



Ministério da Educação

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ**

**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA**

Paulo Henrique Melo Santos

**ANÁLISE TÉCNICO-ECONÔMICA DO  
APROVEITAMENTO DOS GASES RESIDUAIS DA  
CARBONIZAÇÃO CONTÍNUA DE MADEIRA  
PARA A GERAÇÃO DE ELETRICIDADE**

ITAJUBÁ

2023

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ**  
**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA**

PAULO HENRIQUE MELO SANTOS

**ANÁLISE TÉCNICO-ECONÔMICA DO  
APROVEITAMENTO DOS GASES RESIDUAIS DA  
CARBONIZAÇÃO CONTÍNUA DE MADEIRA  
PARA A GERAÇÃO DE ELETRICIDADE**

Dissertação submetida ao Programa de Pós-  
Graduação em Engenharia de Energia como  
parte dos requisitos para obtenção do Título  
de Mestre em Engenharia de Energia.

Área de Concentração: Energia, Sociedade e Meio Ambiente

Orientador: Dr. Osvaldo José Venturini  
Coorientador: Dr. Electo Eduardo Silva Lora

ITAJUBÁ

2023

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

Paulo Henrique Melo Santos

**ANÁLISE TÉCNICO-ECONÔMICA DO  
APROVEITAMENTO DOS GASES RESIDUAIS DA  
CARBONIZAÇÃO CONTÍNUA DE MADEIRA  
PARA A GERAÇÃO DE ELETRICIDADE**

Dissertação aprovada por banca examinadora em 15 de  
Março de 2023, conferindo ao autor o título de Mestre em  
Ciências em Engenharia de Energia.

**Banca Examinadora:**

Prof.: Osvaldo José Venturini

Prof.: Electo Eduardo Silva Lora

Prof.: Marcio Montagnana Vicente Leme

Prof.: José Carlos Escobar Palacio

ITAJUBÁ

2023

## **Dedicatórias**

*Dedico este trabalho aos meus pais, Joel e Margarida, ao meu irmão Paulo Ricardo e minha esposa Cecília.*

## **Agradecimentos**

Primeiramente a Deus, pela saúde, sabedoria e oportunidade.

Aos meus pais, Joel e Margarida e meu irmão Paulo Ricardo pelo constante apoio.

A minha esposa Cecília, por estar sempre presente e me ajudar nos momentos difíceis.

A Universidade Federal de Itajubá e aos meus orientadores, Osvaldo e Electo, pelo estímulo, paciência, amizade, conhecimento e espírito de colaboração que foram fundamentais para a conclusão deste trabalho

Aos meus colegas do Núcleo de Excelência em Geração Termelétrica (NEST), pelo constante apoio, colaboração e amizade.

Aos amigos, sem vocês não teria conseguido.

A CEMIG - GT0463, através do programa de bolsas, pelo apoio financeiro.

## RESUMO

O Brasil é o único país que produz carvão vegetal em larga escala. No entanto, os processos tradicionais de carbonização desperdiçam grandes quantidades de energia através dos gases residuais da carbonização, que são lançados na atmosfera, causando poluição do ar e degradação ambiental. Os gases da carbonização contêm aproximadamente 40% do conteúdo energético da madeira, e a produção de carvão vegetal no estado de Minas Gerais pode representar um potencial energético considerável. Este trabalho buscou avaliar a possibilidade de recuperação da energia dos gases produzidos durante a carbonização da madeira em um reator de carbonização contínua do modelo "Lambiotte" (retorta). Estes reatores operam continuamente e, permitem um melhor aproveitamento da energia da madeira, por meio de um sistema de recuperação de gases, que utiliza o próprio gás para o fornecimento de calor ao processo e para a geração de eletricidade. O reator considerado é capaz de produzir 20 toneladas de carvão por dia, além de disponibilizar até 840 kW de potência térmica através dos gases não condensáveis e alcatrão. Para a conversão dos gases em eletricidade, foram analisadas duas tecnologias: o ciclo Rankine a vapor convencional e o Ciclo Rankine Orgânico (ORC), que apresentaram eficiências de 9,5% e 17,7%, respectivamente. A análise econômica indicou o Ciclo Rankine a Vapor como a tecnologia mais viável para o caso em estudo quando se tem apenas uma retorta em operação, onde estima-se uma geração específica de 130 kWh por tonelada de carvão, considerando um rendimento gravimétrico de 33%. A análise, também considerou um rendimento gravimétrico de 42%, que resultou em uma produção específica de eletricidade através desta mesma tecnologia de 62 kWh por tonelada de carvão vegetal. A carbonização contínua mostrou-se bastante eficaz para a produção de carvão vegetal. Além de produzir um carvão mais homogêneo e de melhor qualidade, consegue proporcionar o aproveitamento de toda energia da madeira através da geração de eletricidade com os gases excedentes do processo. A emissão de gases altamente poluentes, como CH<sub>4</sub> e CO, é minimizada com a queima dos gases residuais, evitando assim, um dos maiores problemas desse setor industrial, as emissões de gases de efeito estufa.

