	22,50	8

Os dados com maior frequência de ocorrência estão entre as classes 3 e 5, porém há uma concentração de dados nas classes 6 e 7 que apresentam temperaturas maiores de bulbo seco.

Os dados de temperatura do bulbo seco foram normalizados para melhor visualização da distribuição dos dados de tendência da temperatura ambiente de bulbo seco, conforme Figura 13:

**Figura 13 – Dados normalizados de temperatura de bulbo seco (°C)**

Assim a temperatura de bulbo seco utilizada ficou definida como a média entre as classes 5 e 6 que apresentou o valor de 21°C.

O mesmo procedimento foi realizado para a determinação da temperatura média do bulbo úmido, conforme Tabela 7:

Tabela 7 – Análise estatística da temperatura de bulbo úmido

<i>Classes</i>	<i>Temperatura de corte bulbo úmido (°C)</i>	<i>Frequência de corte temperatura bulbo úmido (°C)</i>
1	13,24	4
2	14,29	8
3	15,33	13
4	16,37	12
5	17,41	6
6	18,46	2
7	19,50	6

Os dados com maior frequência de ocorrência estão entre as classes 3 e 4. Os dados de temperatura do bulbo úmido foram normalizados para melhor visualização da distribuição dos dados de tendência, conforme gráfico abaixo:

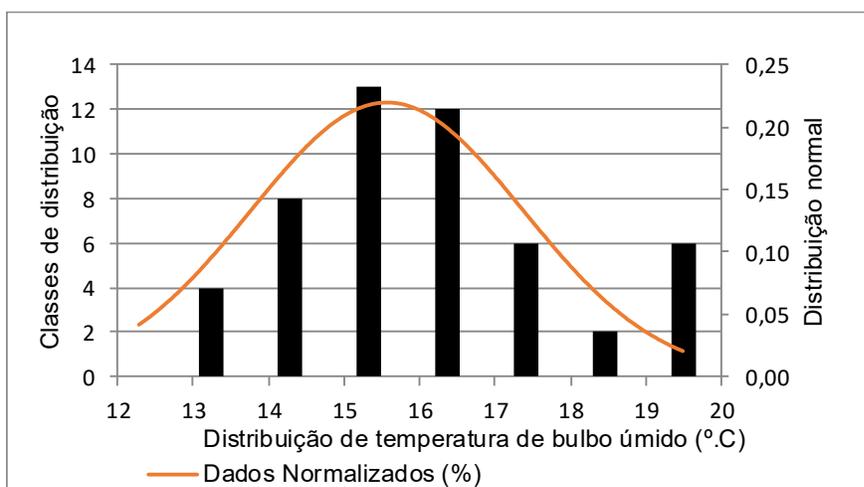


Figura 14 – Dados normalizados de temperatura de bulbo úmido (°C)

A temperatura de bulbo seco utilizada ficou definida como a média entre as classes 5 e 6 que apresentou o valor de 15,85°C.

Concluindo o procedimento para a definição da umidade relativa para os cálculos das médias dos dados ambientais, temos:

Tabela 8 – Análise estatística umidade relativa do ar

<i>Classes</i>	<i>UR</i>	<i>Frequência de corte umidade relativa</i>
1	51,43	3
2	58,86	5
3	66,29	8
4	73,71	6
5	81,14	10
6	88,57	15
7	96,00	4

Assim, foi possível verificar que os dados com maior frequência de ocorrência estão na classe 6.

Os dados de temperatura de umidade relativa foram normalizados para melhor visualização da distribuição dos dados de tendência, conforme Figura 15:

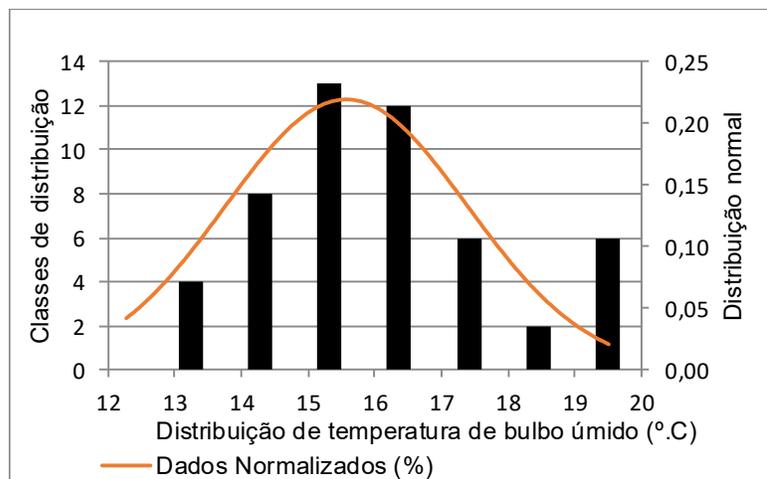


Figura 15 – Dados normalizados de umidade relativa (%)

A umidade relativa utilizada nos cálculos utilizada ficou definida como a própria média da classe 6 que apresentou o valor de 88,57%.

Para os dados de pressão atmosférica, que não apresentou variação significativa de desvio padrão, o valor adotado é a média registrada no período de estudo que é o valor de 923,31 mbar.

Os dados de monitoramento da temperatura e pressão atmosférica local levantados através do BDMEP estão no ANEXO A – Dados de monitoramento ambiental.

4.1.1. Composição mássica e molar do ar atmosférico

Os resultados consolidados do tratamento estatístico dos dados ambientais estão descritos a seguir:

$$T_{bs} = 21^{\circ} C$$

$$UR = \Phi = 88.57\%$$

$$P_{atm} = 92.331 \text{ kPa} (923.31 \text{ mbar})$$

Assim de acordo com a fundamentação teórica apresentada no item 2.3.1.3 os resultados são:

$$P_{H_2Ov}^{\circ} = 2,205393 \text{ kPa}$$

Para a umidade relativa mássica:

$$\omega_m = 0,0148245 \frac{\text{Kg H}_2\text{O}}{\text{Kg ar seco}}$$

Para a umidade relativa molar:

$$\omega_{mol} = 0,02385 \frac{\text{moles H}_2\text{O}}{\text{moles ar seco}}$$

Com os valores da umidade relativa em termos de fração mássica e molar da água contida no ar é possível obter a fração molar de todos os componentes do ar atmosférico que será usado na combustão do bagaço, conforme a

Tabela 9:

Tabela 9 – Fração mássica e molar do ar atmosférico real

Composição do ar atmosférico	Fração molar ar seco (y ar seco)	Fração molar ar úmido (y ar úmido)	Massa Molar - M (kg/kmol)	y ar úmido * M	Fração mássica ar úmido (mf ar úmido)	y ar úmido / y O ₂
N ₂	0,781	0,763	28,016	21,366	0,774	3,719
O ₂	0,210	0,205	32,000	6,562	0,208	1,000
Ar	0,009	0,009	39,944	0,351	0,009	0,043
H ₂ O	0,000	0,024	18,016	0,423	0,015	0,115
Total (Σ)	1,000	1,000	na	na	1,006	na

A localização da unidade e estação do ano em que foram analisados os dados do ar atmosférico demonstrou que mesmo durante o inverno a umidade relativa estava em torno de 60%, apesar de ser um valor mediano ela ainda contribui positivamente para a operação da caldeira pois o ar atmosférico com menor fração de água, contribui para o desempenho da combustão no interior da câmara de combustão. Em período de verão, a umidade relativa tende a ser entre média e baixa, bem como a temperatura atmosférica mais alta, levando conseqüentemente a alimentação de ar atmosférico mais seco e mais quente para a caldeira. Isto contribui na diminuição de água na reação de combustão e impacta positivamente na eficiência da caldeira.

4.2 Balanço estequiométrico e de massa

A seguir são apresentados os resultados das etapas para realizar o balanceamento da reação de combustão de queima do bagaço com base nos dados apresentados no Capítulo 3.

4.2.1. Fração mássica do bagaço

Para definir o balanço estequiométrico é necessário estabelecer a relação mássica com base na composição analisada segundo a Tabela 3 e com base na umidade do bagaço.

Conforme Tabela 10 a fração mássica para o bagaço com umidade de 53,3% é:

Tabela 10 – Composição elementar do bagaço em base mássica

<i>Composição do bagaço</i>	<i>Fração mássica bagaço seco (mf seco)</i>	<i>Fração mássica bagaço úmido (mf úmido)</i>	<i>Fração mássica bagaço sem cinzas (mf sem cinzas)</i>	<i>Massa Molar - M (kg/kmol)</i>	<i>m_f / M (sem cinzas)</i>
C	0,397	0,185	0,201	12,011	0,017
H ₂	0,054	0,025	0,027	2,016	0,014
O ₂	0,370	0,172	0,188	32,000	0,006
Cinzas	0,179	0,083	n.a	n.a	n.a
H ₂ O	0,000	0,535	0,584	19,015	0,031
<i>Total (Σ)</i>	<i>1,000</i>	<i>1,000</i>	<i>1,000</i>	<i>n.a</i>	<i>0,07</i>

Neste ponto optou-se por não considerar neste balanço a fração mássica do enxofre (S), pelo fato do bagaço apresentar valores detectáveis, inferiores à 0,1 % em massa na composição, porém quando estes valores ultrapassam em 1%, ele deve ser considerado no balanço estequiométrico, devido a possibilidade de formação de gás sulfídrico nos gases de exaustão, podendo causar corrosão nos dutos exaustores da chaminé da caldeira podendo gerar corrosão acentuada até o colapso dos mesmos.

4.2.2. Massa molar do bagaço

A massa molar do bagaço úmido em estudo, é calculada através da divisão entre a fração mássica bagaço úmido sem cinzas (m_f sem cinzas) e o valor calculado anteriormente na tabela 10 em destaque vermelho, que é o somatório das parcelas de contribuição da composição mássica elementar dividido pela massa molar deste elemento. Ele se aplica para o bagaço seco, porém a fração m_f (sem cinzas) / M_{bag} considera o bagaço seco, sem a parcela da componente água, ou seja 0% de umidade. Os valores de massa molar do bagaço úmido à 53,5% e 100% seco, são apresentados, respectivamente na última coluna da Tabela 11 :

Tabela 11 – Massa Molar do Bagaço

<i>Bagaço sem cinzas</i>	<i>Fração mássica bagaço sem cinzas (m_f sem cinzas)</i>	m_f (sem cinzas) / M_{bag}	<i>Massa Molar Bagaço (kg bagaço/kmol bagaço)</i>
Bagaço úmido	1,0	0,067	14,9
Bagaço seco	1,0	0,036	27,6

4.2.3. Fluxo mássico dos gases de exaustão – TESTO-330

Após a coleta dos dados através do equipamento TESTO-330, foi realizada uma análise estatística dos dados onde foi possível verificar que o desvio padrão ultrapassava o valor recomendado de 2% para ser considerado dados com uma distribuição normal, de modo que fosse possível utilizar os dados de O₂, CO₂ e vazão volumétrica médios.

Os valores de O₂, CO e vazão volumétrica utilizada de amostragem destes

parâmetros, apresentaram valores de desvio padrão muito acima do valor tolerado demonstrando instabilidade da combustão do bagaço durante o período de estudo selecionado.

A

Tabela 12 mostra o resumo da análise estatística realizada, evidenciando os valores de desvio conforme calculado:

Tabela 12 – Análise estatística de O₂, CO e vazão volumétrica

<i>Valores</i>	<i>O₂ (%)</i>	<i>CO (ppm)</i>	<i>Vazão (l/min)</i>
Mínimo	4,10	50,00	5,00
Máximo	10,20	2824,00	54,00
Média	6,79	979,03	46,56
Tamanho da amostragem (n)	34,00	34,00	34,00
Número de classes	6,10	6,10	6,10
Classes	7,00	7,00	7,00
Incremento 1	0,87	396,29	7,00
Incremento 2	0,06	27,74	0,49
Desv. Padrão	1,40	705,77	10,36
% Desvio Padrão	21%	72%	22%

Para cada uma das variáveis que apresentou desvio padrão acima de 2%, foi realizado um tratamento estatístico de frequência dos dados para determinar os valores de O₂, CO e vazão volumétrica de frequência mais recorrente, e assim determinar os valores ideais para calcular o valor de CO₂ presente neste fluxo.

Tabela 13 – Análise estatística de O₂

<i>Classes</i>	<i>O₂ (%)</i>	<i>Frequência O₂ (%)</i>
1	4,97	5
2	5,84	2
3	6,71	7
4	7,59	10
5	8,46	6
6	9,33	3
7	10,20	1

Os dados com maior frequência de ocorrência estão entre as classes 3 e 5. Para melhor visualização da distribuição dos dados, eles foram normalizados para verificação de tendência de operação.

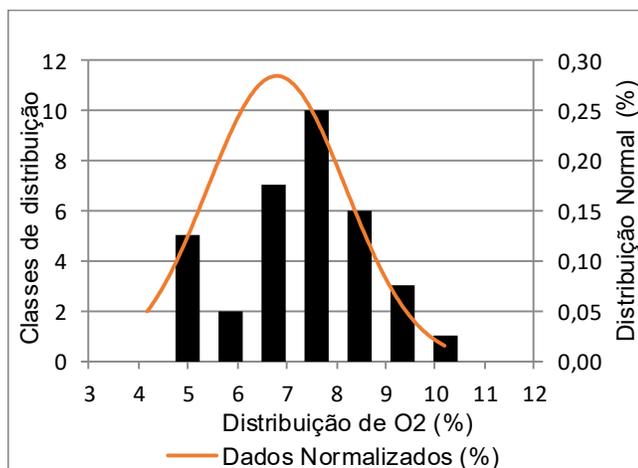


Figura 16 – Dados normalizados de medição de O₂ (%)

Assim, optou-se por trabalhar com 7,5% que é a média das classes de 3 a 5.

O mesmo procedimento foi realizado para a determinação dos valores da concentração em ppm de CO.

Tabela 14 – Análise estatística de CO

<i>Classes</i>	<i>CO (ppm)</i>	<i>Frequência CO (ppm)</i>
1	446,29	12
2	842,57	5
3	1238,86	7
4	1635,14	4
5	2031,43	2
6	2427,71	3
7	2824,00	1

Os dados com maior frequência de ocorrência estão entre as classes 1 e 2. Para melhor visualização da distribuição dos dados, eles foram normalizados para verificação de tendência de operação.

