



UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA
“JÚLIO DE MESQUITA FILHO”
Faculdade de Engenharia e Ciências de Guaratinguetá

IGOR SAVASTANO BECKER

**Análise termodinâmica de sistema de gaseificação de biomassa associado a uma
turbina a gás em um ciclo Brayton.**

Guaratinguetá
2023

Igor Savastano Becker

Análise termodinâmica de sistema de gaseificação de biomassa associado a uma turbina a gás em um ciclo Brayton.

Trabalho de Graduação apresentado ao Conselho de Curso de Graduação em Engenharia Mecânica da Faculdade de Engenharia e Ciências do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, como parte dos requisitos para obtenção do diploma de Graduação em Engenharia Mecânica.

Orientador: Prof. Dr. Celso Eduardo Tuna

B395a	Becker, Igor Savastano Análise termodinâmica de sistema de gaseificação de biomassa associado a uma turbina a gás em um ciclo Brayton / Igor Savastano Becker - Guaratinguetá, 2023. 35 f : il. Bibliografia: f. 34-35 Trabalho de Graduação em Engenharia Mecânica – Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Engenharia e Ciências de Guaratinguetá, 2023. Orientador: Prof. Dr. Celso Eduardo Tuna 1. Gaseificadores. 2. Biomassa. 3. Cana-de-açúcar. I. Título CDU 620.91
-------	--

IGOR SAVASTANO BECKER

ESTE TRABALHO DE GRADUAÇÃO FOI JULGADO ADEQUADO COMO PARTE
DO REQUISITO PARA OBTENÇÃO DO DIPLOMA DE
"GRADUADO EM ENGENHARIA MECÂNICA"

APROVADO EM SUA FORMA FINAL PELO CONSELHO DE CURSO DE
GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA



Prof. Dr. CELSO EDUARDO TUNA
Coordenador(a)

BANCA EXAMINADORA:



Prof. Dr. CELSO EDUARDO TUNA

Orientador(a)/UNESP-FEG



Prof. Dr. NESTOR PROENZA PÉREZ

UNESP-FEG



Prof. Dr. THIAGO AVERALDO BIMESTRE

UNESP-FEG

Dezembro 2023

AGRADECIMENTOS

Agradeço ao meu orientador, Prof. Dr. Celso Tuna, pela confiança, pela paciência, pelas orientações essenciais para a concretização deste trabalho que foi de imenso apoio.

Agradeço aos meus familiares, que me incentivaram durante todo o período acadêmico.

Agradeço aos meus amigos que moraram comigo durante a faculdade, por todos os bons momentos proporcionados.

Agradeço aos meus amigos de sala de aula, de trabalho e projetos extracurriculares por todo conhecimento compartilhado

E agradeço, de modo geral, a todos os bons colaboradores da Faculdade de Engenharia e Ciências de Guaratinguetá pelo empenho com que realizam o seu trabalho.

RESUMO

O setor sucroalcooleiro é um setor com abundância de recursos, na safra 2022/23 o Brasil produziu 610 milhões de toneladas de cana de açúcar além de que desde 2004 foi liberada a comercialização do excedente elétrico, que pode ser produzido com a biomassa, para a rede de distribuição não ficando restrito a ter que utilizar internamente tal excedente. Com isso o objetivo foi comparar a eficiência de um ciclo a vapor Rankine que é comumente utilizado no Brasil com um ciclo de AR padrão Brayton, utilizando a usina “Pioneiros” como ponto de partida. Foi utilizado uma análise termodinâmica considerando a paridade térmica nos dois ciclos para atender toda a demanda dos processos que já ocorrem na usina. Como resultado, foi constatado que apesar da queda da eficiência térmica, aumentou-se o rendimento de cogeração, além do ganho na produção elétrica foi de 66,89%, valor que pode ser maior ainda quando utilizada toda a palha da cana-de-açúcar. O que nos mostra que para produção elétrica é possível ter ganhos significativos ao adotar um ciclo de AR padrão Brayton no lugar dos ciclos a vapor Rankine

PALAVRAS-CHAVE: Ciclo Brayton; Gaseificador; Biomassa; Cana-de-açúcar

ABSTRACT

The sugar and alcohol sector is a sector with an abundance of resources, in the 2022/23 harvest Brazil produced 610 million tons of sugar cane in addition to the fact that since 2004 the commercialization of electrical surplus, which can be produced with biomass, has been allowed for distribution network, not being restricted to having to use such surplus internally. With this, the objective was to compare the efficiency of a Rankine steam cycle that is commonly used in Brazil with a standard Brayton air cycle, using the “Pioneiros” plant as a starting point. A thermodynamic analysis was used considering thermal parity in the two cycles to meet all the demands of the processes already occurring in the plant. As a result, it was found that despite the drop in thermal efficiency, the cogeneration yield increased, in addition to the gain in electrical production was 66.89%, a value that could be even greater when all the sugarcane straw was used. sugar. This shows us that for electrical production it is possible to make significant gains by adopting a Brayton standard AR cycle instead of Rankine steam cycles.

KEYWORDS: Brayton Cycle; Gasifier; Biomass; Sugar cane

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Representação Esquemática da Cana-de-Açúcar	11
Figura 2 – Fluxograma simplificado de usina segundo ciclo Rankine	15
Figura 3 – Diagrama T-s do ciclo Rankine com aumento da temperatura T_3	16
Figura 4 – Diagrama T-s do ciclo Rankine com diminuição da pressão p_4	16
Figura 5 – Diagrama Pts. do ciclo Rankine com aumento da pressão p_2	16
Figura 6 – Ciclos Brayton: (a) ciclo fechado (b) ciclo aberto	17
Figura 7 – Gaseificador de leito fluidizado circulante	19
Figura 8 – Fluxograma	21
Figura 9 – Fluxograma usina "Pioneiros"	22
Figura 10 – Volume de controle: (a) Turbogenerador A; (b) Turbogenerador T	25
Figura 11 – Caldeira de Recuperação associada a uma Turbina	27

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Parâmetros termodinâmico operacional da usina "Pioneiros"	23
Tabela 2 – Parâmetros de produção.....	24
Tabela 3 – Dados turbina a gás GE LM 6000 PF+.....	30

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

BEN	Balanço Energético Nacional
C.C.	Câmara de Combustão
CONAB	Companhia Nacional de Abastecimento
Comp.	Compressor
ch	Chaminé
EMBRAPA	Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária
EPE	Empresa de Pesquisa Energética
gg	Gás do gaseificador
HR	Heat Rate (Consumo de calor)
PCI	Poder Calorífico Inferior
Temp. Ex.	Temperatura de Exaustão
T.G.	Turbogerador

LISTA DE SÍMBOLOS

cp_{gg}	Calor específico do gás do gaseificador
h	Entalpia
HR	Heat Rate
K	Razão dos calores específicos
m	Massa
η	Rendimento
η_f	Eficiência a frio do gaseificador
p	Pressão
PR	Razão de pressão
$\dot{Q}$	Energia térmica transferida
s	Entropia
T	Temperatura
$\dot{W}$	Trabalho mecânico realizado

SUMÁRIO

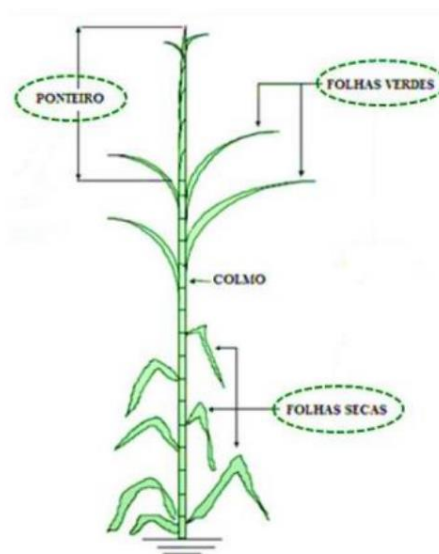
1	INTRODUÇÃO.....	11
1.1	OBJETIVOS.....	13
2	FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA.....	14
2.1	CICLO RANKINE	14
2.2	CICLO BRAYTON	17
2.3	GASEIFICADOR DE BIOMASSA.....	17
3	METODOLOGIA.....	20
3.1	TRABALHO MECÂNICO	24
3.2	RENDIMENTO TÉRMICO.....	25
3.3	RENDIMENTO DE COGERAÇÃO	25
3.4	ESTUDO DA SIMULAÇÃO COM CICLO BRAYTON	26
4	RESULTADOS	29
4.1	MODELO TRADICIONAL.....	29
4.2	MODELO TEÓRICO COM CICLO BRAYTON ASSOCIADO AO GASEIFICA- DOR.....	30
5	CONCLUSÃO.....	33
	REFERÊNCIAS	34