**Palavras chave:** Carbonização Contínua, Carvão Vegetal, Geração de Eletricidade, Biomassa, Pirólise Lenta, Recuperação de energia.

## ABSTRACT

Brazil is the only country that produces charcoal on a large scale. However, traditional carbonization processes waste large amounts of energy through the residual carbonization gases that are released into the atmosphere, which cause air pollution and environmental degradation. This fact is a consequence of the technology currently used to produce charcoal, the large rectangular masonry kilns, which make the recovery and use of gases quite difficult. The carbonization gases contain approximately 40% of the energy content of wood, and the large production of charcoal in the Minas Gerais state can represent a considerable energy potential. The objective of this work is to assess the possibility of recovering the energy of the gases produced during wood carbonization in a "*Lambiotte*" type reactor (retort). Since these reactors operate continuously, they allow better use of wood energy through a gas recovering system that uses part of the gas energy in the charcoal production process itself and part for electricity generation. The carbonization reactor considered can produce 20 tons of charcoal per day, besides making available up to 0.84 of thermal power in the residual gases. For converting the gases' energy into electricity, two technologies were analyzed: a conventional steam Rankine cycle and an Organic Rankine Cycle (ORC), which presented efficiencies of 9.5% and 17.7%, respectively. The economic analysis indicated the steam Rankine Cycle as the most viable technology for the case under study, where it is estimated a specific generation of 130 kWh per ton of charcoal, considering a gravimetric yield of 33%. The analysis also considered a charcoal gravimetric yield of 42%, which resulted in a specific electricity production of 62 kWh per ton of charcoal. Continuous carbonization technology proves to be quite effective for large-scale charcoal production. In addition to producing better quality and more homogeneous charcoal, it manages to provide the full use of the energy contained in the wood with the generation of electric energy through the surplus gases of the process. The emission of highly polluting gases, such as CH<sub>4</sub> and CO, is eradicated with the burning of the residual gases, thus avoiding one of the greatest problems of this industrial sector, the emissions of greenhouse gases.

**Keywords:** Continuous Carbonization, Charcoal, Electricity Generation, Biomass, Slow Pyrolysis, Energy recovery.

# SUMÁRIO

<b>CAPÍTULO 1. CONSIDERAÇÕES INICIAIS.....</b>	<b>10</b>
1.1. O Carvão Vegetal.....	10
1.2. Motivação.....	12
1.3. Objetivos.....	13
1.3.1. Objetivo Específico.....	13
1.4. Apresentação da Tese.....	14
<b>CAPÍTULO 2. REVISÃO DA BIBLIOGRAFIA.....</b>	<b>15</b>
2.1. A Carbonização da Madeira.....	15
2.2. Produtos da Carbonização da Madeira.....	19
2.3. Tecnologias de Produção de Carvão Vegetal.....	23
2.4. Processo de Carbonização Contínua da Madeira (Retorta).....	29
2.4.1. O Processo Lambiotte.....	34
2.4.2. Processo de Carbonização Contínua Carboval.....	38
2.5. Recuperação dos Subprodutos da Carbonização Contínua.....	42
2.6. Tecnologias de Conversão Energética.....	45
2.6.1. Ciclo Rankine a Vapor.....	46
2.6.2. Ciclo Rankine Orgânico (ORC).....	49
<b>CAPÍTULO 3. POTENCIAL ENERGÉTICO DOS GASES DA CARBONIZAÇÃO CONTÍNUA.....</b>	<b>56</b>
3.1. Balanço de Massa e Energia.....	58
3.1.1 Balanço de Massa.....	59
3.1.2. Balanço de Energia.....	63
3.2. Determinação do Potencial Energético dos Gases da Carbonização Contínua.....	67
<b>CAPÍTULO 4. AVALIAÇÃO DAS TECNOLOGIAS DE CONVERSÃO ENERGÉTICA.....</b>	<b>70</b>
4.1. Avaliação das Tecnologias de Conversão Energética.....	70
4.1.1. Ciclo Rankine a Vapor.....	70