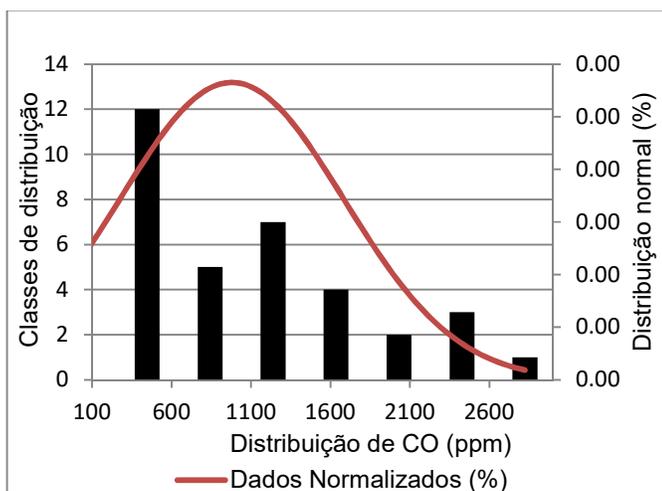


Figura 17 – Dados normalizados de medição de CO

Assim, optou-se por trabalhar com 500 ppm que é a média das classes de 1 e 2 de maior frequência.

Concluindo o procedimento para a definição da vazão volumétrica dos fluxos de O₂ e CO em ppm, para os cálculos das médias dos dados dos gases de exaustão, temos os valores conforme Tabela 15:

Tabela 15 – Análise estatística de frequência de vazão volumétrica

<i>Classes</i>	<i>Vazão Volumétrica (ppm)</i>	<i>Frequência VV (l/min)</i>
1	12,00	2
2	19,00	0
3	26,00	0
4	33,00	0
5	40,00	0
6	47,00	7
7	54,00	25

Os dados com maior frequência de ocorrência estão entre as classes 6 e 7. Para melhor visualização da distribuição dos dados, eles foram normalizados para

verificação de tendência de operação.

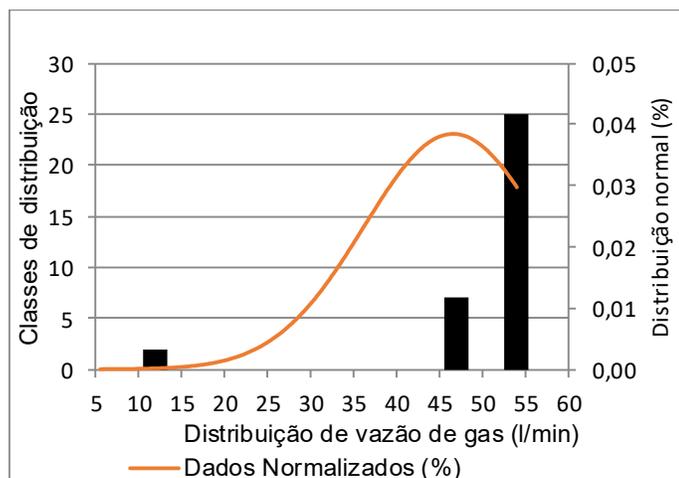


Figura 18 – Dados normalizados da vazão volumétrica de amostragem dos gases

Assim, optou-se por trabalhar com 54 l/min que é a média da classe 7.

Após a definição dos parâmetros de CO (ppm) O₂ (%) e a vazão volumétrica (l/min) definidos conforme tratamento estatístico apresentado, utilizamos estes dados para a definição do padrão máximo de CO₂ para este perfil de emissão de queima do bagaço em estudo. Considerando os valores definidos de:

$$V = 54 \text{ l/min}$$

$$O_2 = 7,5\%$$

$$CO = 500 \text{ ppm}$$

E realizando a conversão de valores de CO em ppm para percentual, obtemos o valor de percentual de CO, conforme segue:

$$CO = 500 \text{ ppm}$$

$$CO = 0,05 \%$$

O valor de CO_{2max} pode ser calculado substituindo valores das frações mássicas do bagaço seco para os elementos C, H₂ e O₂, apresentadas na Tabela 10 na equação (16), conforme definido na fundamentação teórica, onde obtemos :

$$CO_{2max} = 19,97 \%$$

Substituindo valores calculados acima de CO_{2max} (%) e CO (%), na equação (17), conforme definido na fundamentação teórica é possível determinar o percentual de CO_2 para a combustão incompleta para o perfil do bagaço em estudo:

$$CO_2 = 12,779 \%$$

4.2.4. Fluxo mássico dos gases de exaustão – Balanço de massa

As vazões de gases secos e úmidos foram determinadas através do balanço de massa estequiométrico da reação, apresentando resultados, conforme

Tabela 16:

Tabela 16 – Dados dos gases de exaustão na saída da chaminé da caldeira

Gases de exaustão da caldeira (operação normal)	Unidade	Valores Médios
Vazão mássica dos gases em base seca	kg/s	55,82
Vazão mássica de água	kg/s	15,96

Adaptado pelo autor.
Fonte: (BALDIN,2019)

Com todos esses dados levantados, é possível realizar o balanço de massa global para os dados reais que foram obtidos do processo produtivo.

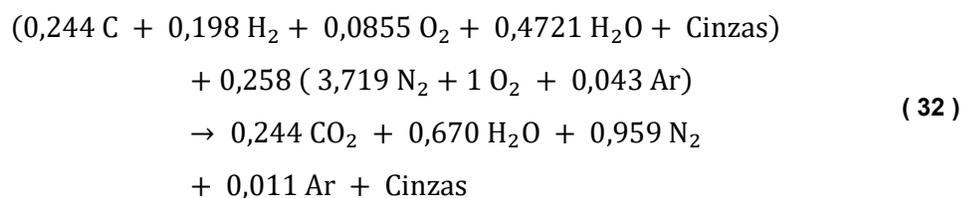
4.2.5. Balanço estequiométrico - Reação completa

Considerando a reação completa e as respectivas frações molares calculadas para o bagaço, obtemos os valores dos coeficientes estequiométricos dos produtos da reação de queima de bagaço completa:

Quadro 5 – Coeficiente estequiométrico – combustão completa

Produtos	
CO ₂	b 0,244
H ₂ O	c 0,670
N ₂	d 0,959
Ar	e 0,011

Calculado os coeficientes estequiométricos, a reação de combustão completa do bagaço balanceada pode ser escrita conforme a equação (32):



Baseado na reação de combustão completa balanceada, e utilizando a equação (6) definida na fundamentação teórica, referente a relação teórica molar de ar seco por bagaço úmido, temos:

$$RT_{\text{mol as,bu}} = 1,228 \left(\frac{\text{kmol}_{\text{ar seco}}}{\text{Kmol}_{\text{bag.umid}}} \right)$$

Baseado nos valores de massa molar apresentados na Tabela 11, e utilizando a equação (7), é possível então calcular a relação teórica mássica de relação de ar seco por bagaço úmido:

$$RT_{\text{mas as,bu}} = 2,440 \left(\frac{\text{kg}_{\text{ar seco}}}{\text{kg}_{\text{bag.umid}}} \right)$$

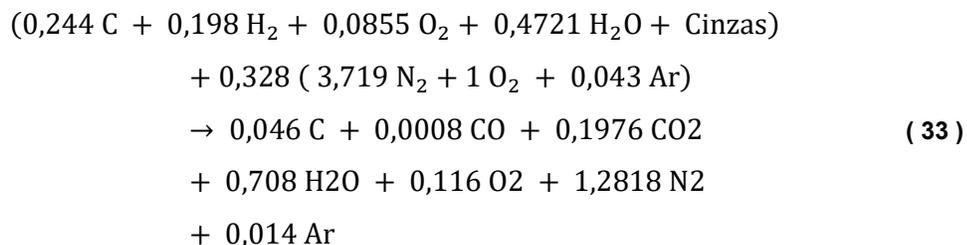
4.2.6. Balanço estequiométrico - Reação incompleta

Para o cálculo dos coeficientes estequiométricos para as espécies na queima real, foram considerados os valores medidos nos gases de exaustão conforme definido item 3.3.1.

Quadro 6 – Coeficientes estequiométricos – combustão incompleta

Produtos		
C	b	0,046
CO	c	0,0008
CO ₂	d	0,1976
H ₂ O	e	0,708
O ₂	f	0,116
N ₂	g	1,218
Ar	h	0,014

As cinzas serão consideradas como material inerte e não fizeram parte dos cálculos de balanceamento estequiométrico da reação incompleta, porém a fração mássica das cinzas é considerada no bagaço para o cálculo da relação teórica ar/combustível. A reação de combustão incompleta do bagaço balanceada, pode ser escrita conforme a equação (33):



Baseado na reação de combustão completa balanceada, e utilizando a equação (11) definida na fundamentação teórica, obtém-se o valor conforme a relação real molar de ar seco por bagaço úmido:

$$RR_{\text{mol as,bu}} = 1,560 \left(\frac{\text{kmol}_{\text{ar seco}}}{\text{kmol}_{\text{bag.umid}}} \right)$$

Baseado nos valores de massa molar apresentados na Tabela 11, e utilizando a equação (12), é possível calcular a relação teórica mássica de relação de ar seco por bagaço úmido, conforme segue:

$$RR_{\text{mas as,bu}} = 3,099 \left(\frac{\text{kg}_{\text{ar seco}}}{\text{kg}_{\text{bag.umid}}} \right)$$

Com esses dados, é possível calcular o percentual de ar em excesso, através da equação (13), resultando em:

$$\text{Ar em excesso (l)} = 27 \%$$

Para efeito de comparação dos dados reais e teóricos, foi realizado o cálculo sugerido por Beatón e Lora (1991) através de equação (14), o valor de ar em excesso para a combustão do bagaço úmido com 53,5%, requerido é:

$$\Phi = 37,63 \%$$

A reação de combustão é ponto crítico que determina a otimização da eficiência da caldeira. Os principais parâmetros a serem monitorados é o ar de excesso e a umidade do bagaço. Neste estudo de caso o bagaço apresenta alta umidade (53,5%), porém o ar em excesso em 28%, quando o ideal seria 37%, não era o suficiente para garantir a melhor condição de combustão, ou seja, que haja em ar em excesso o suficiente para queimar todo o carbono presente no bagaço. Isso é possível constatar devido o percentual medido de O₂ na saída da chaminé, estava em torno de 7,2%, enquanto o ideal é em torno de 4%, indicando assim que o ar admitido não foi consumido na proporção estequiométrica. Assim é gerado uma quantidade de não combusto grande na fornalha da caldeira. Esse bagaço não combusto sob a grelha da caldeira, excessivamente úmido, pode levar a formação de clínquer levando a incrustações.

4.2.7. Balanço de massa

Com os dados estequiométricos e de ar em excesso é possível determinar

então os valores mássicos para os dados reais de produção da caldeira, utilizando como base as informações de projeto conforme

Tabela 17:

Tabela 17 – Dados de projeto

Caldeira Equipalcool (Baldin)	Unidades	Projeto
Bagaço úmido	kg/h	94000
Vapor superaquecido	kg/h	200000

Com base nos dados de produção informado, temos os seguintes valores definido conforme Tabela 18:

Tabela 18 – Fluxo mássico da caldeira

Caldeira Equipalcool (Baldin)	Unidades	Operação
Bagaço úmido	kg/h	68620
Vapor superaquecido	kg/h	146000
Bagaço úmido	kg/s	19,06
Água no bagaço	kg/s	10,20
Bagaço Seco	kg/s	8,86

Utilizando a relação real mássica de ar atmosférico/combustível, determinamos a vazão de ar seco:

$$m_{ar\ s} = 54,16\ Kg/s$$

Com o percentual de ar em excesso definido, podemos determinar o fluxo de ar em excesso:

$$m_{ar\ exc} = 68,79\ Kg/s$$

Para definição da massa de gases úmidos de exaustão na saída da caldeira, é necessário somar a vazão dos gases secos e da água conforme apresentado na Tabela 16, resultando em:

$$m_{g_{us}} = 71,78 \text{ Kg/s}$$

Para definição da massa de água referente a água gerada pela reação de combustão e da água contida no ar úmida deve-se subtrair da água saída na chaminé a parte referente à água contida no bagaço apresentada na Tabela 16. Assim temos:

$$m_{\text{H}_2\text{O formada reação}} + m_{\text{H}_2\text{O contida no ar úmido}} = 5,76 \text{ Kg/s}$$

4.3 Balanço de energia

Para o cálculo do balanço de energia foi considerado a proporção molar de cada componente do bagaço para os estados termodinâmicos, à respeito de temperatura e pressão de interesse. A temperatura adotadas no volume de controle em que o balanço foi desenvolvido, para a câmara de combustão, foram determinadas à partir do monitoramento da temperatura da fornalha da caldeira, por três horas, de modo a estabelecer uma temperatura média e máxima de operação, conforme Figura 19 e Figura 20, respectivamente:

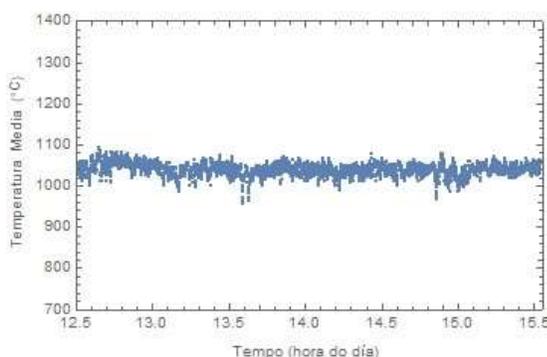


Figura 19 – Temperatura média na zona de combustão no forno da caldeira
Fonte: (SALINAS, 2019)

Para melhorar a precisão da medição, foi realizada uma comparação da distribuição de temperaturas nos níveis 4, 10 e 12 no forno da caldeira, que representam a altura da câmara no eixo z e a profundidade e largura nos eixos y e x, respectivamente. Assim a máxima temperatura pode ser definida com base na maior frequência de temperatura observada, apresentando temperatura máxima de 1450

°C, conforme gráfico abaixo:

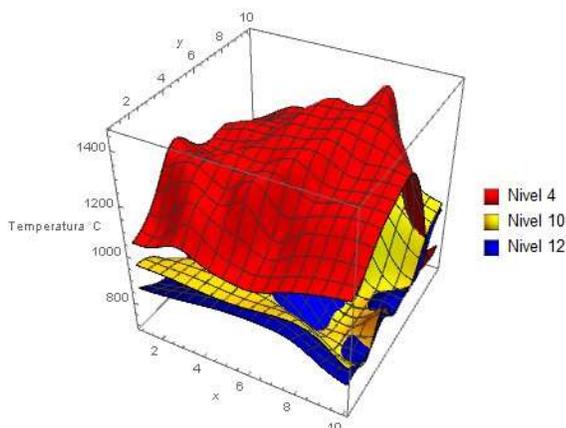


Figura 20 – Distribuição de temperaturas na zona de combustão.

Fonte: (SALINAS, 2019)

A temperatura média e máxima dos gases na fornalha foram de 1050°C e 1450°C, respectivamente.

A temperatura referente aos gases da exaustão na saída da chaminé da caldeira, após a última etapa de recuperação de energia do mesmo realizada no economizador 1, conforme Figura 6 é utilizada neste trabalho para cálculo de eficiência da caldeira.