1 INTRODUÇÃO

Na safra 2022/23 de cana-de-açúcar, que consiste no período de abril de 2022 a março de 2023, a produção brasileira atingiu a marca de 610,13 milhões de toneladas, conforme relatado no boletim Safra de cana-de-açúcar, pela Companhia Nacional de Abastecimento (CONAB, 2023). Este volume de matéria-prima gerou uma quantia de bagaço estimada entre 146.431,5 e 173.356,8 mil toneladas, levando em conta, para essa estimativa, que o bagaço representa cerca de 24% a 28% do peso total da cana-de-açúcar (LEONARDO, 2016; MACHIN, 2015). E todo esse bagaço possui um potencial valioso para a geração de energia, abrangendo tanto os aspectos térmicos quanto elétricos, dentro das usinas sucroalcooleiras.

Já a palha da cana-de-açúcar, que engloba os ponteiros e folhas, tanto verdes quanto secas (LOBO, 2013), identificados na figura 1, tem experimentado um aumento significativo da disponibilidade. Esse aumento pode ser atribuído, em parte, devido às ações governamentais para a redução das queimadas dos canaviais, conforme observa-se na resolução Semil nº 017, de 30 de abril de 2023 (DIÁRIO OFICIAL, 2023). Além disso, o incremento na mecanização das colheitas também contribui para esse cenário no qual estima-se 92,4% da colheita seja mecanizada na safra 2023/24 (CONAB, 2023). Sendo relevante ressaltar que a palha de cana de açúcar representa cerca de 12% do peso total da produção de colmos (PASSOLONGO, 2011).

Figura 1 – Representação Esquemática da Cana-de-Açúcar



Fonte: Lobo (2013)

A queima do canavial era uma prática comum próximo ao dia da colheita, a fim de remover parte das folhas secas, pois essa ação facilita a colheita manual, auxiliando o acesso dos trabalhadores aos colmos, mas tal prática tem diversos efeitos negativos que vão desde maior erosão e acúmulo de cinzas no solo (EMBRAPA, 2022) até a piora da qualidade do ar devido a presença de materiais particulado resultante das queimadas, principalmente durante o período de seca que a resolução Semil nº 017 busca controlar.

As usinas no Brasil têm tradicionalmente utilizado o bagaço da cana-de-açúcar como parte integrante da fonte de combustível para as suas caldeiras, empregando-os para a geração de vapor necessário às turbinas de extração/condensação simples que operam em baixa pressão seguindo um ciclo Rankine, enquanto a palha de cana-de-açúcar era queimada ou descartada no campo. Considerando o contexto nacional que não era usual a venda do excedente elétrico, era possível observar toda essa biomassa sendo basicamente descartada, por não ter um olhar mais aprofundado para o seu potencial energético (DESHMUKH, 2013).

O excedente elétrico gerado no setor sucroalcooleiro, no Brasil, começou a ser comercializado apenas em 2004, com a promulgação da lei nº 10.848 de 15 de março daquele ano, a qual permitiu a comercialização do excedente de energia. A necessidade dessa lei se tornou evidente após a crise energética que ocorreu no Brasil, entre julho 2001 e fevereiro de 2002, que foi um período crítico para o sistema elétrico, caracterizado pela escassez de chuvas, com a redução da vazão dos rios e consequentemente diminuição do volume dos reservatórios, impactando dessa forma, fortemente o país onde a geração de energia elétrica é predominantemente baseada em usinas hidrelétricas. Como resultado, a legislação foi uma resposta fundamental para lidar com os desafios enfrentados pelo setor elétrico brasileiro naquela época.

Em 2022 a fonte hidráulica foi responsável por 63% de toda energia elétrica produzida no Brasil (427.114 GWh) enquanto a fonte de biomassa foi de 7.7% (52.047 GWh) conforme dados do anuário estatístico de energia elétrica (EPE, 2023), o que aponta que ainda é atual a necessidade de aumentar mais a produção de energia elétrica por fontes alternativas diferentes da hídrica, visto que essa foi responsável por mais da metade da produção elétrica no ano passado.

Diversificar as fontes de energia é fundamental, pois isso reduz a vulnerabilidade do sistema elétrico a fatores climáticos, como a disponibilidade de chuvas. Com uma matriz energética mais variada, os impactos de eventos climáticos adversos em uma única fonte têm um efeito percentual menor na produção total de energia. Dessa forma, o país se torna menos dependente das condições climáticas e, consequentemente, a produção elétrica ganha em

robustez e estabilidade. Essa diversificação promove uma maior confiabilidade no abastecimento de energia elétrica, garantindo uma oferta constante para atender às necessidades da população e da indústria.

A vantagem da utilização de biomassa é o baixo impacto ambiental uma vez que não há necessidade de inundar imensas áreas como nas hidrelétricas e consiste em um combustível renovável por ter um ciclo de renovação curto de basicamente um ano para a cana-de-açúcar, possibilitando dessa forma vender créditos de carbono para países desenvolvidos conforme foi firmado no protocolo de Quioto de 1997, tal que se estima cerca de 0,2 crédito de carbono para cada tonelada de cana-de-açúcar processada (REY, 2018).

Visto os dados apresentados, de disponibilidade de biomassa, de possibilidade de comercialização de excedentes, de vantagens ambientais e de potencial de aumento de eficiência, esse trabalho tem o intuito de ser um estudo aprofundado acerca da adoção da tecnologia de ciclo Brayton com turbinas a gás associado a um gaseificador e comparar com os ciclos a vapor Rankine que é comumente utilizado.

Iniciando com esta breve introdução ao conteúdo deste trabalho, com os elementos que destacam a urgência de aprofundar nossa compreensão sobre a valorização da biomassa residual em usinas sucroalcooleiras para aumentar a competitividade do agronegócio. Este estudo terá como foco uma análise aprofundada, com o objetivo de comparar os benefícios obtidos ao implementar ciclos Brayton como alternativa para maximizar a eficiência energética.

1.1 OBJETIVOS

Comparar o desempenho e funcionamento de um ciclo de AR padrão Brayton associado a um gaseificador de biomassa versus um ciclo a vapor Rankine do ponto de vista termodinâmico a fim de otimizar a cogeração de calor e eletricidade a partir de bagaço e palha de cana-de-açúcar como biomassa.