4.1.2. Ciclo Rankine Orgânico (ORC).....	77
4.2. Comparação entre as Tecnologias .....	85
4.3. Geração de eletricidade através das tecnologias ORC e Rankine Convencional.....	85
<b>CAPÍTULO 5. ANÁLISE ECONÔMICA DO USO DOS GASES DA CARBONIZAÇÃO CONTÍNUA PARA A GERAÇÃO DE ELETRICIDADE.....</b>	<b>89</b>
5.2. Levantamento de custos.....	89
5.2.1. Ciclo Rankine Convencional.....	89
5.2.2. Custos de Operação e Manutenção.....	91
5.2.3. Resultados e Discussões.....	91
5.3. Ciclo Rankine Orgânico.....	93
5.3.1. Levantamento de custos.....	93
5.3.2. Resultados.....	95
5.4. Análise Econômica dos Ciclos.....	97
<b>CAPÍTULO 6. CONCLUSÕES.....</b>	<b>104</b>
<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....</b>	<b>106</b>

## LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1- Representação simplificada do processo de pirólise.....	15
Figura 2.2 - Pirólise de uma partícula de Biomassa.....	16
Figura 2.3 - Distribuição mássica dos produtos da carbonização da madeira seca para um rendimento gravimétrico de 33%.....	21
Figura 2.4 - Forno tipo Rabo Quente.....	24
Figura 2.5 - Forno de Encosta.....	24
Figura 2.6 - Forno Retangular.....	26
Figura 2.7 - Evolução dos fornos retangulares de carbonização de madeira.....	26
Figura 2.8 - Diagrama esquemático da tecnologia DPC.....	27
Figura 2.9 - Fornos de carbonização DPC.....	28
Figura 2.10 - Retorta de carbonização contínua.....	30
Figura 2.11 - Retorta contínua com recuperação dos subprodutos.....	32
Figura 2.12 - Balanço de energia típico para o processo de carbonização contínua com 64% de carbono fixo .....	33
Figura 2.13 - Foto de uma retorta.....	34
Figura 2.14 - Modelo de uma retorta Lambiotte.....	35
Figura 2.15 - Reator de carbonização contínua Carboval com fluxo de sólidos e gases.....	39
Figura 2.16 - Fluxo de materiais no processo.....	40
Figura 2.17 - Perfil térmico do forno de carbonização contínua.....	40
Figura 2.18 - Distribuição de energia nos fornos Carboval.....	41
Figura 2.19 - Planta de carbonização com refinaria de recuperação dos subprodutos químicos.....	43
Figura 2.20 - Esquema simplificado de uma planta de potência a vapor.....	46
Figura 2.21 - Diagrama T-s de um ciclo Rankine básico.....	46
Figura 2.22 - Esquema simplificado de uma planta de potência a vapor utilizando um regenerador.....	48

Figura 2.23 - Esquema básico de uma central ORC e o diagrama T-s.....	50
Figura 2.24 - Campos de aplicação representados no plano: fontes de calor versus potência.....	51
Figura 2.25 - Classificação dos fluidos de acordo com o comportamento da linha de saturação do vapor.....	53
Figura 2.26 - Diagrama T-s da água e fluidos orgânicos.....	53
Figura 3.1 - Esquema do funcionamento da retorta.....	57
Figura 3.2 - Distribuição de massa para o processo de carbonização contínua com rendimento gravimétrico de 33%.....	62
Figura 3.3 – Distribuição de massa para o processo de carbonização contínua com rendimento gravimétrico de 42%.....	63
Figura 4.1 - Modelo típico de condensador a ar.....	71
Figura 4.2 - Pressão de condensação para diferentes tipos de sistemas de resfriamento em turbinas a vapor.....	72
Figura 4.3 - Modelagem do ciclo Rankine a vapor.....	73
Figura 4.4 - Modelagem do ORC utilizando os gases da carbonização.....	78
Figura 4.5 – Expansores utilizados em ORCs e faixas de potencia.....	79
Figura 5.1 – Custo da tecnologia em função do VPL para o ORC com RG de 33%....	102
Figura 5.1 – Custo da tecnologia em função do VPL para o ORC com RG de 42%....	102

## LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 - Fases do fenômeno de conversão da madeira em carvão vegetal.....	17
Tabela 2.2 - Produtos característicos da pirólise da biomassa.....	18
Tabela 2.3 – Evolução temporal da carbonização .....	20
Tabela 2.4 - Produtos da carbonização de madeira por tonelada em porcentagem (Base seca).....	22
Tabela 2.5 - Composição química média dos produtos gasosos da destilação seca da madeira.....	23
Tabela 2.6 - Características de diferentes fluidos utilizados na tecnologia ORC.....	54
Tabela 2.7 - Comparação entre o ciclo Rankine convencional e ORC.....	55
Tabela 3.1 - Efeito da umidade da madeira no uso de energia.....	58
Tabela 3.2 - Produtos da carbonização de madeira livre de oxigênio em termos mássicos com RG de 33%.....	61
Tabela 3.3 - Estimativas dos produtos da carbonização de madeira livre de oxigênio em termos mássicos considerando o RG de 42%.....	61
Tabela 3.4 - Resultado do balanço de massa diário do processo de carbonização contínua.....	62
Tabela 3.5 - Poder calorífico da madeira e do carvão vegetal.....	65
Tabela 3.6 - Resultados do balanço de energia do processo de carbonização contínua com base no PCI - RG 33%.....	65
Tabela 3.7 - Resultados do balanço de energia do processo de carbonização contínua com base no PCI - RG 42%.....	65
Tabela 3.8 - Distribuição de energia dos gases oriundos do processo de carbonização contínua para o RG de 33%.....	66
Tabela 3.9 - Distribuição de energia dos gases oriundos do processo de carbonização contínua para o RG de 42%.....	66
Tabela 3.10 - Valor do Poder Calorífico Inferior.....	68

Tabela 3.11 - Potencia térmica disponível na forma de gases não condensáveis e alcatrão para os respectivos rendimentos gravimétricos de 33% e 42%.....	68
Tabela 3.12 - Potencia térmica disponível nos gases não condensáveis, alcatrão e resíduos florestais para os respectivos RG de 33% e 42%.....	69
Tabela 4.1 - Resultados da modelagem do ciclo Rankine a vapor - RG 33%.....	76
Tabela 4.2 - Resultados da modelagem do ciclo Rankine a vapor - RG 42%.....	76
Tabela 4.3 - Resultados da modelagem do ciclo Rankine a vapor considerando a utilização dos resíduos florestais - RG 33%.....	77
Tabela 4.4 - Resultados da modelagem do ciclo Rankine a vapor considerando a utilização dos resíduos florestais - RG 42%.....	77
Tabela 4.5 – Expansores utilizados e eficiências isentrópicas.....	79
Tabela 4.6 - Parâmetros termodinâmicos de alguns fluidos orgânicos .....	83
Tabela 4.7 - Resultado da modelagem do ORC para o RG de 33%.....	83
Tabela 4.8 - Resultado da modelagem do ORC para o RG de 42%.....	83
Tabela 4.9 - Resultado da modelagem do ORC utilizando resíduos florestais para o RG de 33%.....	83
Tabela 4.10 - Resultado da modelagem do ORC utilizando resíduos florestais para o RG de 42%.....	84
Tabela 4.11 - Melhores resultados obtidos na modelagem dos ciclos termodinâmicos para RG de 33%.....	84
Tabela 4.12 - Melhores resultados obtidos na modelagem dos ciclos termodinâmicos para RG de 42%.....	85
Tabela 4.13 - Melhores resultados obtidos na modelagem dos ciclos termodinâmicos para RG de 33%.....	85
Tabela 4.14 - Melhores resultados obtidos na modelagem dos ciclos termodinâmicos para RG de 42%.....	86
Tabela 4.15 - Geração de energia anual através das tecnologias Rankine a vapor e ORC para RG do processo de 33%.....	87
Tabela 4.16 - Geração de energia anual através das tecnologias Rankine a vapor e ORC para RG do processo de 42%.....	87
Tabela 4.17 - Geração de energia anual através das tecnologias Rankine a vapor e ORC para RG do processo de 33% incluindo os resíduos florestais.....	88
Tabela 4.18 - Geração de energia anual através das tecnologias Rankine a vapor e ORC para RG do processo de 42% incluindo os resíduos florestais.....	88