Realizando análise estatística destes pontos de dados foi possível verificar que o desvio padrão ultrapassava o valor recomendado de 2,0% para ser considerado dados com uma distribuição normal, de modo que fosse possível utilizar a temperatura média. A Figura 18 mostra o resumo da análise estatística realizada:

Tabela 19 – Análise estatística I – Temperatura dos gases de exaustão – ECO1

<i>Valores</i>	<i>Temperatura da saída dos gases (°C)</i>
Mínimo	159,63
Máximo	199,56
Média	175,89
Tamanho da amostragem (n)	1440,00
Número de classes	11,52
Classes	12,00
Incremento 1	3,33
Incremento 2	0,40
Desv. Padrão	12,13
% Desvio Padrão	7%

Sendo assim, foi realizada uma análise de frequência para os dados coletados, para determinar a temperatura dos gases da exaustão na saída da chaminé de frequência mais recorrente, e assim determinar a temperatura ideal para realizar o balanço de energia para esta temperatura.

Tabela 20 – Análise estatística II – Temperatura dos gases de exaustão – ECO1

<i>Classes</i>	<i>Temperatura da saída dos gases (°C)</i>	<i>Frequência temperatura da saída dos gases (°C)</i>
1	162,96	147
2	166,29	157
3	169,61	287
4	172,94	224
5	176,27	118
6	179,60	73
7	182,92	52
8	186,25	33
9	189,58	8
10	192,91	40
11	196,23	201
12	199,56	100

Foi possível verificar que os dados com maior frequência de ocorrência estão entre as classes 1 e 5, porém há uma grande concentração de ocorrência nas classes 10 e 12. Para melhor visualização da distribuição dos dados, eles foram normalizados para verificação de tendência de operação.

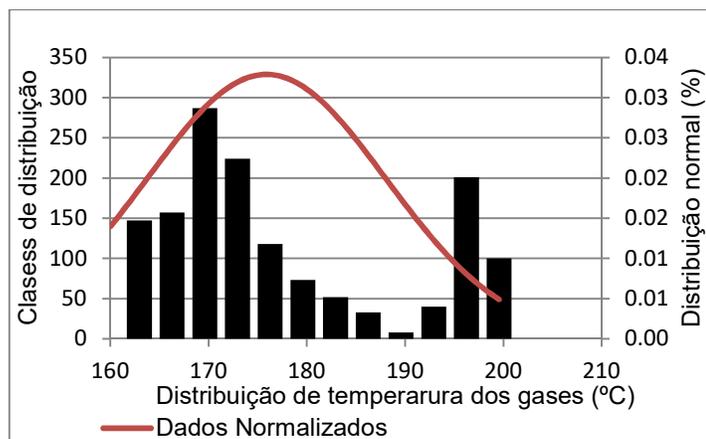


Figura 21 – Temperatura dos gases de exaustão na saída do ECO 1.

Assim, adotou-se a temperatura média dos gases de exaustão na saída do

ECO 1, no valor de 172,94°C que foi a média obtida nas classes mais frequentes. Os valores que ultrapassam temperaturas de 180°C demonstram instabilidade operacional no processo de combustão do bagaço na câmara da caldeira.



Figura 22 – Chaminé da caldeira – saída dos gases de exaustão

O balanço de energia para os gases de exaustão foi realizado considerando a câmara de combustão adiabática e o estado de referência como sendo os gases na temperatura de 25°C e pressão atmosférica relativa à média medida pela estação meteorológica da região de Pirassununga. Para o cálculo das propriedades termodinâmicas dos gases de exaustão, nas referidas temperaturas aqui citadas, foi utilizado os softwares *Thermonator*® e *ESS*®.

4.3.1. Balanço de energia – Temperatura da chama

Para a **temperatura máxima** da chama de **1450 °C**, adotamos a temperatura de saída dos gases de exaustão a uma temperatura de **257,78 °C**, calculamos a entalpia aparente, gases secos na saída da caldeira, do ar em excesso, e da água no bagaço úmido respectivamente:

$$h_{gssc} = 681,43 \text{ kJ/kg}$$

$$h_{ar\ exc} = 652,93 \text{ kJ/kg}$$

$$h_{a\ bu} = 2989,20 \text{ kJ/kg}$$

$$h_{gus} = 1172,58 \text{ kJ/kg}$$

Para a **temperatura média** da chama de **1050 °C**, adotamos a temperatura de saída dos gases de exaustão a uma temperatura de **186,67 °C**, assim calculamos a entalpia aparente, gases secos na saída da caldeira, do ar em excesso, e da água no bagaço úmido respectivamente:

$$h_{gssc} = 1087,05 \text{ kJ/kg}$$

$$h_{ar\ exc} = 611,95 \text{ kJ/kg}$$

$$h_{a\ bu} = 2848,50 \text{ kJ/kg}$$

$$h_{gus} = 1087,05 \text{ kJ/kg}$$

Para o estado termodinâmico de **temperatura de referência à 25 °C**, calculamos a entalpia aparente, gases secos na saída da caldeira, do ar em excesso, e da água no bagaço úmido respectivamente:

$$h_{gssc} = 890,60 \text{ kJ/kg}$$

$$h_{ar\ exc} = 457 \text{ kJ/kg}$$

$$h_{a\ bu} = 104,24 \text{ kJ/kg}$$

$$h_{gus} = 448,15 \text{ kJ/kg}$$

Para o cálculo da entalpia dos gases úmidos no estado de referência foi realizada a correção da entalpia da água do estado líquido para o gasoso através do

calor específico dela. Para temperaturas maiores a entalpia aparente calculada dos gases úmidos na saída da caldeira, também é maior. Neste caso é importante que o sistema de recuperação de energia esteja bem dimensionado e em bom estado de manutenção para que esta energia seja bem aproveitada. Para este trabalho admitimos que ele esteja operando a sua plena capacidade.

4.3.2. Balanço de energia – Temperatura dos gases de exaustão

Para a **temperatura dos gases de exaustão de 172,94 °C**, calculamos a entalpia aparente, gases secos e gases úmidos na saída pela chaminé da caldeira, respectivamente:

$$h_{gssc} = 596,77 \text{ kJ/kg}$$

$$h_{gusc} = 1070,23 \text{ kJ/kg}$$

Importante destacar que nestes cálculos, o resultado da entalpia dos gases úmidos é maior que a entalpia dos gases secos, devido a contribuição da presença de água na fase vapor nos gases úmidos.

4.4 Dados de Produção

Os dados de produção são importante inputs para o balanço de massa e de energia conforme apresentado na fundamentação teórica. Para garantir que os valores médios de vazão de água de alimentação da caldeira, vazão de vapor, pressão da água de alimentação e temperatura da água de alimentação sejam consistentes, foi realizada uma análise estatística dos dados de produção onde foi possível verificar que o desvio padrão de algumas variáveis ultrapassavam o valor recomendado de 2,0% para ser considerado como uma distribuição normal.

A Tabela 21 mostra o resumo da análise estatística realizada:

Tabela 21 – Análise estatística dos dados de produção

Valores	H_2O (t/h)	H_2Ov (t/h)	Pressão de H_2Ov (kgf/cm ²)	Pressão da H_2O (t/h)	Temperatura da H_2O de alimentação (°C)
Mínimo	61,64	118,16	54,66	74,40	110,62
Máximo	237,05	201,97	68,89	101,24	120,34
Média	154,40	153,48	66,15	90,63	114,04
Tamanho da amostragem (n)	1440,00	1440,00	1440,00	1440,00	1440,00
Número de classes	11,52	11,52	11,52	11,52	11,52
Classes	12,00	12,00	12,00	12,00	12,00
Incremento 1	14,62	6,98	1,19	2,24	0,81
Incremento 2	1,75	0,84	0,14	0,27	0,10
Desv. Padrão	24,49	20,12	1,69	6,87	1,97
% Desvio Padrão	16%	13%	3%	8%	2%

Os dados de pressão de vapor e temperatura da água de alimentação não apresentaram alterações significativas no desvio padrão, portanto, os valores adotados foram a média do período, que são 66,15 kgf/cm² e 114,04 °C respectivamente. Para os dados em que o desvio padrão ultrapassava o valor recomendado de 2,0% para ser considerado dados com uma distribuição normal, foi realizada uma análise estatística de frequência de modo que fosse possível utilizar os dados de vazão de vapor, de água e pressão da água médios.

A Tabela 22 mostra o resumo da análise estatística realizada para a vazão de água de alimentação:

Tabela 22 – Análise estatística de vazão de água de alimentação

Classes	Vazão de H_2O (t/h)	Frequência vazão de H_2O (t/h)
1	76,26	1
2	90,88	2
3	105,49	4
4	120,11	40
5	134,73	262
6	149,35	418
7	163,96	251
8	178,58	190
9	193,20	146
10	207,82	86
11	222,43	36
12	237,05	4

Os dados com maior frequência de ocorrência estão entre as classes 5 e 8. Para melhor visualização da distribuição dos dados, eles foram normalizados para verificação de tendência de operação.

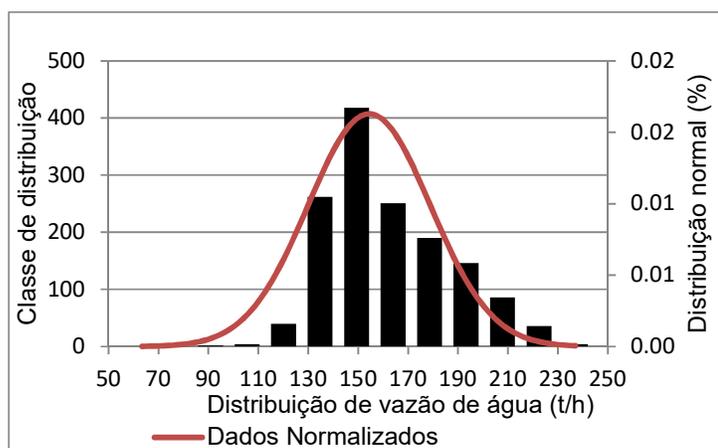


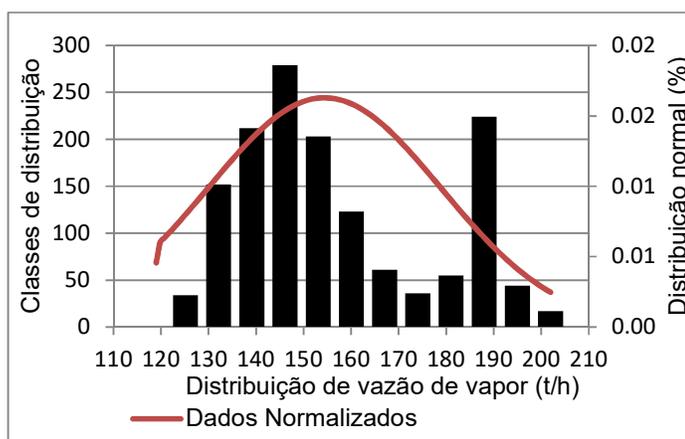
Figura 23 – Dados normalizados de vazão de água de alimentação

Assim, optou-se por trabalhar com 150 t/h que é a média das classes de 5 a 8. O mesmo procedimento foi realizado para a determinação dos valores de vazão de vapor produzido:

Tabela 23 – Análise estatística de vazão de vapor produzido

<i>Classes</i>	<i>Vazão de H₂Ov (t/h)</i>	<i>Frequência vazão de H₂Ov (t/h)</i>
1	125,14	34
2	132,13	152
3	139,11	212
4	146,10	279
5	153,08	203
6	160,07	123
7	167,05	61
8	174,03	36
9	181,02	55
10	188,00	224
11	194,99	44
12	201,97	17

Os dados com maior frequência de ocorrência estão entre as classes 3 e 5. Para melhor visualização da distribuição dos dados, eles foram normalizados para verificação de tendência de operação.

**Figura 24 – Dados normalizados de vazão de vapor produzido**

Assim, optou-se por trabalhar com 146 t/h que é a média das classes de 3 a 5. Concluindo o procedimento para a definição da pressão de água de alimentação e para os cálculos das médias dos dados de produção, temos:

Tabela 24 – Análise estatística de pressão da água de alimentação

Classes	Pressão da H_2O (kgf/cm ²)	Frequência pressão da H_2O (kgf/cm ²)
1	76,64	3
2	78,87	32
3	81,11	106
4	83,35	188
5	85,58	187
6	87,82	71
7	90,06	14
8	92,29	46
9	94,53	169
10	96,77	302
11	99,00	219
12	101,24	103

Os dados com maior frequência de ocorrência estão entre as classes 3 e 5, embora haja uma concentração de dados nas classes 9 a 12.

Para melhor visualização da distribuição dos dados, eles foram normalizados para verificação de tendência de operação.

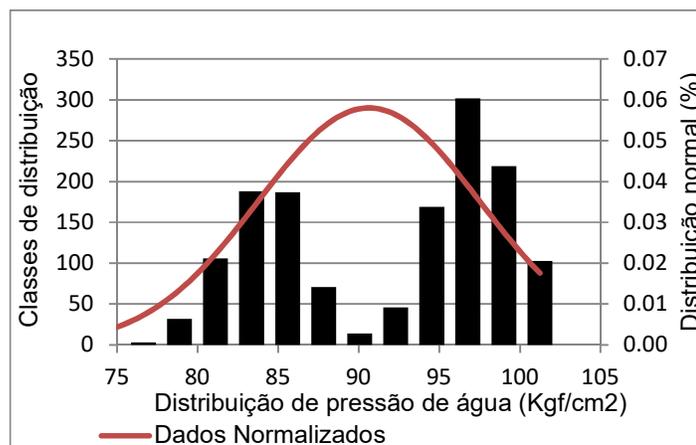


Figura 25 – Dados normalizados de pressão da água de alimentação

Esta variação significativa de classes de dados, demonstra dois patamares diferentes durante a operação. Em função do maior número de dados estarem mais próximos do valor de projeto, optou-se por trabalhar com 96,77 kgf/cm² que é a média das classes de 9 e 12 que apresentam o maior número de dados.

4.5 Eficiência da caldeira

4.5.1. Eficiência método entradas e saídas

Conforme demonstrado na Figura 10, a eficiência foi calculada com base na 1ª lei da termodinâmica e com base nas equação (18), para eficiência com base PCI, e equação (19), para eficiência com base PCS. Os valores de eficiência encontrados para a caldeira em estudo pelo método de entradas e saídas, com base PCI e PCS estão apresentados no Quadro 7 e Quadro 8, respectivamente:

Quadro 7 – Eficiência da caldeira - método entrada e saída – PCI

<i>Entalpias</i>	<i>Valores</i>	<i>Unidade</i>
h vap @ 287°C e 66,15 Kgf/cm ² @ 562,15K e 64,87 bar	2816	kJ/kg
h aa @114,04°C e 96,77 kgf/cm ² @387,19 K e 94,89 bar	484,93	kJ/kg
h es PCI=	86,85	%

Quadro 8 – Eficiência da caldeira - método entrada e saída – PCS

<i>Entalpias</i>	<i>Valores</i>	<i>Unidade</i>
h vap @ 287°C e 66,15 Kgf/cm ² @ 562,15 K e 64,87 bar	2816	kJ/kg
h aa @114,04°C e 96,77 kgf/cm ² @387,19 K e 94,89 bar	484,93	kJ/kg
h es PCS=	65,07	%

O cálculo da eficiência da caldeira através do método de entrada e saída é extremamente prático para aplicação na indústria, devido ao fato das medições do estado termodinâmico, em termos de temperatura e pressão do vapor produzidos, estarem disponíveis em tempo real.