2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

2.1 CICLO RANKINE

O Ciclo Rankine é caracterizado pela mudança de estado do fluído de trabalho com a combustão externa, sendo baseado em quatro processos:

1 $\rightarrow$ 2: Bombeamento adiabático reversível, onde aumenta-se a pressão do líquido de trabalho, tipicamente água, na bomba sem troca de calor

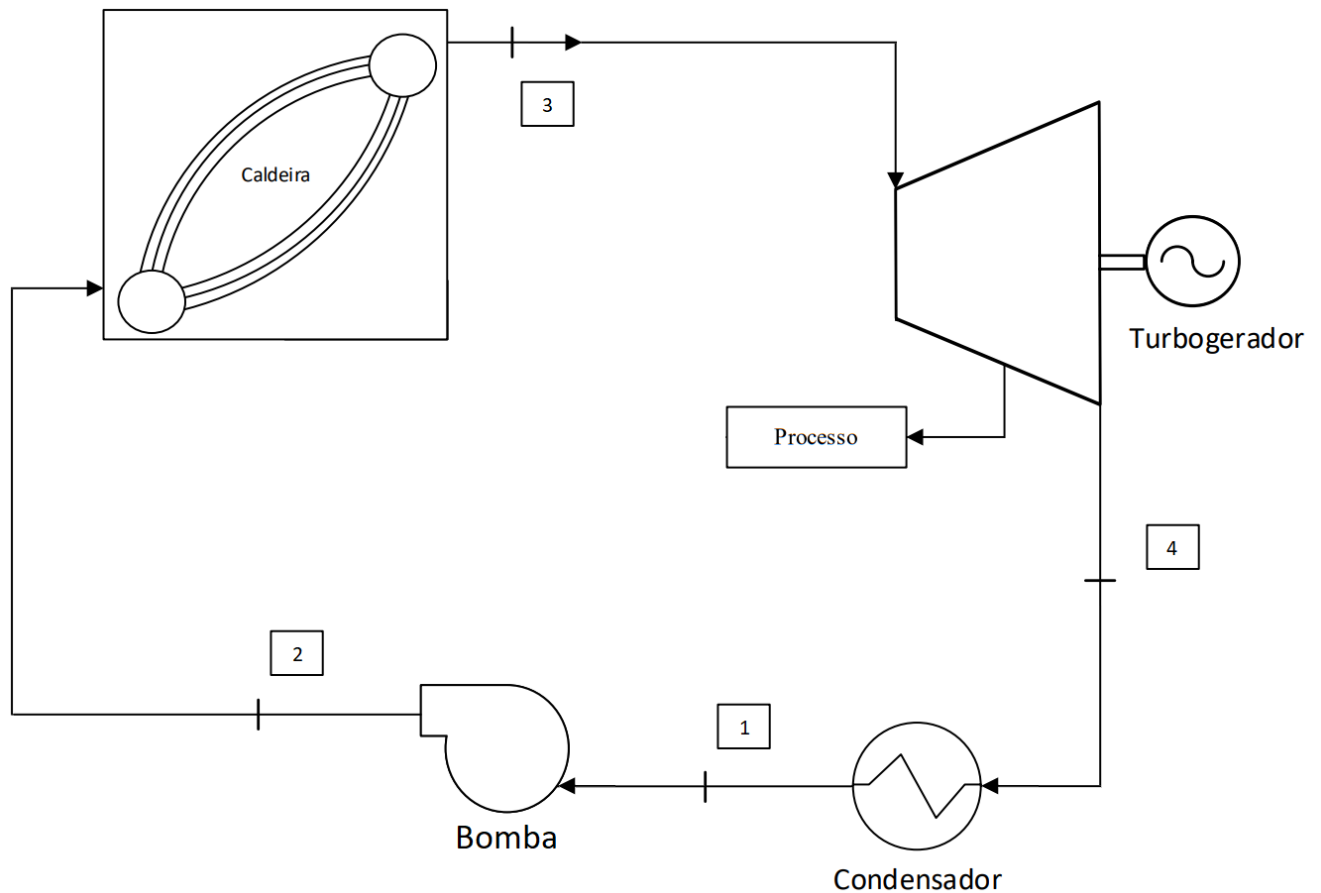
2 $\rightarrow$ 3: Transferência de calor a pressão constante na caldeira que é alimentada com o bagaço e palha de cana-de-açúcar

3 $\rightarrow$ 4: Expansão adiabática reversível, na turbina de extração e condensação onde extrai-se vapor para os processos e produz energia elétrica

4 $\rightarrow$ 1: Transferência de calor a pressão constante no condensador para ter em 1, apenas líquido saturado

Na figura 2 é apresentado um fluxograma que ilustra os equipamentos para cada processo do ciclo Rankine. Cada etapa do processo está enumerada para facilitar referência, identificando o fluido resultante, onde por exemplo p_4 é a pressão do fluido no ponto 4, que corresponde a pressão do fluído que sai da turbina.

Figura 2 – Fluxograma simplificado de usina segundo ciclo Rankine



Fonte: Elaboração própria

Tal que no estado 1, líquido saturado, no estado 2, líquido comprimido, no estado 3, vapor superaquecido e no estado 4 temos líquido e vapor coexistindo, constituindo dessa forma o ciclo Rankine com mudança de estado do fluido.

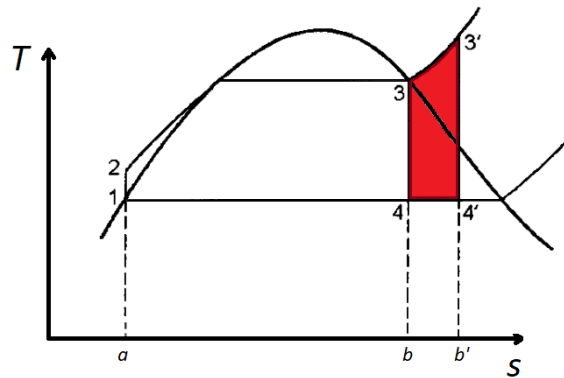
O procedimento, conforme descrito por (WYLEN, 2003), é possível melhorar a eficiência, representada pela equação 1, por meio de três abordagens distintas: com elevação da temperatura do fluido que sai da caldeira T_3 (Figura 3), com a redução da pressão que sai da turbina p_4 (Figura 4) e com o aumento da pressão que sai da bomba p_2 (Figura 5), que está destacado de vermelho a área correspondente ao ganho de trabalho líquido:

$$\eta_{Rankine} = \frac{w_{liq}}{q_h} = \frac{\text{área } 1-2-2'-3-4-1}{\text{área } a-2-2'-3-b-a} \quad (1)$$

Com a observação dos limites estruturais do material dos equipamentos utilizados quanto a temperatura e pressões e que o título do fluido que sai da turbina não seja menor

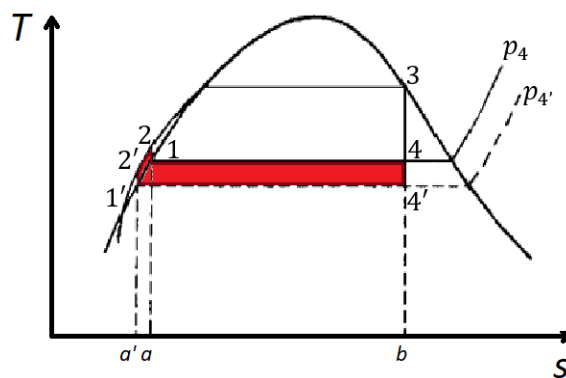
que 90%, pois o aumento da presença de líquido no fluido de trabalho aumenta o desgaste da turbina

Figura 3 – Diagrama T-s do ciclo Rankine com aumento da temperatura T_3



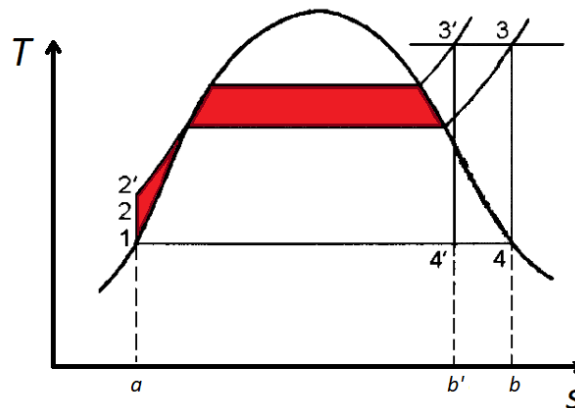
Fonte: Adaptado de Wylen (2003)

Figura 4 – Diagrama T-s do ciclo Rankine com diminuição da pressão p_4



Fonte: Adaptado de Wylen (2003)