Vale destacar que a menor eficiência calculada para a base PCS em relação a base PCI, pode levar a uma interpretação equivocada da eficiência da caldeira, uma vez que estes valores são utilizados como divisores no cálculo da eficiência.

O PCS apresenta o máximo poder calorífico em relação ao PCI e em termos de energia (kJ) em relação a massa do bagaço (kg) e, portanto, ao entrar no cálculo da eficiência como um divisor, retornará um resultado menor.

O PCI, por sua vez, apresenta o mínimo poder calorífico em relação ao PCS e, portanto, ao entrar no cálculo da eficiência como um divisor, retornará um resultado maior.

Esta condição pode gerar erros, quando utilizado para cálculo de avaliação de impacto ambiental e econômico, pois a eficiência é maior em base PCI, porém o poder calorífico absoluto do combustível bagaço é menor em relação ao PCS.

Então a recomendação, segundo ASME, 2008, é utilizar os valores de eficiência com base no PCS para cálculo de eficiência da caldeira pelo método de entradas e saídas.

4.5.2. Eficiência método balanço de energia

Considerando os valores apresentados nos itens 4.2.7 de balanço de massa e no item 4.3 de balanço de energia, utilizamos os valores determinados para o cálculo de eficiência da caldeira. Utilizamos como base a equação (24) para cálculo de eficiência PCI e a equação (25) para cálculo de eficiência PCS, para **temperatura na saída dos gases** da chaminé, temos:

Tabela 25 – Eficiência BE – PCI – T 172,94 °C

Eficiência BE - PCI - T= 172,94 °C		
Perdas	Valores	Medição
q2	11,78	%
q3	0,31	%
q4	1,97	%
q5	0,90	%
q6	0,00	%
q7	0,00	%
$\eta''1$	85,04	%

Tabela 26 – Eficiência BE – PCS – T 172,94 °C

Eficiência BE - PCS- T= 172,94 °C		
Perdas	Valores	Medição
q2	5,69	%
q3	0,23	%
q4	1,97	%
q5	0,90	%
q6	0,00	%
q7	0,00	%
q8	10,76	%
q9	19,05	%
$\eta''1$	61,40	%

Comparando os resultados da eficiência da caldeira com base PCI e PCS é possível notar uma perda significativa em q₂ na base PCI, que é referente perda de energia com os gases da exaustão úmidos, assim como é possível notar uma grande perda em q₈ e q₉ na base PCS, que é referente a perda de energia pela formação de água à partir do hidrogênio da reação de combustão bem como a perda de energia devido à evaporação da água proveniente da umidade do bagaço, respectivamente. O fato de termos uma alta umidade do bagaço (53,5%), estas perdas se apresentam altas e aumentam proporcionalmente ao aumento da umidade do bagaço.

Para **temperatura média** da chama na câmara de combustão da caldeira e sua relativa temperatura para os gases de exaustão, temos:

Tabela 27 – Eficiência BE – PCS – T 1050 °C

Eficiência BE - PCI - T= 1050 °C (Tge=186,677°C)		
Perdas	Valores	Medição
q2	12,93	%
q3	0,31	%
q4	1,97	%
q5	0,90	%
q6	0,00	%
q7	0,00	%
η"1	83,89	%

Tabela 28 – Eficiência BE – PCS – T 1050 °C

Eficiência BE - PCI - T= 1050 °C (Tge=186,677°C)		
Perdas	Valores	Medição
q2	6,22	%
q3	0,23	%
q4	1,97	%
q5	0,90	%
q6	0,00	%
q7	0,00	%
q8	10,86	%
q9	19,24	%
η"2	60,58	%

Comparando os resultados da eficiência da caldeira com base PCI e PCS para a temperatura dos gases de exaustão é possível notar que há um decréscimo na eficiência devido ao aumento das perdas.

da chama na câmara de combustão da caldeira e sua relativa temperatura para os gases de exaustão, temos:

Tabela 29 – Eficiência BE – PCI – T 1450 °C

Eficiência BE - PCI - T= 1450 °C (Tge=257,78°C)		
Perdas	Valores	Medição
q2	18,56	%
q3	0,31	%
q4	1,97	%
q5	0,90	%
q6	0,00	%
q7	0,00	%
η"1	78,26	%

Tabela 30 – Eficiência BE – PCS – T 1450 °C

Eficiência BE - PCI - T= 1450 °C (Tge=257,78°C)		
Perdas	Valores	Medição
q2	8,92	%
q3	0,23	%
q4	1,97	%
q5	0,90	%
q6	0,00	%
q7	0,00	%
q8	11,42	%
q9	20,22	%
η"2	56,34	%

Comparando os resultados da eficiência da caldeira com base PCI e PCS aos dados apresentados anteriormente é possível notar que à medida que a temperatura dos gases de exaustão aumenta, as perdas aumentem significativamente. Este impacto na perda pode ser ainda maior à medida que a umidade do bagaço aumenta. O impacto destas variações será demonstrado no item de otimização.

4.6 Consolidação de resultados reais

Utilizando os dados reais da caldeira em estudo foi possível estimar a eficiência para os dois métodos estudados. O resultado consolidado das eficiências calculadas com os dados reais, pode ser encontrado na Tabela 31:

Tabela 31 – Consolidação dos cálculos de eficiência – UB – 53,5% e 7,5% O₂

<i>Eficiências da Caldeira (%)</i>		
<i>Método</i>	<i>PCI</i>	<i>PCS</i>
Entradas e Saídas	86,85	65,07
Balanço de Energia (T máx. chama = 1450 ° C) (T gases = 257,78 ° C)	80,23	57,97
Balanço de Energia (T méd. chama = 1050 ° C) (T gases = 186,67 ° C)	85,86	62,22
Balanço de Energia (T gases = 172,90 ° C)	86,68	63,13

Para os dois métodos, os valores de PCI e PCS são muito divergentes pelo fato dos valores calculados para PCS incluir as perdas q₈ e q₉ que são relativas à evaporação da água formada a partir do hidrogênio formando água a partir da reação química de combustão e a perda pela evaporação da água incorporada no bagaço, respectivamente.

Para os valores de PCI essas perdas estão incorporadas na parcela de q₂, que é referente a perda de energia pelos gases de exaustão úmidos.

Importante ressaltar que os cálculos apresentados para a temperatura das chamas estão relativos à temperatura dos gases de exaustão, conforme previsto em projeto, desse modo é possível realizar a comparação entre as eficiências uma vez que a temperatura da chama e a temperatura dos gases de exaustão são temperaturas reais medidas em dias diferentes.

A partir destes valores calculados, partimos para otimização e simulações. Todos os dados de eficiência calculados apresentam valores próximos ao apresentado por SOSA-ARNAO,2007.

4.7 Otimizações

Para auxiliar na interpretação dos resultados de eficiência da caldeira e para simular a otimização dela, algumas correlações baseadas na condição da umidade do bagaço e nas temperaturas dos gases de exaustão foram realizadas a fim de identificar a melhor condição operacional da caldeira em estudo.

As correlações foram feitas no método de balanço de energia em base PCI e PCS para temperatura de saída dos gases de exaustão. No caso da temperatura média e máxima da câmara de combustão, foram utilizados a estimativa das temperaturas dos gases de exaustão relativas à estas temperaturas. A partir destes dados é possível observar o impacto das perdas em função da umidade do bagaço e conforme a recomendação da ASME, 2008. Foram consideradas para esta otimização também, a variação de percentual O₂ na saída da chaminé com o valor real de 7,5% e o valor ideal de 4,0%.

Para ajustar a caldeira para a condição ideal é necessário ajustar o valor de ar em excesso para a caldeira, conforme item 4.2.6 .

4.7.1. Temperatura máxima da chama 1450°C e 7,5% O₂

O dado destacado em amarelo para a umidade do bagaço na primeira coluna, refere ao dado de operação real da caldeira. Os demais, são as variações dos valores de entrada de umidade de bagaço, onde é possível observar nas demais colunas aumento ou diminuição de desempenho em termos de eficiência bem como em termos de perdas.

Tabela 32 – Eficiência BE-PCI e perdas (T chama = 1450° C)

	1450 °C		
UB (%)	η PCI (%)	Perdas (%)	Σ (%)
35	82,49	17,51	100
40	81,84	18,16	100
45	81,21	18,89	100
50	80,62	19,38	100
53,5	80,23	19,77	100
55	80,07	19,93	100

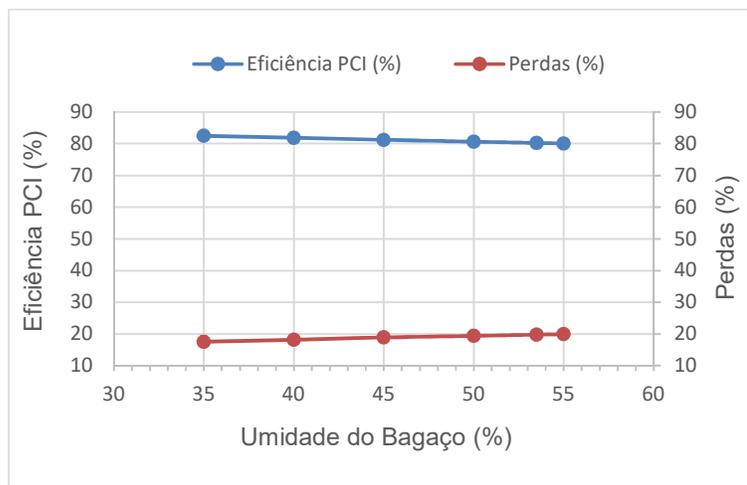


Figura 26 – Correlação da eficiência da caldeira (BE-PCI - T chama = 1450° C)

Tabela 33 – Eficiência BE-PCS e perdas (T chama = 1450° C)

1450 °C			
UB (%)	η PCS (%)	Perdas (%)	Σ (%)
35	66,34	33,66	100
40	64,26	35,74	100
45	62,05	37,95	100
50	59,70	40,30	100
53,5	57,97	42,03	100
55	57,21	42,79	100

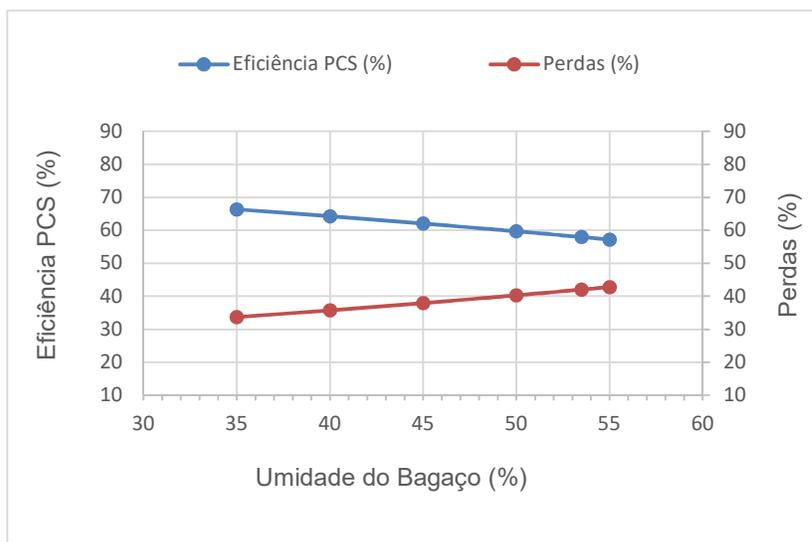


Figura 27 – Correlação da eficiência da caldeira (BE-PCS - T chama = 1450° C)

4.7.2. Temperatura média da chama de 1050°C e 7,5% O₂

O dado destacado em amarelo para a umidade do bagaço na primeira coluna, refere a operação real da caldeira. Os demais são as variações dos valores de entrada de umidade de bagaço, onde é possível observar nas demais colunas aumento ou diminuição de desempenho em termos de eficiência bem como em termos de perdas.

Tabela 34 – Eficiência BE-PCI e perdas (T chama = 1050° C)

1050 °C			
UB (%)	η PCI (%)	Perdas (%)	Σ (%)
35	87,43	12,57	100
40	86,98	13,02	100
45	86,54	13,46	100
50	86,13	13,87	100
53,5	85,86	14,14	100
55	85,75	14,25	100

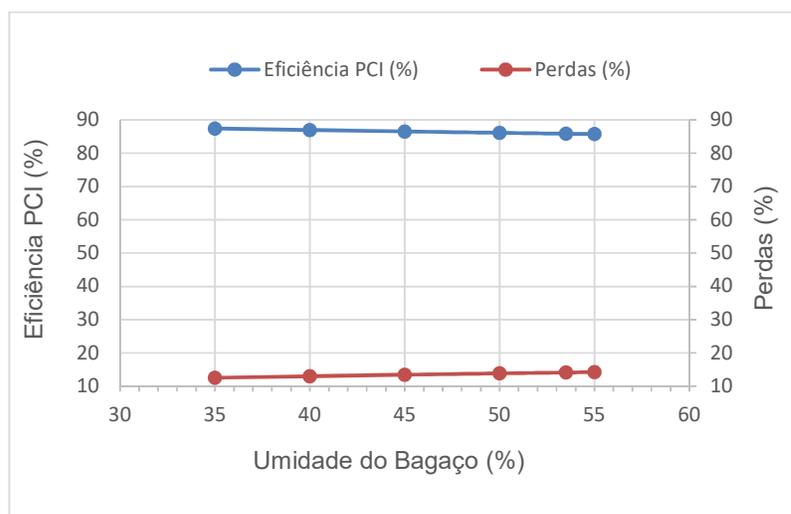


Figura 28 - Correlação da eficiência da caldeira (BE-PCI T chama = 1050° C)

Tabela 35 – Eficiência BE-PCS e perdas (T chama = 1050° C)

1050 °C			
UB (%)	η PCS (%)	Perdas (%)	Σ (%)
35	70,36	29,64	100
40	68,35	31,65	100
45	66,21	33,79	100
50	63,91	36,09	100
53,5	62,22	37,78	100
55	61,46	38,54	100

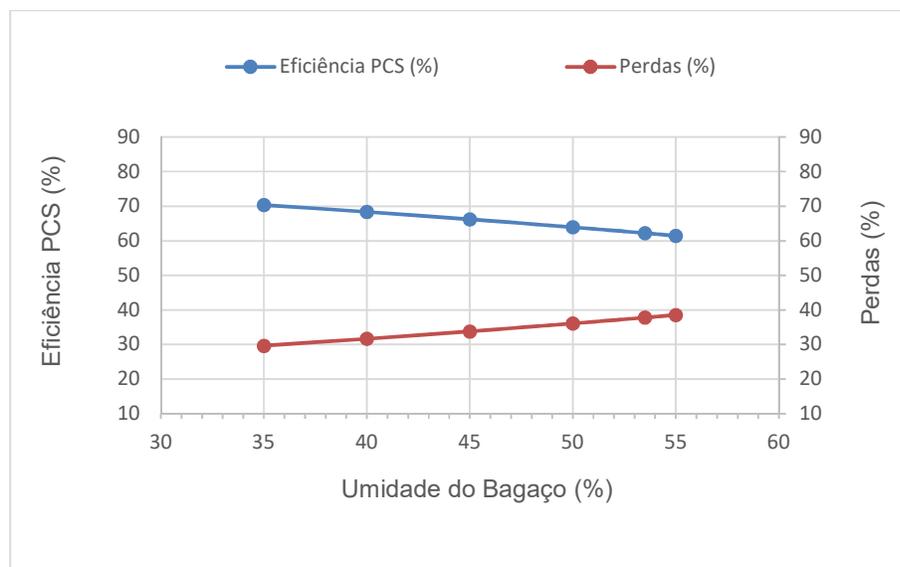


Figura 29 - Correlação da eficiência da caldeira (BE-PCS T chama = 1050° C)

4.7.3. Temperatura dos gases de exaustão 172, 94°C e 7,5% O₂

O dado destacado em amarelo para a umidade do bagaço na primeira coluna, refere a operação real da caldeira. Os demais são as variações dos valores de entrada de umidade de bagaço, onde é possível observar nas demais colunas aumento ou diminuição de desempenho em termos de eficiência bem como em termos de perdas.

Tabela 36 – Eficiência BE-PCI e perdas (T gases = 172,94° C)

172,94 °C			
UB (%)	η PCI (%)	Perdas (%)	Σ (%)
35	88,10	11,90	100
40	87,69	12,31	100
45	87,29	12,71	100
50	86,92	13,08	100
53,5	86,68	13,32	100
55	86,58	13,42	100

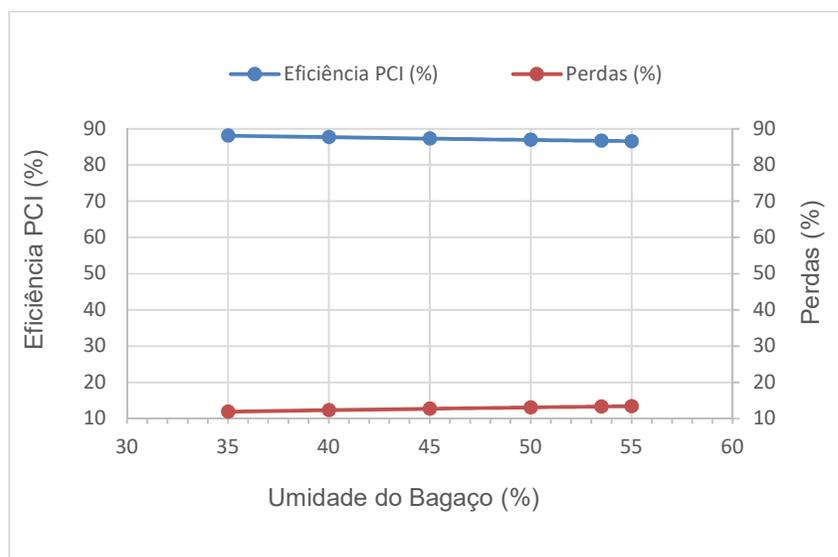


Figura 30 – Correlação da eficiência da caldeira (BE-PCI – T gases= 172,94°C)

Tabela 37 – Eficiência BE-PCS e perdas (T gases = 172,94° C)

172,94 °C			
UB (%)	η PCS (%)	Perdas (%)	Σ (%)
35	71,21	28,79	100
40	69,22	30,78	100
45	67,10	32,90	100
50	64,82	35,18	100
53,5	63,13	36,87	100
55	62,38	37,62	100

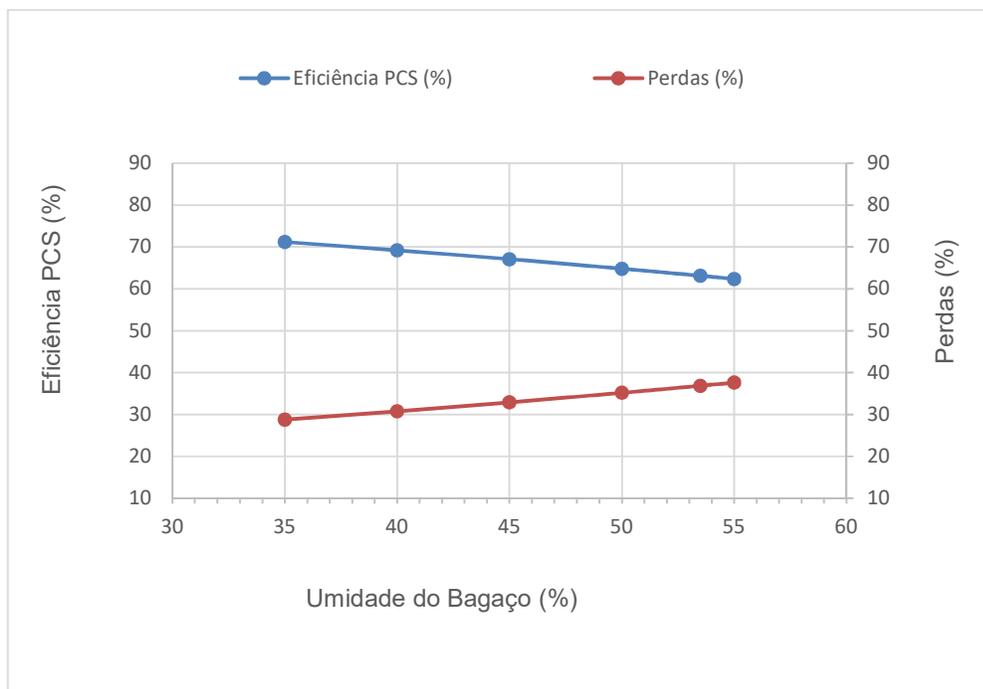


Figura 31 - Correlação da eficiência da caldeira (BE-PCS – T gases= 172,94°C)

4.7.4. Temperatura máxima da chama 1450°C e 4% O₂

O dado destacado em amarelo para a umidade do bagaço na primeira coluna, refere a operação real da caldeira. Os demais são as variações dos valores de entrada de umidade de bagaço, onde é possível observar nas demais colunas aumento ou diminuição de desempenho em termos de eficiência bem como em termos de perdas.

Tabela 38 – Eficiência BE-PCI e perdas (T chama = 1450° C)

1450 °C			
UB (%)	η PCI (%)	Perdas (%)	Σ (%)
35	84,70	15,30	100
40	84,07	15,93	100
45	83,45	16,55	100
50	82,85	17,15	100
53,5	82,84	17,56	100
55	82,27	17,73	100

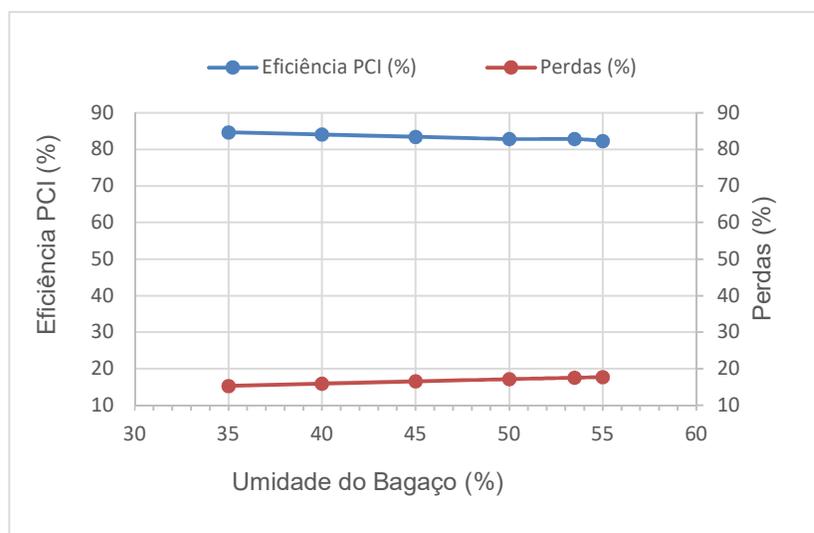


Figura 32 - Eficiência BE-PCI e perdas (T chama = 1450° C)

Tabela 39 – Eficiência BE-PCS e perdas (T chama = 1450° C)

		1450 °C		
UB (%)	η PCS (%)	Perdas (%)	Σ (%)	
35	68,68	31,32	100	
40	66,57	33,43	100	
45	64,32	35,68	100	
50	61,92	38,08	100	
53,5	60,14	39,86	100	
55	59,35	40,65	100	

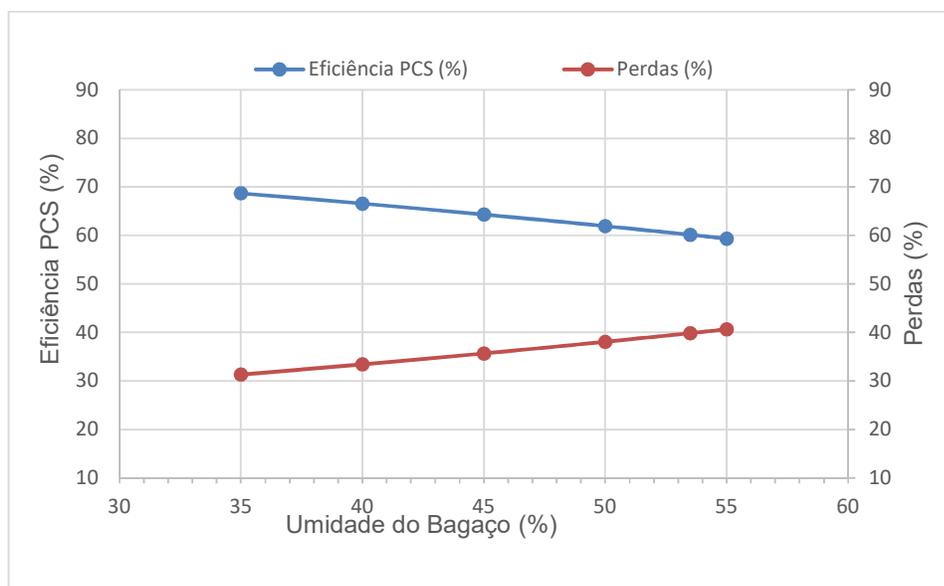


Figura 33 - Eficiência BE-PCS e perdas (T chama = 1450° C)

4.7.5. Temperatura média da chama 1050°C e 4%O₂

O dado destacado em amarelo para a umidade do bagaço na primeira coluna, refere a operação real da caldeira. Os demais são as variações dos valores de entrada de umidade de bagaço, onde é possível observar nas demais colunas aumento ou diminuição de desempenho em termos de eficiência bem como em termos de perdas.

Tabela 40 – Eficiência BE-PCI e perdas (T chama = 1050° C)

	1050 °C		
UB (%)	η PCI (%)	Perdas (%)	Σ (%)
35	89,04	10,96	100
40	88,60	11,40	100
45	88,17	11,83	100
50	87,75	12,25	100
53,5	87,46	12,54	100
55	87,35	12,65	100

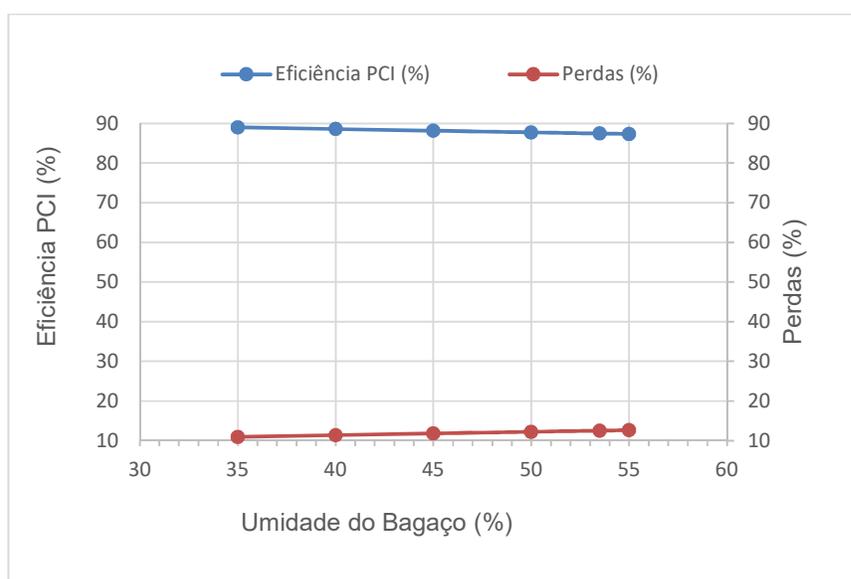


Figura 34 - Eficiência BE-PCI e perdas (T chama = 1050° C)

Tabela 41 – Eficiência BE-PCS e perdas (T chama = 1050° C)

		1050 °C		
UB (%)	η PCS (%)	Perdas (%)	Σ (%)	
35	72,20	27,80	100	
40	70,18	29,82	100	
45	68,00	32,00	100	
50	65,66	34,34	100	
53,5	63,92	36,08	100	
55	63,15	36,85	100	

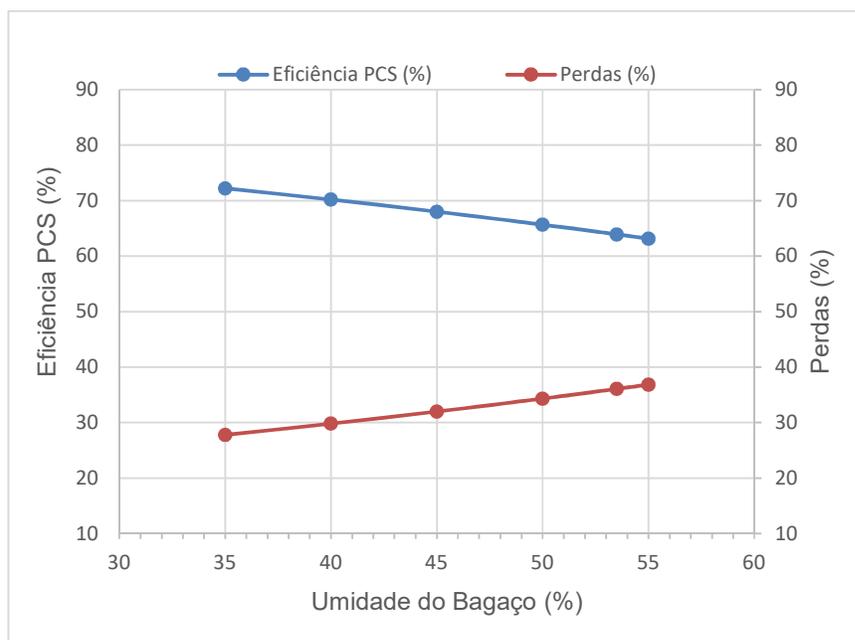


Figura 35 - Eficiência BE-PCS e perdas (T chama = 1050° C)