Figura 5 – Diagrama T-s do ciclo Rankine com aumento da pressão p_2



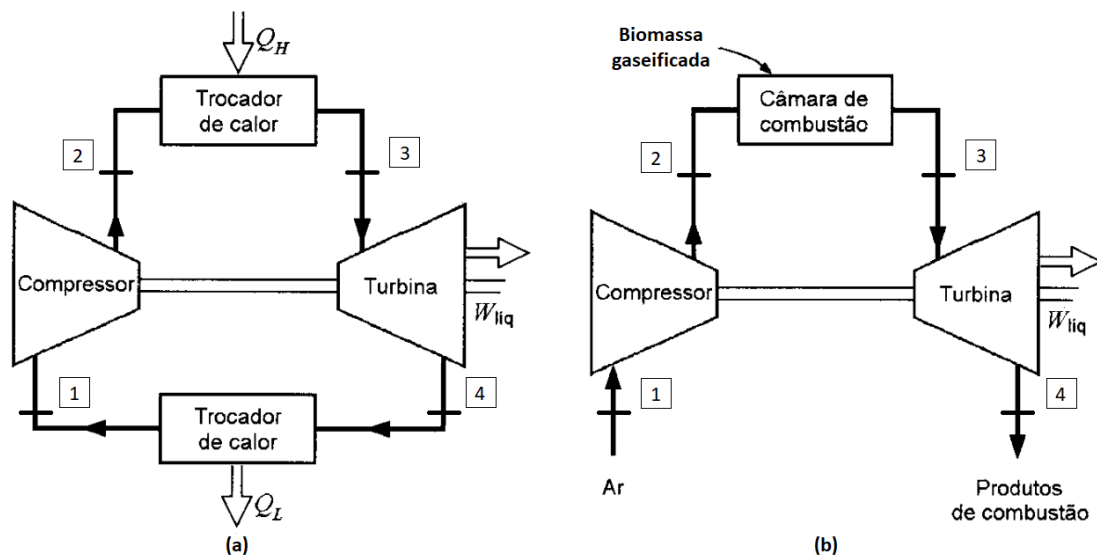
Fonte: Adaptado de Wylen (2003)

2.2 CICLO BRAYTON

O ciclo Brayton, por sua vez, é caracterizado pelo fluido de trabalho estar sempre na fase gasosa, o qual pode ser um ciclo aberto (exemplo: turbinas de jatos) com a combustão interna ou fechado com dois trocadores de calor (exemplo: turbinas a gás), ilustrado na Figura 6, tal que possui os seguintes processos (WYLEN, 2003):

- 1 → 2: Compressão do ar, aumentando a pressão sem alterar a entropia
- 2 → 3: Expansão isobárica, ao receber calor proveniente do trocador de calor ou da própria combustão interna, expande-se a pressão constante
- 3 → 4: Expansão adiabática, reduzindo a pressão a entropia constante
- 4 → 1: Resfriamento do fluido a pressão constante, que de uma forma indireta também ocorre nos ciclos abertos, no qual elimina os gases de combustão a pressão atmosférica ambiente e maior temperatura, e retroalimenta com ar a temperatura ambiente e pressão atmosférica

Figura 6 – Ciclos Brayton: (a) ciclo fechado (b) ciclo aberto



Fonte: Adaptado de Wylen (2003)

2.3 GASEIFICADOR DE BIOMASSA

No início do século XIX, surgiram os primeiros gaseificadores, introduzindo a capacidade de converter carvão em hidrogênio, além de gerar o gás de síntese, que

normalmente é conhecido por syngas ou SNG que simplificaremos como gás do gaseificador. Esse processo envolve a conversão de uma fonte de carbono sólido, como carvão ou a própria biomassa, em temperaturas acima dos 1000K e pressões de até 30bar, por meio de uma oxidação parcial para a produção dos produtos desejado (BREAULT, 2010).

Esses gaseificadores são reatores no quais, conseguem transformar os reagentes normalmente por meio de quatro reações físico-químicas, sendo elas a secagem, pirólise, redução e combustão que podem ser explicadas da seguinte forma:

Secagem: Processo endotérmico no qual tem como produto o vapor de água e a biomassa seca.

Pirólise: Processo em que ocorrem uma série de reações químicas tanto homogêneas quanto heterogêneas, resultando na decomposição da biomassa. Isso leva à formação do gás de pirólise, juntamente com carvão residual.

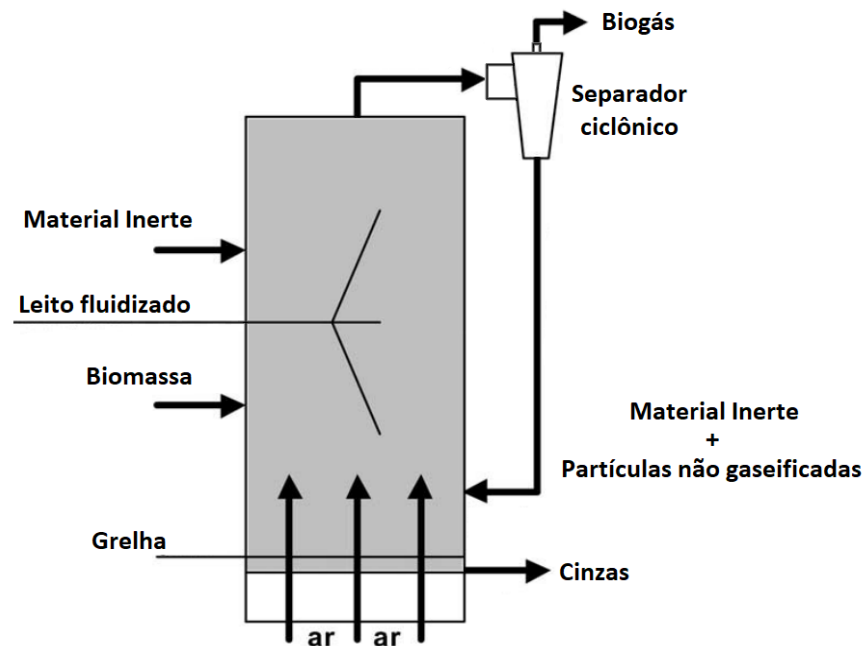
Redução: Processo de oxidação parcial na qual ocorre a formação do gás do gaseificador que será utilizado como biocombustível, onde se destaca a reação de Bouduard que tem como característica a síntese de 2 moles de monóxidos de carbono a partir de 1 mol de carbono sólido que reage com 1 mol de dióxido de carbono.

Combustão: Processo exotérmico que acontece na presença do agente de gaseificação no qual gera a energia que é utilizada nas demais etapas da gaseificação

Atualmente existem diversos modelos de gaseificadores classificados conforme as suas características de operação, que são diferenciados conforme os aspectos de temperatura e pressão do gaseificador, tipo do leito, relação entre a biomassa e o agente de gaseificação e pelo método de inserção dos reagentes (REY, 2018).

Para este trabalho, foi estipulado que será utilizado o gaseificador de leito fluidizado circulante, ilustrado na Figura 7, que tem como vantagem, a possibilidade de se adaptar as mudanças de biomassa e de umidade, e por apresentar potencial de dimensionamento de centenas de megawatts (ZAINAL, 2010).

Figura 7 – Gaseificador de leito fluidizado circulante



Fonte: Adaptado de Belgiorno (2003)

O gaseificador escolhido mantém a temperatura do leito de forma homogênea, geralmente entre 700°C a 900°C, utilizando um material inerte, como a areia comum, para uma melhor distribuição do calor. Nesse processo, a biomassa é adicionada em tamanhos pequenos (<6mm), ao mesmo tempo que é adicionado o ar, que atua como agente gaseificante, a uma velocidade entre 7 e 10m/s, mantendo as partículas do leito em suspensão. Para aprimorar a eficiência do sistema de gaseificação, emprega-se um separador ciclônico como filtro, permitindo a recirculação do material inerte e das partículas não gaseificadas que foram arrastadas pelo agente gaseificante, conforme descrito por (REY,2012).

3 METODOLOGIA

Neste trabalho iremos comparar a tecnologia das usinas tradicionais brasileiras cujo funcionamento é baseado em um Ciclo Rankine com a tecnologia do Ciclo Brayton associado a um gaseificador. Para esta comparação será analisado, os dados de uma planta tradicional, com os dados resultante do estudo teórico da implementação de um ciclo Brayton associado a um gaseificador visando o aumento da produção elétrica e da eficiência da usina.