4.7.6. Temperatura dos Gases de exaustão 172, 94°C e 4% O₂

Os dados destacados em amarelo são os dados que se referem a operação real da caldeira e os demais são as variações, neste caso em especial com a variação de saída dos gases de exaustão de 4 % O₂, onde é possível observar aumento ou diminuição de desempenho em termos de eficiência

Tabela 42 – Eficiência BE-PCI e perdas (T gases = 172,94° C)

	172,94 °C		
UB (%)	η PCI (%)	Perdas (%)	Σ (%)
35	89,61	10,39	100
40	89,21	10,49	100
45	88,81	11,19	100
50	88,43	11,57	100
53,5	88,18	11,82	100
55	88,07	11,93	100

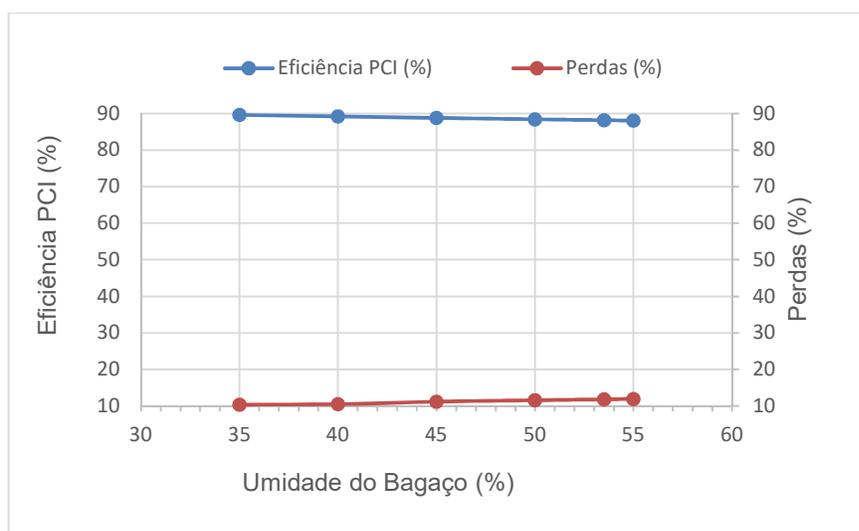


Figura 36 - Correlação da eficiência da caldeira (BE-PCI – T gases= 172,94°C)

Tabela 43 – Eficiência BE-PCS e perdas (T gases = 172,94° C)

172,94 °C			
UB (%)	η PCS (%)	Perdas (%)	Σ (%)
35	72,94	27,06	100
40	70,93	29,07	100
45	68,78	31,22	100
50	66,46	33,54	100
53,5	64,73	35,27	100
55	63,96	36,04	100

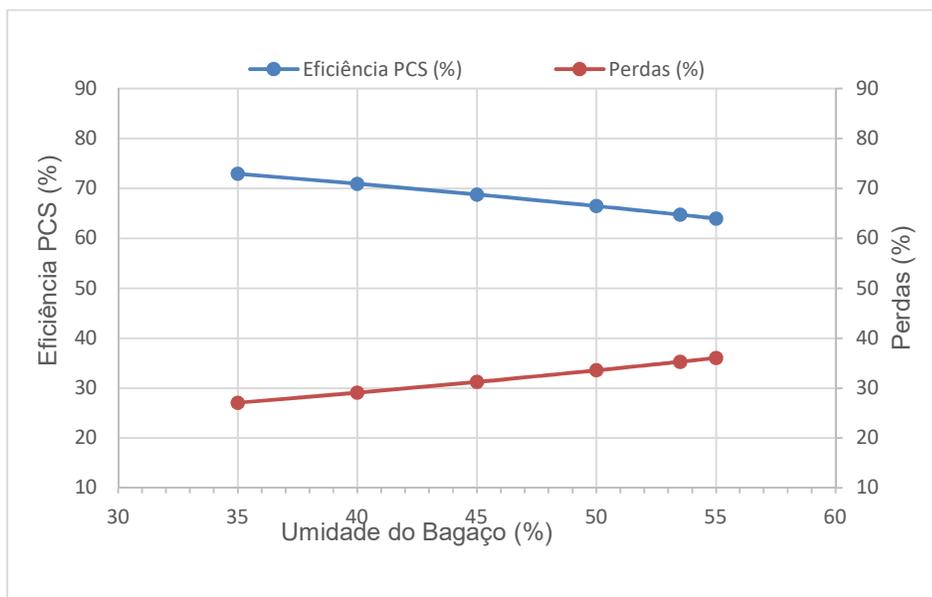


Figura 37 - Correlação da eficiência da caldeira (BE-PCS – T gases= 172,94°C)

4.8 Simulações

4.8.1. Eficiência – variação Tge (°C) e UB (%) à 7,5% O₂

Consolidando a variação da umidade do bagaço em relação às temperaturas nos gases de saída e a eficiência calculada, tanto na base PCI quanto base PCS para condição real de 7,5% de O₂. Para a variação em base PCI, temos:

Tabela 44 – Temperatura dos GE vs UB vs η BE-PCI – 7,5% O₂

Temperatura dos Gases de Saída (°C)	Umidade do bagaço (%)					
	35	40	45	50	53,5	55
160	89,02	88,64	88,28	87,94	87,72	87,63
165	88,66	88,27	87,89	87,54	87,31	87,22
170	88,31	87,90	87,51	87,15	86,91	86,82
173	88,10	87,69	87,29	86,92	86,68	86,58
175	87,96	87,53	87,13	86,75	86,51	86,41
180	87,60	87,17	86,75	86,36	86,11	86,01

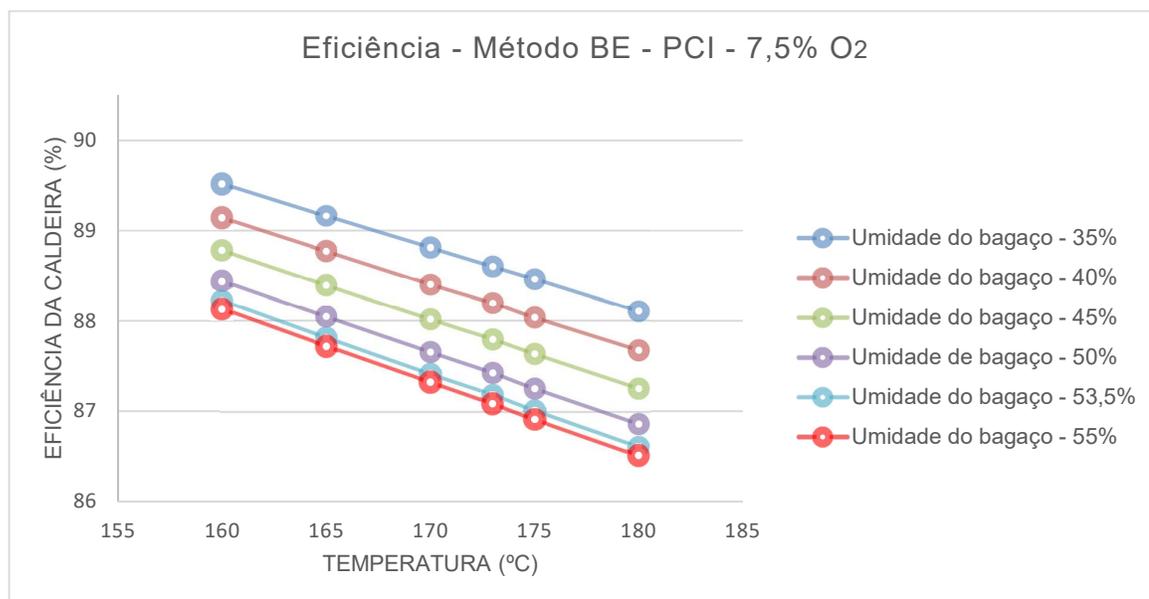


Figura 38 – Distribuição da eficiência método BE – Tge – PCI – 7,5% O₂

Para a variação em base PCS, temos:

Tabela 45 – Temperatura dos GE vs UB vs η BE-PCI – 7,5% O₂

Temperatura dos Gases de Saída (°C)	Umidade do bagaço (%)					
	35	40	45	50	53,5	55
160	71,96	69,99	67,87	65,60	63,92	63,17
165	71,67	69,69	67,57	65,30	63,61	62,86
170	71,39	69,40	67,27	65,00	63,31	62,56
173	71,21	69,22	67,10	64,82	63,13	62,38
175	71,09	69,10	66,97	64,69	63,00	62,25
180	70,80	68,81	66,68	64,39	62,70	61,95

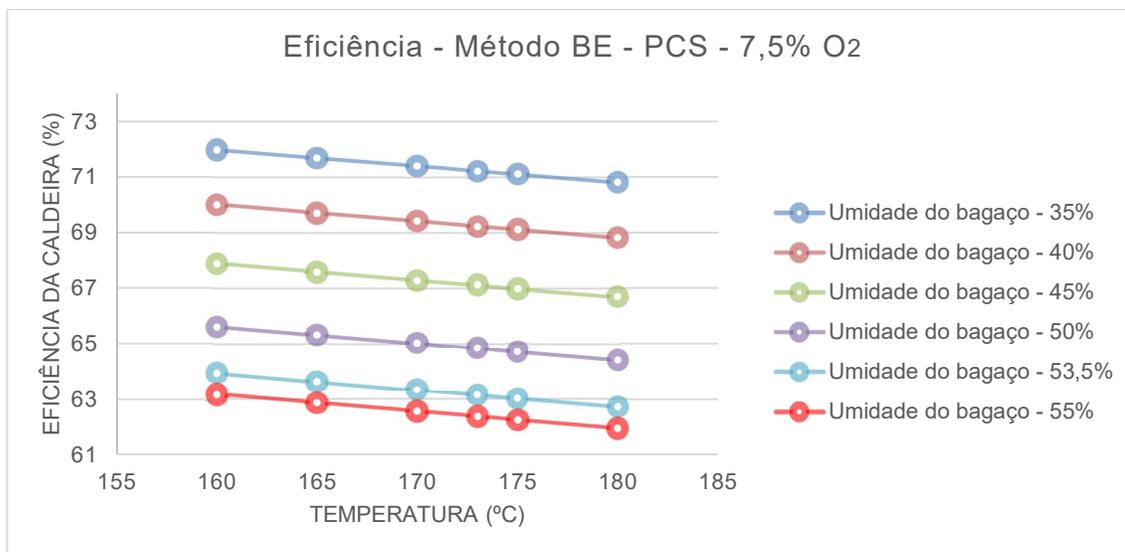


Figura 39 – Distribuição da eficiência método BE – Tge – PCI – 7,5% O₂

4.8.2. Eficiência – variação Tge (°C) e UB (%) à 4% O₂

Consolidando a variação da umidade do bagaço em relação às temperaturas nos gases de saída e a eficiência calculada, tanto na base PCI quanto base PCS para condição ideal de **4% de O₂**.

Para a variação em base PCI, temos:

Tabela 46 – Temperatura dos GE vs UB vs η BE-PCI – 4% O₂

PCI	Umidade do bagaço (%)					
	35	40	45	50	53,5	55
Temperatura dos Gases de Saída (°C)						
160	90,40	90,04	89,68	89,33	89,10	89,00
165	90,10	89,71	89,34	88,98	88,74	88,64
170	89,79	89,40	89,01	88,64	88,39	88,28
173	89,61	89,21	88,81	88,43	88,18	88,07
175	89,48	89,08	88,68	88,29	88,03	87,92
180	89,18	88,76	88,35	87,95	87,68	87,57

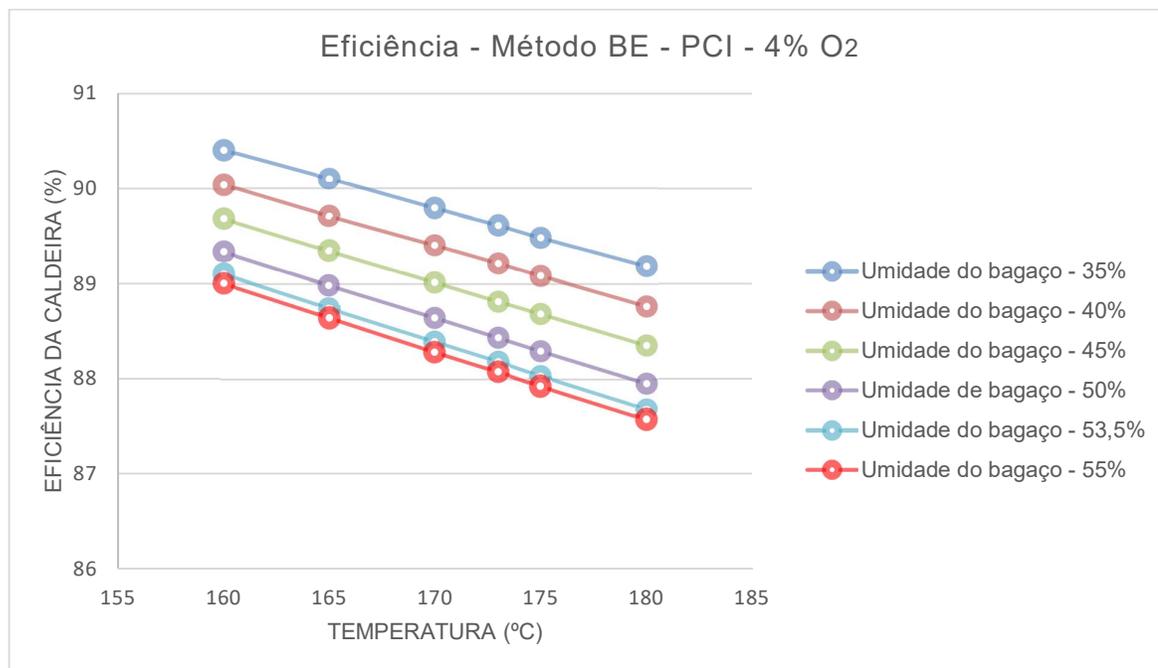


Figura 40 – Distribuição da eficiência método BE – Tge – PCI – 4% O₂

Para a variação em base PCS, temos:

Tabela 47 – Temperatura dos GE vs UB vs η BE-PCS – 4% O₂

PCS		Umidade do bagaço (%)					
Temperatura dos Gases de Saída (°C)	35	40	45	50	53,5	55	
160	73,58	71,60	69,45	67,15	65,42	64,66	
165	73,33	71,34	69,19	66,88	65,15	64,34	
170	73,08	71,08	68,93	66,61	64,89	64,12	
173	72,94	70,93	68,78	66,46	64,73	63,96	
175	72,83	70,83	68,67	66,35	64,62	63,85	
180	72,59	70,57	68,41	66,08	64,35	63,58	

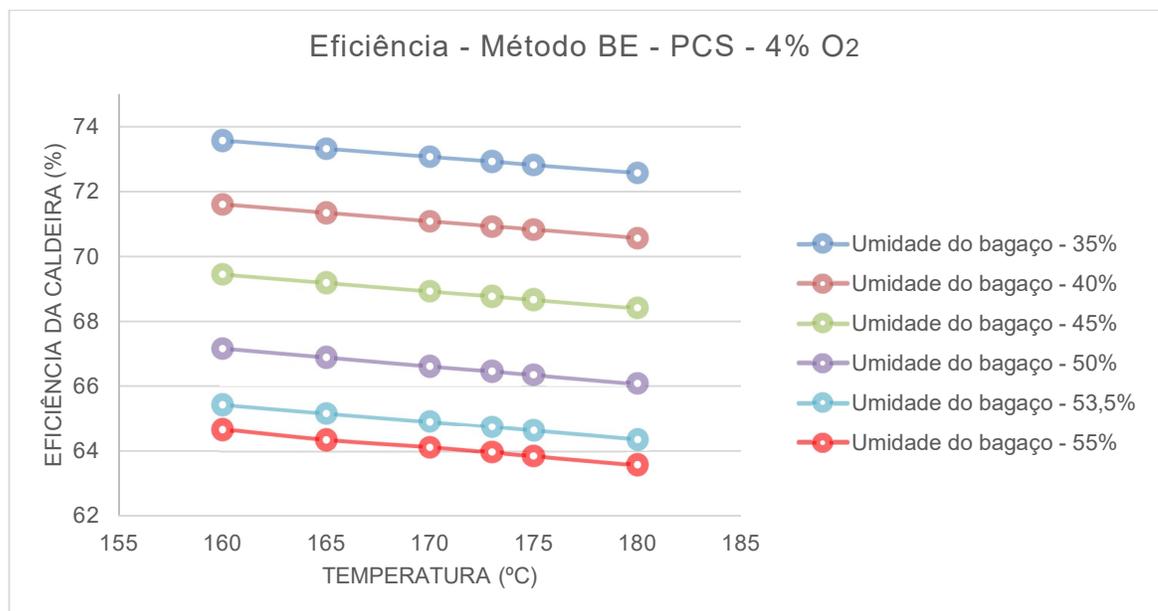


Figura 41 – Distribuição da eficiência método BE – Tge – PCS – 4% O₂

4.8.3. Eficiência - variação T chama (°C) e UB (%) à 7,5% O₂

Para as temperaturas da chama, consolidamos a variação da umidade do bagaço também em relação às temperaturas nos gases de saída referente a temperatura da chama e para respectiva eficiência calculada, tanto na base PCI quanto base PCS para condição real de **7,5% de O₂**.

Para a variação em base PCI, temos:

Tabela 48 – Temperatura da chama vs UB vs η BE-PCI – 7,5% O₂

PCI		Umidade do bagaço (%)					
Temperatura da Chama (°C)	Temperatura dos Gases de Saída (°C)	35	40	45	50	53,5	55
1050	187	87,43	86,98	86,54	86,13	85,86	85,75
1450	258	82,49	81,84	81,21	80,62	80,23	80,07

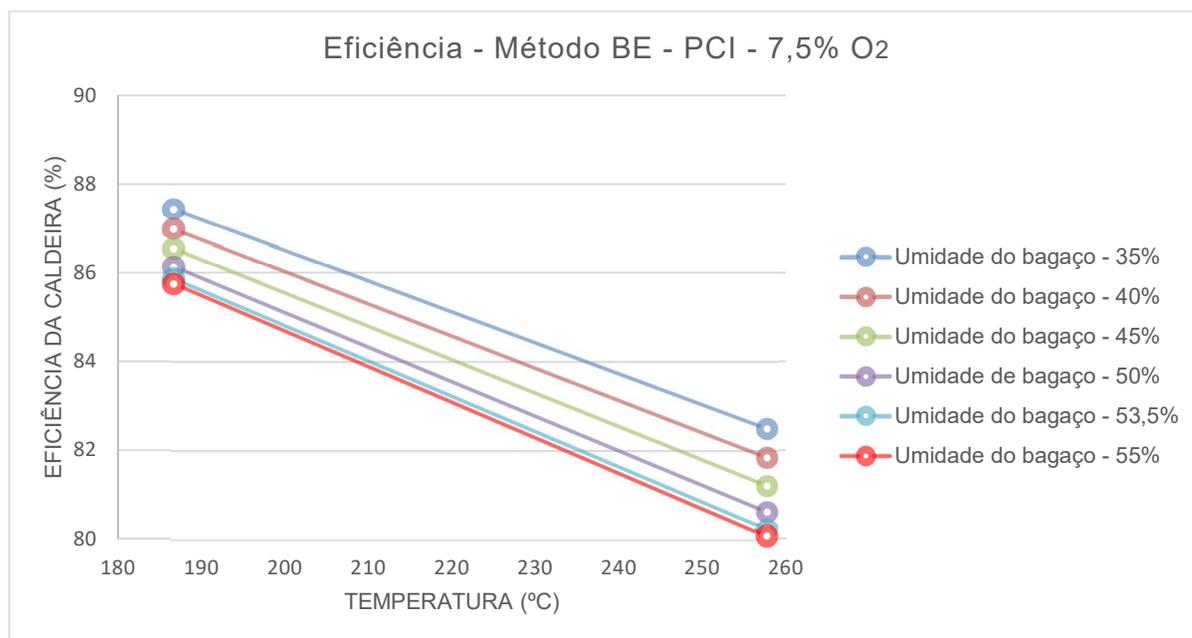


Figura 42 – Distribuição da eficiência método BE – T chama – PCI – 7,5% O₂

Para a variação em base PCS, temos:

Tabela 49 – Temperatura da chama vs UB vs η BE-PCS – 7,5% O₂

PCS		Umidade do bagaço (%)					
Temperatura da Chama (°C)	Temperatura dos Gases de Saída (°C)	35	40	45	50	53,5	55
1050	187	70,36	68,35	66,21	63,91	62,22	61,46
1450	258	66,34	64,26	62,05	59,70	57,97	57,21

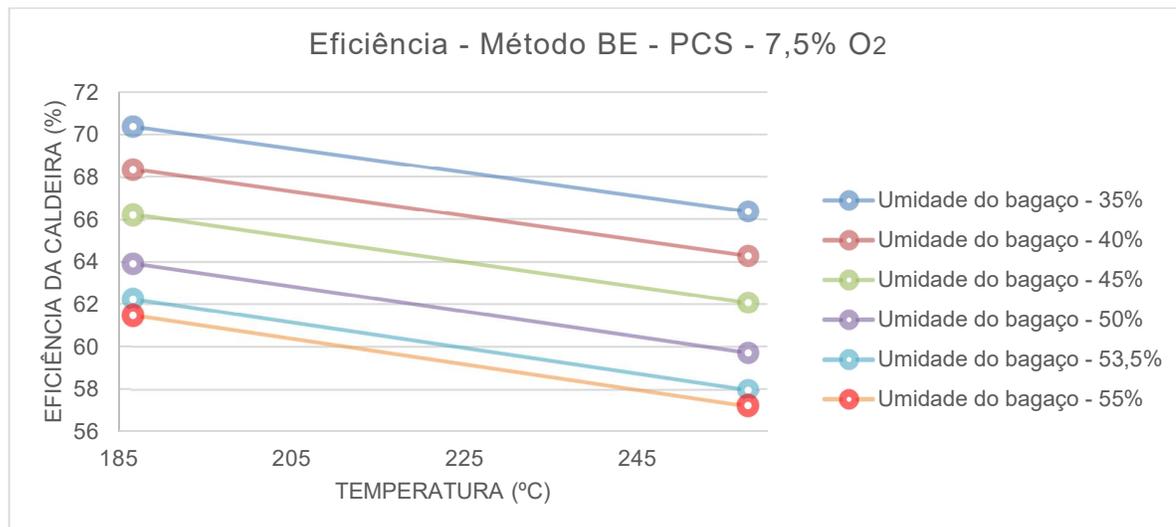


Figura 43 – Distribuição da eficiência método BE – Tchama - PCS – 7,5% O₂

4.8.4. Eficiência – variação T chama (°C) e UB (%) à 4% O₂

Para as temperaturas da chama, consolidamos a variação da umidade do bagaço também em relação às temperaturas dos gases de saída referente a temperatura da chama e para respectiva eficiência calculada, tanto na base PCI quanto base PCS para condição ideal de **4% de O₂**.

Para a variação em base PCI, temos:

Tabela 50 – Temperatura da chama vs UB vs η BE-PCI – 4% O₂

PCI		Umidade do bagaço (%)					
Temperatura da Chama (°C)	Temperatura dos Gases de Saída (°C)	35	40	45	50	53,5	55
1050	187	89,04	88,60	88,17	87,75	87,46	87,35
1450	258	84,70	84,07	83,45	82,85	82,84	82,27

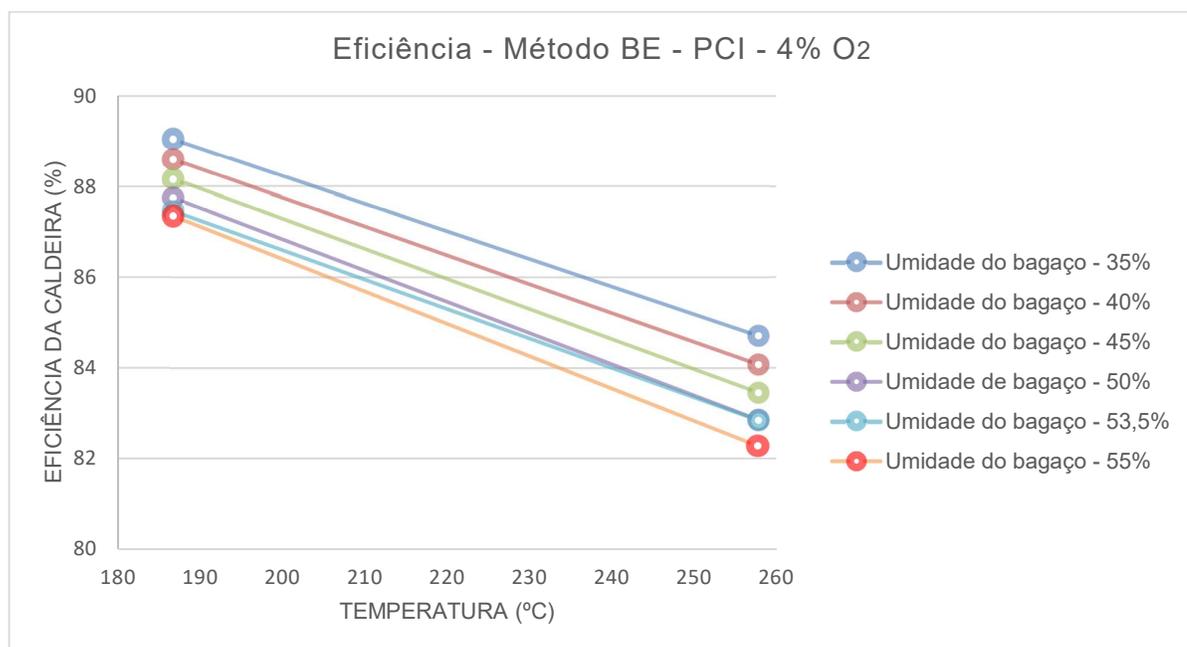


Figura 44 – Distribuição da eficiência método BE – Tchama - PCI – 4% O₂

Para a variação em base PCS, temos:

Tabela 51 – Temperatura da chama vs UB vs η BE-PCS – 4% O₂

PCS		Umidade do bagaço (%)					
Temperatura da Chama (°C)	Temperatura dos Gases de Saída (°C)	35	40	45	50	53,5	55
1050	187	72,20	70,18	68,00	65,66	63,92	63,15
1450	258	68,68	66,57	64,32	61,92	60,14	59,35

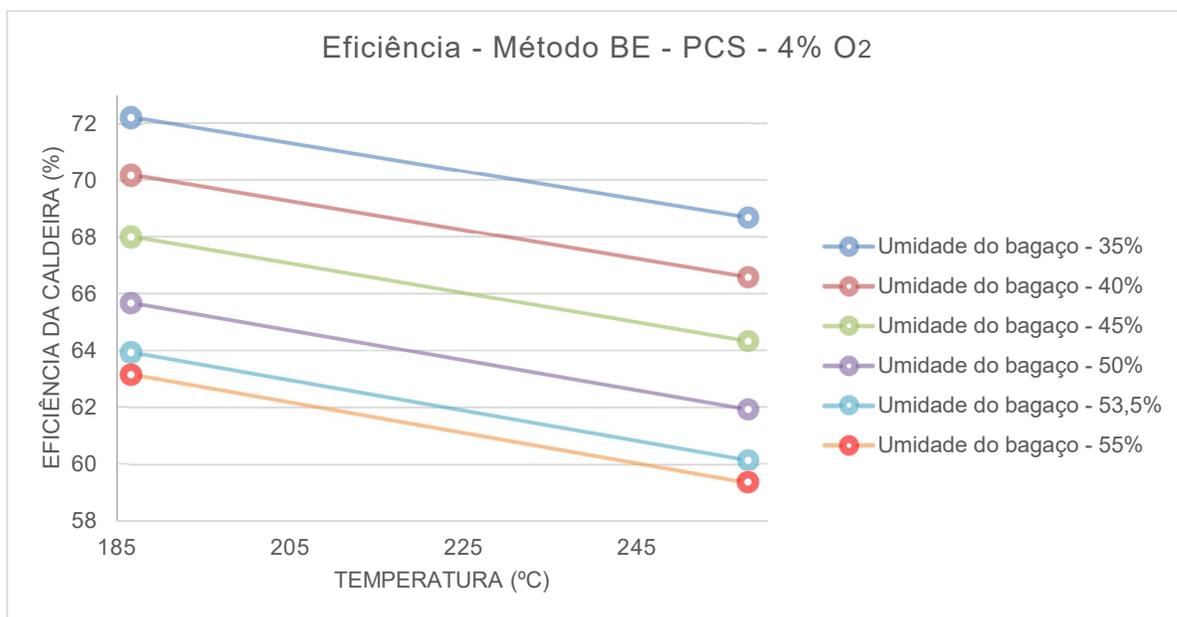


Figura 45 – Distribuição da eficiência método BE – Tchama - PCS – 4% O₂

5 CONCLUSÕES

Os resultados obtidos através dos dois métodos de cálculos de eficiência apresentaram valores próximos as referências utilizadas neste trabalho.