Para esta comparação utilizaremos o rendimento de geração de calor e o rendimento de cogeração tal que

$$\eta_{\text{geração calor}} = \frac{\dot{Q}_{\text{processo}}}{\dot{Q}_{\text{total}}}$$

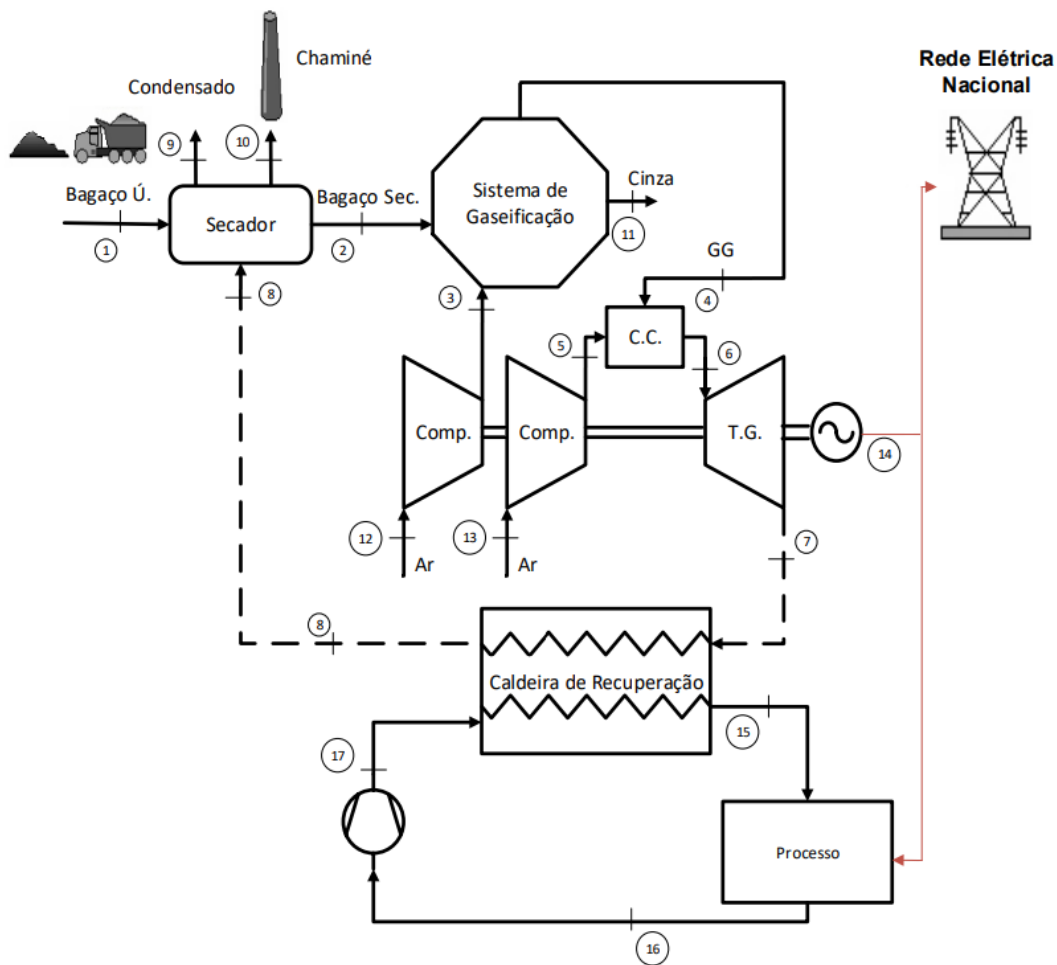
$$\eta_{\text{cogeração}} = \frac{\dot{W}_{\text{total}} + \dot{Q}_{\text{processo}}}{\dot{Q}_{\text{total}}}$$

A planta teórica para o funcionamento do ciclo Brayton associado ao gaseificador, consiste basicamente em um secador, um sistema de gaseificação, um conjunto a gás e uma caldeira de recuperação conforme fluxograma da Figura 8.

O fluxo inicia primeiramente com a alimentação de bagaço úmido no sistema, que então é pré-tratado passando pelo secador, equipamento que utiliza a potência térmica que sobra da caldeira de recuperação para aumentar a eficiência do sistema removendo o excesso de umidade do bagaço, então o bagaço seco é destinado ao gaseificador que pode utilizar de um compressor extra para injetar ar sob alta-pressão, mas que no nosso modelo não será necessário, produzindo dessa forma o gás do gaseificador a partir da biomassa.

O fluxo de gás do gaseificador que doravante será representado por $\dot{m}_{gg}$ é então utilizado para alimentar o conjunto a gás no qual os gases de exaustão da turbina a gás serão enviados para a caldeira de recuperação junto com a queima complementar se necessário, produzindo dessa forma todo o vapor que os processos da usina precisam para manter a paridade térmica.

Figura 8 – Fluxograma



Fonte: Adaptado de Rey (2018)

Seguindo tais premissas, selecionamos a usina sucroalcooleira “Pioneiros”, com o fluxograma ilustrado na Figura 9, usina que já tem mais de 40 anos de existência e que já foi feita uma análise aprofundada, com dados de moagem, tempo de safra, produção de bagaço e parâmetros operacionais (FIOMARI, 2004) cujo valores estão nas tabelas 2 e 3 a seguir.

A planta consiste resumidamente em uma caldeira que é alimentada diretamente com o bagaço da cana-de-açúcar fornecendo vapor preferencialmente para o turbogerador A que é mais eficiente, e utilizando o turbogerador T como complementar, apenas quando for necessário, a fim de produzir vapor a baixa pressão para os processos da usina, evitando dessa forma a utilização de uma válvula para reduzir a pressão do vapor (FIOMARI, 2004).

Tabela 1 – Parâmetros termodinâmico operacional da usina "Pioneiros"

Pontos	m (kg/s)	p (kPa)	T (K)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg.K)
1	41,67	6468,0	803,15	3488,5	6,93
2	2,78	6468,0	803,15	3488,5	6,93
3	2,78	2156,0	783,15	3488,5	7,42
4	38,89	6468,0	803,15	3488,5	6,93
5	-	-	-	-	-
6	33,33	245,0	407,65	2732,5	7,10
7	5,56	7,2	312,75	2572,6	8,26
8	5,56	7,2	312,65	165,4	0,57
9	-	-	-	-	-
10	2,78	2156,0	783,35	3488,5	7,42
11	3,19	2156,0	603,15	3087,8	6,84
12	3,19	245,0	437,65	2795,3	7,25
13	0,97	245,0	407,65	2732,5	7,10
14	35,56	245,0	410,35	2738,1	7,11
15	35,61	245,0	408,15	2733,5	7,10
16	5,56	490,0	312,75	166,3	0,57
17	0,06	490,0	312,75	166,3	0,57
18	5,50	490,0	312,75	166,3	0,57
19	35,61	245,0	373,15	419,2	1,31
20	35,61	490,0	373,25	419,6	1,31
21	41,11	490,0	365,15	385,8	1,22
22	42,08	245,0	378,15	440,3	1,36
23	42,08	8820,0	379,95	454,1	1,38
24	41,67	8820,0	379,95	454,1	1,38
25	0,42	20,0	379,95	454,1	1,38
26	0,42	2156,0	381,05	454,1	1,39
27	32,36	245,0	407,65	2732,5	7,10
28	0,06	245,0	312,85	166,3	0,57

Fonte: Fiomari (2004)

No qual vale destacar os seguintes pontos: 1- Estado que sai da caldeira, 4 a 7- Estado dos pontos do turbogerador A, 11 e 12 pontos do turbogerador T, 15 estado do fluido requisitado pelos processos da usina, 19 estado do fluido que sai dos processos e ponto 24 que é o estado do fluido que entra na caldeira.