O método de entradas e saídas, com base em PCI e PSC, apesar de ter prática aplicação na indústria, apresentam valores de eficiência maiores em relação ao método de balanço de energia, pois não consideram nos cálculos todas as perdas possíveis na operação da caldeira.

Com relação ao método de balanço de energia, com base em PCI e PSC, é o método mais eficiente para prever, identificar e quantificar as perdas de energia decorrentes da operação da caldeira.

A diferença numérica entre os valores apresentados em PCI e PCS estão são referentes a perda envolvida no processo de evaporação da água formada tanto na reação de combustão quanto evaporada do bagaço.

O cálculo da eficiência pelo BE em base PCS, considerando a temperatura do da saída dos gases de exaustão, é o mais recomendado pela ASME, 2008, pois através dele é possível padronizar os cálculos de eficiência e facilitar a comparação de desempenho operacional de caldeiras que operam nas mesmas condições mundialmente.

Com relação às simulações realizadas para diferentes percentuais de umidade de bagaço é possível concluir que a reação de combustão de biomassa de cana-de-açúcar (bagaço) tem uma eficiência melhor quando o percentual de água incorporada no bagaço é menor.

A eficiência da caldeira também é significativamente impactada pelo desempenho da combustão da biomassa cana-de açúcar (bagaço), considerando a devida quantidade de ar em excesso para a queima e a qualidade do ar, em termos de temperatura e umidade, que é alimentado na caldeira para a queima, podendo aumentar a eficiência da caldeira acima de 1%.

As características do bagaço, quanto a fibras e espécies de elementos que o compõe também ter um grande impacto na determinação do PCI e PCS do mesmo, podendo alterar significativamente, para mais ou para menos, a sua entalpia física.

O alto teor de cinzas no bagaço estudado, impacta negativamente na queima dele, já que as cinzas é um material inerte na combustão, e sua presença diminui a presença de carbono incorporado e que esteja disponível para a queima diminuindo

o poder calorífico do bagaço.

As simulações de variação umidade de bagaço, temperatura de saída dos gases de exaustão em relação a variação de O₂ da faixa real de operação em 7,5% e na faixa ideal de 4%, demonstra que há um aumento acima de 1% no desempenho da caldeira tanto em base PCI, como PCS, validando que o controle da reação de combustão com a temperatura de chama ideal e proporção de ar em excesso adequados, maximizam o resultado da combustão, o que traz potencial aumento de geração de energia elétrica e consequente ganhos financeiros na operação da caldeira.

Este fato também é confirmado quando realizada a simulação para a temperaturas média e máxima da chama em sua relativa temperatura dos gases de exaustão, uma vez que há uma drástica queda na eficiência da caldeira quando a temperatura dos gases de exaustão estão acima de 180°C que são valores muito distantes dos dados originais de projeto.

Levamos em conta neste estudo que a qualidade da água de alimentação da caldeira e o todo o sistema de recuperação de energia da caldeira aquatubular estão disponíveis e dentro dos limites normais de operação.

5.1 Trabalhos futuros

A partir deste trabalho é possível realizar estudos em tempo real na indústria, utilizando a ferramenta para cálculos de eficiência de caldeira de bagaço, variando os dados de caracterização de bagaço, dados ambientais e as entalpias associadas a variação de temperaturas do processo de recuperação de energia da caldeira medidas ao longo de sua operação.

É possível ainda, correlacionar os dados de eficiência real calculada com a energia de bagaço *versus* temperatura de saída do vapor saturado *versus* produção de energia elétrica registrada nos turbo geradores, com o objetivo de comprovar o aumento da produção de energia elétrica com aumento da eficiência da caldeira.

Desenvolver modelo de cálculo para determinação de poder calorífico (PCI e PCS) que correlacione a variação da umidade e da composição elementar da biomassa de cana-de açúcar (bagaço).

Aplicar novos modelos de cálculo de perdas de calor para o ambiente, com base nas zonas de temperatura da câmara de combustão.

Há oportunidade de desenvolvimento para aplicação da 2ª Lei da Termodinâmica para este tipo de caldeira, tendo em vista que, aprofundando as análises é possível verificar o impacto do aumento da pressão e da temperatura de operação da caldeira para prever tendências de contribuição para as parcelas perdas de calor.

REFERÊNCIAS

ACOSTA, J. **The boiler efficiency fueled bagasse**. International Sugar Journal. v. 97, no.1158, pp.248- 255, 1995.

ASME - **PTC-4 2008 Fired Steam Generators**. Norma técnica internacional. 2008

BABCOK & WILCOX. **Steam, its generation and use**. Nava lorque. Editora: Babcock & Wilcox Company. 1978

BARROSO, J., BARRERAS, F., Amaveda, H. **On the optimization of boiler efficiency using bagasse as fuel**, *Fuel* v.82, pp.1451-1463, 2003.

BAHADORI.A. **Estimation if the effect of biomass moisture content on the direct combustion of sugar cane bagasse in boilers**. International journal of sustainable energy, Oklahoma-USA, v.33, n.2, p. 349-356, jan./jun, 2014. Disponível em: <https://doi.org/10.1080/14786451.2012.748766>. Acesso em 12 de fevereiro de 2019.

BEATÓN, P., LORA, E. **Pruebas de balance térmico en calderas para bagaço**. Departamento de Termoenergética, Facultad de Ingenieria Mecánica. I.S.P.J.A.M., Cuba, 1991.

BDMEP - **Banco de Dados Meteorológicos para Ensino e Pesquisa**. Portal de dados meteorológicos. Disponível em: <http://www.inmet.gov.br/projetos/rede/pesquisa/>. Acesso em 02 de maio de 2019.

CÁRDENAS, G., PAZ, D., WITTEWER, E. **Energy and Exergy analysis of a combined bagasse dryer-boiler system**. International Sugar Journal, v.96, n.1146, pp. 213-219, 1994.

CASTRO, S. **Engenharia e Tecnologia Açucareira**. Apostila. Universidade Federal de Pernambuco. Departamento engenharia química - CTG - UFPE 2006.

CORTEZ, L.A.B.; GÓMEZ, E.O. **A method for exergy analysis of sugarcane boiler**. Brazilian Journal of Chemical Engineering, São Paulo, v.15, n.1, p. 1-11, jan./jun, 1998. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1590/S0104-66321998000100006>. Acesso em 03 de abril de 2019.

HUGOT, E. **Manual da Engenharia Açucareira**. São Paulo. Editora: Mestre Jou. 1977

KITTO, J. STULTZ, C. **Steam its generation and use**, 40th edition, Babcock & Wilcox, Library of Congress Catalog Number: 92-74123, 1992.

KLASS, D. **Biomass for renewable energy, fuels, and chemicals**. San Diego. Editora: Academic Press. 1998.

LOZANO, M. A. **Metodologia para el analisis exergetico de calderas de vapor en**

centrales térmicas. Escuela Técnica Superior de Ingenieros Industriales de la Universidad de Zaragoza, 1987, Tese (Doutorado).

MUNIR, A. **Efficiency calculations of bagasse fired boiler on the basis of flue gases temperature and total heat values of steam.** Pakistan journal of life and social Sciences, Faisalabad-Pakistan, v.33, n.2, p. 36-39, 2004. Disponível em: <https://www.researchgate.net/publication/292767495>. Acesso em 18 de abril de 2019.

REIN, P. **Engenharia de Açúcar de Cana.** Berlin. Editora: Barten. 2013

RIBEIRO, C. **Tecnologia do Açúcar.** Apostila. Universidade de São Paulo. Escola superior de agricultura. Departamento de agroindústria, alimentos e nutrição USP 2014.

SALINAS, C. **Experimental study for in situ flame temperature measurement in a sugarcane bagasse industrial boiler furnace by spectral analysis and image processing in visible spectrum** - Technical Article. Santa Cecília University, Faculty of Mechanical Engineering. 2019.

SCHEUFELE, F. B.; DIÓRIO, A.; MÓDENES, A. N.; ERGAMASCO, R.; PEREIRA, N. C.; **Avaliação da cinética e equilíbrio da secagem do bagaço de cana-de-açúcar para aplicação como adsorvente, p. 5697-5704.** In: Anais do XX Congresso Brasileiro de Engenharia Química - COBEQ 2014, São Paulo: Blucher, 2015.

SÁNCHEZ-PRIETO M. G., BARATA, J. C. **The evolution through the single-drum steam boiler inside the expansion of cogeneration in the Brazilian sugar mill context,** *Proceedings of the 11th Brazilian Congress of Thermal Sciences and Engineering.* 05 a 08 de dezembro de 2006. Curitiba/PR, Brasil.

SOUZA, P. **Bioeletricidade: Estágio atual e perspectivas.** Portal única. Disponível em: <http://www.unica.com.br/documentos/apresentacoes/bioeletricidade/>. Acesso em 25 de maio de 2019.

SOSA-ARNAO, J. H. **Caldeiras Aquatubulares de Bagaço – Estudo de recuperação de energia.** Tese de Doutorado. Universidade Estadual de Campinas. 2007. Disponível em: http://repositorio.unicamp.br/jspui/bitstream/REPOSIP/265071/1/SosaArnao_JuanHarold_D.pdf. Acesso em 18 de abril de 2019.

SOSA-ARNAO, J. H., LLAGOSTERA, J. I, NEBRA, S. **Study of Operation Parameters of Power Generation Systems on Sugar Cane Mills.** Proceedings of the 18th International Congress of Mechanical Engineering. 6 a 11 de Novembro, 2005a, Ouro Preto/MG, Brasil.

SOSA-ARNAO, J. H.; NEBRA, S. A. **The Exergy of Sugar Cane Bagasse.** Proceedings 14th European Biomass Conference & Exhibition: Biomass for Energy, Industry and Climate Protection. 17 a 21 de Outubro, 2005b, Palais des Congrès/Paris, France

SOSA-ARNAO, J. H., MODESTO, M., NEBRA, S. A. **Two proposals to determine the efficiency of bagasse boiler.** *Proceedings of the 6th International Congress on Distributed Generation and Energy in Rural Environments*, 6 a 8 de Junho, 2006a, Campinas/SP, Brasil.

VARINY.M.; MIERKA, O. **Boiler performance and combusted biomass quality control improvement in an industrial biomass boiler.** Technical Article. Slovak University of Technology, Faculty of chemical and food technology. 2018.

ANEXO A – Dados de monitoramento ambiental – BDMEP

<i>Data</i>	<i>Horário da Amostragem</i>	<i>Temperatura bulbo seco (°C)</i>	<i>Temperatura bulbo úmido (°C)</i>	<i>Umidade relativa (%)</i>	<i>Pressão atmosférica (mbar)</i>
01/06/2018	12:00	18,8	13,4	52	921,4
02/06/2018	00:00	16	13,1	71	920,6
02/06/2018	12:00	21,5	15,7	53	923
03/06/2018	00:00	19,8	17,2	78	922,7
04/06/2018	12:00	15,2	13,4	82	926,2
05/06/2018	00:00	17	14,8	79	923,8
05/06/2018	12:00	17,7	15,8	82	922,2
06/06/2018	00:00	18	16,6	85	919
06/06/2018	12:00	17,4	17	96	919
07/06/2018	00:00	17,4	16,7	93	918,6
07/06/2018	12:00	20,3	18,8	87	921
08/06/2018	00:00	19	16,7	79	922
08/06/2018	12:00	15,2	13,8	86	923,4
09/06/2018	00:00	13	12,2	91	923,4
09/06/2018	12:00	18,5	15,2	70	924
10/06/2018	00:00	16,1	14,8	86	922,6
11/06/2018	12:00	21,5	19,5	83	922,4
12/06/2018	00:00	19,9	18,1	84	921,2
12/06/2018	12:00	22,5	18,5	67	921,2
13/06/2018	00:00	21,2	18,7	79	920,7
13/06/2018	12:00	20,5	18,9	86	922,8
14/06/2018	00:00	21,1	19,5	86	923
14/06/2018	12:00	19,7	18,3	87	924,3
15/06/2018	00:00	16,7	15,2	86	924
15/06/2018	12:00	19,4	17	79	925,4
16/06/2018	00:00	16,6	15,2	86	925,5
16/06/2018	12:00	16,6	13,5	90	927,2
17/06/2018	00:00	15,4	13,8	84	926,8
18/06/2018	12:00	16	14,8	87	928,8
19/06/2018	00:00	17,8	15,7	81	926,8
19/06/2018	12:00	18,2	15,6	76	927,8
20/06/2018	00:00	16,1	14,2	81	926
20/06/2018	12:00	18,9	15,7	71	928,2
21/06/2018	00:00	15,5	13,5	80	924,8
21/06/2018	12:00	20,4	15,8	61	925,5
22/06/2018	00:00	16,9	14,4	76	924,6
22/06/2018	12:00	19,6	15,5	65	924,2
23/06/2018	00:00	19	15,2	67	922,7
23/06/2018	12:00	20,4	15,9	62	923,2
24/06/2018	00:00	22,4	15,9	49	922,6
25/06/2018	12:00	21,3	15,2	52	923,2
26/06/2018	00:00	17,4	13,2	62	921,2
26/06/2018	12:00	21,3	14,4	44	921,9
27/06/2018	00:00	17	13,4	66	921,2
27/06/2018	12:00	22,3	15,7	48	923,2
28/06/2018	00:00	20,1	16,3	67	923
28/06/2018	12:00	20,7	15,6	58	924,3
29/06/2018	00:00	18,7	14,4	62	922,6
29/06/2018	12:00	19,7	14,4	55	923,2
30/06/2018	00:00	16,7	13,2	66	921
30/06/2018	12:00	19,4	14,7	60	921,4

ANEXO D - Dados de projeto para água e vapor d'água.

<i>Parâmetros</i>	<i>Reservatório de água tratada</i>	<i>Desaerador</i>	<i>Tubulão de vapor</i>	<i>Tubulão inferior</i>	<i>Vaso de purga contínua</i>	<i>Tanque de descarga de fundo</i>
Fluído	Água	Água	Vapor d'água	Água	Água	Água
Vazão (m ³ /h)	200	200	200	200	200	200
Pressão (mca)	ATM	700	700	ATM	700	ATM
Temperatura (°C)	30	120	287	180	287	200

ANEXO E – Carta de radiação ABMA (ASME PTC 4.1, 1964)