Tabela 2 – Parâmetros de produção

Parâmetros	Valores	Unidade
Dias de Safra	225	dias
Horas efetivas de moagem	4914	h
Moagem horária	79.14	kg/s
Fluxo de bagaço na caldeira	19,58	kg/s
Fluxo de bagaço total produzido	22,53	kg/s
Fluxo de bagaço residual	2,94	kg/s
Poder Calorífico Superior bagaço	18,85	MJ/kg
Poder Calorífico Inferior bagaço	9,15	MJ/kg
Temperatura do bagaço	25	°C
Umidade do bagaço	50	%

Fonte: Adaptado Fiomari (2014)

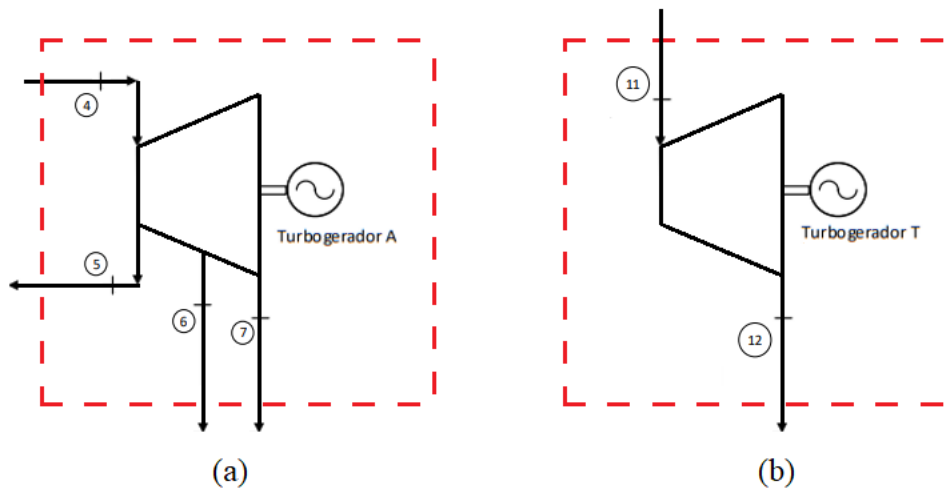
Analizando cada modelo conforme o seu respectivo rendimento térmico e pelo seu rendimento de cogeração que será apresentado de forma detalhada na parte dos resultados

3.1 TRABALHO MECÂNICO

Utilizando da primeira lei da termodinâmica, oriunda do princípio da conservação de energia, temos que a variação da energia de um sistema é igual ao calor transferido menos o trabalho realizado quando consideramos um regime permanente caracterizado pela variação de energia ΔU como zero conforme a equação 2 que será utilizada para os dois volumes de controle da figura 10.

$$\Delta U = \dot{Q} - \dot{W} = 0 \quad (2)$$

Figura 10 – Volume de controle: (a) Turbogenerador A; (b) Turbogenerador T



Fonte: Próprio autor

3.2 RENDIMENTO TÉRMICO

Utilizando da primeira lei da termodinâmica e desconsiderando a variação de energia cinética e potencial temos que o rendimento térmico é simplificado pela equação 3 abaixo:

$$\eta_{\text{geração calor}} = \frac{\dot{Q}_{\text{processo}}}{\dot{Q}_{\text{total}}} \quad (3)$$

Onde $\dot{Q}_{\text{processo}}$ é o valor da potência térmica utilizada pela usina nos processos de funcionamento que pode ser calculado pela diferença do estado do vapor na entrada do processo, ponto 15, com o estado do vapor na saída, ponto 19, conforme a equação 4

$$\dot{Q}_{\text{processo}} = \dot{m}_{\text{entrada}} \cdot h_{\text{entrada}} - \dot{m}_{\text{saída}} \cdot h_{\text{saída}} \quad (4)$$

$$\dot{Q}_{\text{processo}} = \dot{m}_{15} \cdot h_{15} - \dot{m}_{19} \cdot h_{19}$$

E o $\dot{Q}_{\text{total}}$ é dado pelas propriedades do bagaço conforme a equação 5, para que seja possível comparar o valor da potência térmica que é utilizada pelos processos com o valor de toda potência térmica que o bagaço produz baseado em seu poder calorífico inferior (PCI).

$$\dot{Q}_{\text{total}} = \dot{m}_{\text{bagaço}} \cdot PCI_{\text{bagaço}} \quad (5)$$

3.3 RENDIMENTO DE COGERAÇÃO

O rendimento de cogeração ele considera além da potência térmica utilizada no processo a energia elétrica produzida nas turbinas tal que o rendimento de cogeração pode ser dado pela equação 6

$$\eta_{cogeração} = \frac{\dot{W}_{total} + \dot{Q}_{processo}}{\dot{Q}_{total}} \quad (6)$$

3.4 ESTUDO DA SIMULAÇÃO COM CICLO BRAYTON

Para a análise do gaseificador utilizaremos como eficiência a frio do gaseificador η_f o valor de 75% (LORA et al. 2012; WORLEY; YALE, 2012) que é dado pela razão da conversão da energia da biomassa sólida para a energia do gás de gaseificação da equação 7.

$$\eta_f = \frac{\dot{m}_{gg} \cdot PCI_{gg}}{\dot{m}_{biomassa} \cdot PCI_{biomassa}} \quad (7)$$

$$\dot{m}_{gg} = \frac{\eta_f \cdot \dot{m}_{biomassa} \cdot PCI_{biomassa}}{PCI_{gg}}$$

Tal que por sua vez, a vazão da palha, que não é conhecido o valor exato para a usina “Pioneiros”, conforme a literatura temos que o a quantidade de palha produzida é de aproximadamente 12% do peso da produção enquanto o bagaço representa 24%, portanto utilizaremos a vazão máxima disponível para a colheita e posterior utilização, como a metade da vazão de bagaço, visto que o peso da palha produzida pode ser considerado como a metade do peso do bagaço produzido para a mesma colheita.

O que permite estimar qual a vazão de gás do gaseificador é possível produzir como produto resultante da biomassa utilizada, e o valor da potência térmica que libera na combustão desse gás de gaseificação pela equação 8.

$$\dot{Q}_{gg} = \dot{m}_{gg} \cdot PCI_{gg} \quad (8)$$

Adotando um rendimento aproximado de 35% é possível selecionar a turbina com a equação 9, para facilitar a escolha inicial da turbina a gás.

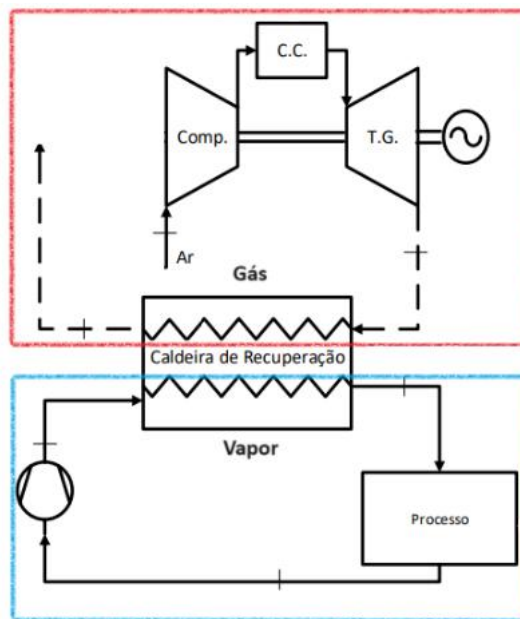
$$E_{turbina} \approx \dot{Q}_{gg} \cdot \eta_{turbina} \quad (9)$$

$$E_{turbina} \approx \dot{Q}_{gg} \cdot 0,35$$

Com a turbina selecionada voltamos ao processo da planta tradicional, no qual temos que o estado termodinâmico da demanda de vapor é de 35,61 kg/s, com 408,15 K de temperatura, pressão de 245kPa, entalpia de 2733,5 kJ/kg e entropia de 7,1 kJ/kg

Para fornecer o fluido nessa condição e manter a paridade térmica nos dois modelos analisado nesse estudo, adotamos uma caldeira de recuperação alimentada pelos gases de exaustão da turbina a gás, que com a troca de calor que ocorre internamente, tem que ser capaz de gerar o vapor necessário com o estado termodinâmico do processo, podendo utilizar de queima suplementar caso não seja suficiente apenas o gás de exaustão da turbina. E para certificarmos se é possível, analisaremos considerando os dois lados do trocador de calor, o lado do vapor em azul e o lado dos gases de exaustão em vermelho conforme a figura 11.

Figura 11 – Caldeira de Recuperação associada a uma Turbina



Fonte: Próprio Autor

Considerando a efetividade do trocador de calor de 85% podemos calcular a quantidade de vapor gerado no estado pré-estipulado do processo da equação 10:

$$\dot{m}_{vapor} = \frac{\eta_{caldeira\ recuperação} \cdot \dot{m}_{gás\ exaustão} \cdot c_{p\ gás\ exaustão} \cdot (T_{exaustão} - T_{chaminé})}{(h_{vapor} - h_{líquido})} \quad (10)$$

Tal que para o valor inicial temos o $T_{chaminé} = 127^{\circ}C$ e a T_{ch} corrigida é dada pela equação 11 que deve ser superior a $100^{\circ}C$ já a quantidade de gás do gaseificador utilizado pelo conjunto a gás é dada pela equação 12 sendo possível encontrar quanto do gás gerado a

partir do bagaço de cana-de-açúcar é utilizado como combustível e se seria necessário mais gás do gaseificador sendo gerado a partir da palha.

$$T_{ch} = T_{exaustão} - \frac{\dot{m}_{vapor} \cdot (h_{vapor} - h_{liquido})}{\eta \cdot \dot{m}_{gas} \cdot cp_{gas}} \quad (11)$$

$$\dot{m}_{cgg} = \frac{\dot{W}_{liq} \cdot HR}{3600 \cdot PCI_{gg}} \quad (12)$$

4 RESULTADOS

4.1 MODELO TRADICIONAL

Para o modelo tradicional que já operava na usina “Pioneiros” com ciclo Rankine e os dois turbogeradores temos que o trabalho das duas turbinas foram:

Turbogerador A:

$$\Delta U = m_5 \cdot h_5 + m_6 \cdot h_6 + m_7 \cdot h_7 - m_4 \cdot h_4 + \dot{W}_{Turbogerador A}$$

$$0 = 0 + 33,33 \cdot 2.732,5 + 5,56 \cdot 2.572,6 - 38,89 \cdot 3.488,5 + \dot{W}_{Turbogerador A}$$

$$\dot{W}_{Turbogerador A} = 30.289,884 \text{ kW}$$

Turbogerador B:

$$\Delta U = m_{12} \cdot h_{12} - m_{11} \cdot h_{11} + \dot{W}_{Turbogerador T}$$

$$0 = 3,19 \cdot 2.795,3 - 3,19 \cdot 3.087,8 + \dot{W}_{Turbogerador T}$$

$$\dot{W}_{Turbogerador T} = 933,075 \text{ kW}$$

Tal que os dois turbogeradores juntos produzem 31.222,959 kW no modelo tradicional

A quantidade de energia utilizada no processo da usina que consome vapor é

$$\dot{Q}_{processo} = 35,61 \cdot (2.733,5 - 419,2) = 82.412,223 \text{ kW}$$

Enquanto todo o calor produzido a partir do bagaço utilizado é dado por

$$\dot{Q}_{total} = 19,58 \cdot 9.150 = 179.157 \text{ kJ/s}$$

Com isso o rendimento de geração de calor do modelo original é

$$\eta_{geração calor} = \frac{82.412,223}{179.157} = 46,0\%$$

Já o rendimento de cogeração ficou em

$$\eta_{cogeração} = \frac{31.222,959 + 82.412,223}{179.157} = 63,43\%$$

4.2 MODELO TEÓRICO COM CICLO BRAYTON ASSOCIADO AO GASEIFICADOR

A quantidade de gás do gaseificador produzido pelo gaseificador utilizando apenas o bagaço é dado por:

$$75\% = \frac{\dot{m}_{gg} \cdot 4.900}{22,53 \cdot 9.150}$$

$$\dot{m}_{gg} = \frac{22,53 \cdot 9.150 \cdot 0,75}{4.900}$$

$$\dot{m}_{gg} = 31,5535 \text{ kg/s}$$

Já a quantidade de gás que é produzida a partir da palha é aproximadamente 50% do valor da quantidade produzida pelo bagaço, tal que a utilização integral da palha disponibiliza uma produção extra de 15,78kg/s a mais de gás do gaseificador visto que possuem o mesmo PCI e a quantidade de palha é a metade da quantidade de bagaço.

Na análise inicial considerando só o bagaço temos a capacidade de produção de

$$\dot{Q}_{gg} = 31,5535 \cdot 4.900 = 154.612,15 \text{ kW}$$

Sendo assim para a seleção da turbina foi adotado a aproximação de 35% da capacidade do combustível do gaseificador

$$E_{p_{turbina}} \approx 154.612,15 \cdot 0,35 = 54.114,25 \text{ kW}$$

Com isso, foi selecionado no catálogo a turbina a gás GE LM 6000 PF+ de 52.107 kW que na tabela 4 contém as informações

Tabela 3 – Dados turbina a gás GE LM 6000 PF+

Turbina a gás	$\dot{W}_{liquido}$	Heat Rate	η	Temp. Ex.	Vazão gás	Razão de pressão
GE LM 6000 PF	52.107kW	8.204 $\frac{BTU}{kWh}$	41,6%	500,556°C	135,67 kg/s	30,5

Fonte: Catálogo de Turbinas GE

Utilizando a turbina selecionada tem que a quantidade de vapor que é produzido, nas condições de 100% de funcionamento com a equação 11 considerando a utilização da caldeira de recuperação e a temperatura do pitch point como 145°C

$$\dot{m}_{vapor} = \frac{0,85 \cdot 135,67 \cdot 1,148 \cdot (500 - 145)}{2.733,5 - 532,5}$$

$$\dot{m}_{vapor} = 21,353 \text{ kg/s}$$

O que é menor que a demanda de 35,61kg/s dos processos, sendo então necessário a queima complementar ou mudança da turbina para uma maior ou a utilização de duas turbinas.

Analisando a quantidade de combustível necessário para a queima suplementar, considerando como simplificação, adotaremos para o cálculo do valor da vazão mássica complementar o PCI do gás do gaseificador, tal que temos:

$$\dot{m}_{suplementar} = \frac{\frac{\dot{Q}_{vapor}}{\eta} - \dot{Q}_{gás}}{PCI_{gg}}$$

$$\dot{Q}_{vapor} = 35,61 \cdot (2733 - 419,6) = 82.380,2 \text{ kW}$$

$$T_{ch} = 500 - \frac{21,353 \cdot (2733 - 419,6)}{0,85 \cdot 135,67 \cdot 1,148} = 126,87^\circ\text{C}$$

$$\dot{Q}_{gás} = 135,67 \cdot 1,148 \cdot (500 - 126,87) = 58.114,68 \text{ kW}$$

$$\dot{m}_{suplementar} = \frac{\frac{82.380,2}{0,85} - 58.114,68}{4.900} = 7,92 \text{ kg/s}$$

Para a análise de uma queima complementar temos que a quantidade de gás produzido no gaseificador que é utilizado pela turbina como combustível $\dot{m}_c$ é

$$\dot{m}_c = \frac{\dot{W}_{liq} \cdot HR}{3600 \cdot PCI_{gg}} = \frac{52.107 \cdot 8.655,22}{3.600 \cdot 4.900} = 25,567 \text{ kg/s}$$

Tal que a quantidade do gás do gaseificador gerado a partir do bagaço que não é utilizado diretamente como combustível para a turbina selecionada é

$$\dot{m}_{gg} - \dot{m}_c = 31,5535 - 25,567 = 5,9865 \text{ kg/s}$$

Como a quantidade de gás do gaseificador que sobra é menor que o necessário para a queima suplementar $5,99 < 7,92$ faz se necessário a produção de

$$\dot{m}_{gg_{palha}} = \dot{m}_{suplementar} - 5,9865 = 1,9335 \text{ kg/s}$$

de gás do gaseificador utilizando palha, o que representa 12,25% da capacidade total de 15,78kg/s de gás de gaseificador produzido a partir da palha, para alcançar a paridade térmica

apesar de não apresentar uma eficiência otimizada visto que a vazão para queima suplementar é de 30,98% da vazão de combustível que alimenta a turbina.

$$\dot{m}_{palha} = \frac{\dot{m}_{bagaço} \cdot \dot{m}_{g_{palha}}}{\dot{m}_{g_{bagaço}}} = \frac{22,53 \cdot 1,9335}{31,5535} = 1,38 \text{ kg/s}$$

Uma segunda opção seria utilizar uma turbina maior, capaz de produzir mais gás de exaustão para alimentar a caldeira de recuperação consumindo para isso mais gás do gaseificador, considerando que a vazão máxima do gaseificador para a cana-de-açúcar utilizada pela usina “Pioneiros” é dada pelo a soma da vazão produzida com o bagaço mais a vazão produzida pela palha totalizando 47,33kg/s. Entretanto, utilizar da capacidade máxima não é interessante visto que há flutuação na produção de cana durante o ano, além do custo maior envolvido.

Temos que a produção de energia elétrica total do sistema é:

$$\dot{W}_{total} = 52.107 \text{ kW}$$

$$\dot{Q}_{total} = (22,53 + 1,38) \cdot 9.150 = 218.776,5 \text{ kW}$$

$$\eta_{geração \text{ calor}} = \frac{82.380,2}{218.776,5} = 37,65\%$$

$$\eta_{cogeração} = \frac{82.380,2 + 52.107}{218.776,5} = 61,472\%$$

E o ganho na produção de energia elétrica a partir da utilização do gaseificador associado ao ciclo Brayton

$$\frac{\dot{W}_{total} - \dot{W}_{rankine}}{\dot{m}_{bagaço} + \dot{m}_{palha}} = \frac{52.107 - 31.222,959}{22,53 + 1,38} = 873,44 \frac{\text{kW}}{\text{kg}_{biomassa}}$$

5 CONCLUSÃO

Ao longo desse trabalho foi exposto a relevância da produção de cana-de-açúcar no Brasil que movimentou aproximadamente 6,3 bilhões de reais no decorrer do ano passado sendo uma cifra bastante significativa para querermos otimizar o sistema de produção.

Quando comparamos a eficiência térmica, o modelo tradicional com ciclo Rankine tem o melhor rendimento uma vez que para a utilização do ciclo Brayton em paridade térmica foi necessária a incrementar com a palha da cana-de-açúcar na queima suplementar, entretanto o rendimento de cogeração que leva a produção elétrica em consideração, no ciclo Brayton foi maior, confirmando nossas expectativas.

A produção de energia elétrica aumentou de 31.222,96kW para 52.107kW um ganho de 66,89% no novo modelo proposto, excedente que pode ser vendido para a rede para aumentar a rentabilidade da operação da usina, o que é um aumento de 873,4kJ por quilograma de biomassa utilizada no gaseificador.

Para um próximo trabalho com objetivo de dar continuidade deste projeto, seguem algumas sugestões do que pode ser abordado:

- Avaliar o nível de eficiência utilizando de uma turbina maior levando em consideração as flutuações na produção de cana ao decorrer do ano
- Analisar o ganho real com a venda do excedente elétrico e dos créditos de carbono
- Considerar o valor da venda do excedente elétrico, dos produtos da usina sucroalcooleira, assim como os custos de aquisição dos equipamentos e de manutenção, e calcular o intervalo de payback do investimento comparado com os modelos tradicionais.

REFERÊNCIAS

- BELGIORNO, V. *et al.* Energy from gasification of solid wastes. **Waste Management**, Fisciano, v. 23, n. 1, p. 1-15, 2003. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0956053X02001496>, acesso em: 12 jul. 2023.
- BRASIL. **Lei nº 10.848 de 15 de março de 2004**. Dispõe sobre a comercialização de energia elétrica, altera as Leis nºs 5.655, de 20 de maio de 1971, 8.631, de 4 de março de 1993, 9.074, de 7 de julho de 1995, 9.427, de 26 de dezembro de 1996, 9.478, de 6 de agosto de 1997, 9.648, de 27 de maio de 1998, 9.991, de 24 de julho de 2000, 10.438, de 26 de abril de 2002, e dá outras providências. Brasília, DF: Diário oficial da união, 2004.
- COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMENTO – CONAB. **Acompanhamento da safra brasileira de cana-de-açúcar**. Disponível em: <https://www.conab.gov.br/>. Acesso em: 12 jul. 2023.
- DESHMUKH, R. *et al.* Thermal gasification or direct combustion? Comparison of advanced cogeneration systems in the sugarcane industry. **Biomass and Bioenergy**, v. 55, p. 163-174, 2013. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0961953413000482>, acesso em: 12 jul. 2023.
- DIÁRIO OFICIAL PODER EXECUTIVO. **Resolucao SEMIL 17-2023 - suspensao queima da palha da cana**. Disponível em: <https://sigam.ambiente.sp.gov.br/sigam3/repositorio/24/documentos/Resolucao%20SEMIL%2017-2023%20-%20suspensao%20queima%20da%20palha%20da%20cana.pdf>. Acesso em: 12 jul. 2023.
- EMBRAPA. **Queima**. 2022. Disponível em: <https://www.embrapa.br/agencia-de-informacao-tecnologica/cultivos/cana/producao/planejamento-da-colheita/colheita/queima>. Acesso em: 12 jul. 2023.
- EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA – EPE. **Anuário Estatístico de Energia Elétrica**. Disponível em: <https://www.epe.gov.br/pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/anuario-estatistico-de-energia-eletrica>. Acesso em: 12 jul. 2023.
- ESCUADERO, M. *et al.* Quantitative analysis of potential power production and environmental benefits of biomass integrated gasification combined cycles in the European Union. **Energy Policy**, Madrid, v. 53, p. 63-75, 2013. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0301421512008610>, acesso em: 12 jul. 2023.
- LEONARDO, W. *et al.* Análise do potencial de geração de energia elétrica a partir dos resíduos do setor sucroenergético. **Revista Brasileira de Energias Renováveis**, Palotina, v. 5, p. 1–13, 2016. Disponível em: <https://revistas.ufpr.br/rber/article/download/46305/pdf>, acesso em: 12 jul. 2023.

LORA, E. E. *et al.* Gaseificação e pirólise para conversão da biomassa em eletricidade e biocombustíveis. **Biocombustíveis**, Itajubá, v.1, p. 1200, 2012. Disponível em: https://www.researchgate.net/profile/Juan-Martinez-109/publication/284163742_Gaseificacao_e_pirolise_para_a_conversao_da_biomassa_em_eletricidade_e_biocombustiveis/links/5728cf3508ae2efb7e72f/Gaseificacao-e-pirolise-para-a-conversao-da-biomassa-em-eletricidade-e-biocombustiveis.pdf, acesso em: 12 jul. 2023.

MACHIN, E. B. **Análise técnica, econômica e ecológica da incorporação de sistemas de gaseificação de bagaço de cana-de-açúcar no setor sucroalcooleiro: uso de ciclos combinados para o aumento da oferta de eletricidade.** 2015. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, Guaratinguetá, 2015.

MIRMOSHTAGHI, G. *et al.* Evaluation of different biomass gasification modeling approaches for fluidized bed gasifiers. **Biomass and Bioenergy**, Västerås, v. 91, p. 69–82, 2016. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0961953416301416>, acesso em: 12 jul. 2023.

PASSOLONGO, R. **Avaliação termodinâmica, termoeconômica e econômica da integração de sistemas de gaseificação da biomassa em uma usina sucroalcooleira.** 2011. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira, 2011.

REY, J. R. C. **Avaliação técnico-econômica da incorporação de ciclos combinados associados à gaseificadores de leito fluidizado circulante no setor sucroalcooleiro.** 2018. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, Guaratinguetá, 2018.

XUE, X. *et al.* Performance evaluation of a conceptual compressed air energy storage system coupled with a biomass integrated gasification combined cycle. **Energy**, Beijing, v. 247, 2022. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0360544222003450>, acesso em: 12 jul. 2023.

ZANG, G. *et al.* A comparative study of biomass integrated gasification combined cycle power systems: performance analysis. **Bioresource Technology**, Iowa, v. 255, p. 246-256, 2018. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S096085241830107X>, acesso em: 12 jul. 2023.