Tabela 5.1 - Parâmetros econômicos selecionados para análise do ciclo a vapor.....	91
Tabela 5.2 - Custos de investimentos para as tecnologias de ciclo a vapor.....	92
Tabela 5.3 - Custos de plantas que operam com o ciclo Rankine a vapor.....	92
Tabela 5.4 - Coeficientes e correções para a estimativa do custo de aquisição.....	94
Tabela 5.5 - Parâmetros para o cálculo do custo específico de investimento.....	94
Tabela 5.6 - Custos estimados para o ciclo ORC.....	96
Tabela 5.7 - Custos estimados para o ciclo ORC com regenerador e sem superaquecimento.....	96
Tabela 5.8 – CAPEX e OPEX finais para a tecnologia Rankine convencional .....	98
Tabela 5.9 – CAPEX e OPEX finais para a tecnologia ORC.....	98
Tabela 5.8 - Resultados da análise econômica RG 33%.....	95
Tabela 5.7 - Resultados da análise econômica RG 42%.....	96
Tabela 5.8 - Resultados da análise econômica RG 33% utilizando resíduos florestais.....	96
Tabela 5.9 - Resultados da análise econômica RG 42% utilizando resíduos florestais.....	96
Tabela 5.10 - Resultado da análise econômica para o ORC com RG 33%.....	98
Tabela 5.11 - Resultado da análise econômica para o ORC com RG 42%.....	99
Tabela 5.12 - Resultado da análise econômica para o ORC considerando a venda dos créditos de carbono RG 42%.....	99
Tabela 5.13 - Resultado da análise econômica para o ORC considerando a venda dos créditos de carbono RG 42%.....	99
Tabela 5.14 - Resultado da análise econômica para o CRV com RG 33%.....	100
Tabela 5.15 - Resultado da análise econômica para o CRV com RG 42%.....	100
Tabela 5.16 - Resultado da análise econômica para o ORC com RG 33%.....	100
Tabela 5.17 - Resultado da análise econômica para o ORC com RG 42%.....	100
Tabela 5.18 - Resultado da análise econômica para o CRV com RG 33%.....	101
Tabela 5.19 - Resultado da análise econômica para o CRV com RG 42%.....	101
Tabela 5.20 - Resultado da análise econômica para o ORC com RG 33%.....	101
Tabela 5.21 - Resultado da análise econômica para o ORC com RG 42%.....	101

## Simbologia

### Simbolos

EFGT	Turbinas a Gás de Queima Externa
GNC	Gases não condensáveis
GC	Extrato pirolenhoso ou gás condensável
CRV	Ciclo Rankine a Vapor
ORC	Ciclo Rankine Orgânico
VC	Volume de controle
RG	Rendimento gravimétrico
CF	Carbono Fixo
PCI	Poder Calorífico Inferior
CTI	Custos totais de investimento
CEI	Custo específico de investimento
VPL	Valor Presente Líquido
TIR	Taxa Interna de Retorno
TMA	Taxa Mínima de Atratividade
GEE	Gases de Efeito Estufa
MDL	Mecanismo de Desenvolvimento Limpo

# CAPÍTULO 1. CONSIDERAÇÕES INICIAIS

## 1.1. O carvão vegetal

O carvão vegetal é obtido através do processo de pirólise lenta (carbonização) da madeira. Neste processo, a madeira é aquecida lentamente até a temperaturas relativamente baixas (300 a 500°C) na ausência de ar, total ou parcial, em relação à quantidade de ar estequiométrica (Basu, 2010).

O processo de carbonização apresenta quantidades significativas de subprodutos, como os gases condensáveis (ácido pirolenhoso, alcatrão insolúvel) e não condensáveis, que são lançados na atmosfera de forma descontrolada, causando danos ambientais, como a poluição da água, solo e ar (Chidummayo, 2013). Estes gases também representam um desperdício energético, pois correspondem a cerca de 40% da energia da madeira (Overend, 2004).

Isso acontece devido à tecnologia utilizada na maioria dos casos, os fornos de alvenaria, que além de possuir um baixo Rendimento Gravimétrico (RG), torna a recuperação dos gases difícil de ser realizada, devido sua operação por batelada.

No Brasil, por exemplo, a principal tecnologia utilizada para produzir carvão vegetal em larga escala, são os fornos retangulares, construídos em alvenaria, sendo utilizados por grandes produtores que abastecem a indústria siderúrgica. Já os pequenos e médios produtores, responsáveis pela grande maioria da produção de carvão, utilizam os fornos de superfície, encosta e rabo quente, que são construídos também de alvenaria, mas possuem menor capacidade volumétrica, baixo rendimento gravimétrico (RG), são rudimentares, ineficientes, e assim como os retangulares, emitem uma grande quantidade de gases de efeito estufa na atmosfera (Oliveira, 2012).

A grande produção de carvão vegetal no Brasil, acontece devido à sua utilização na siderurgia para a purificação do minério de ferro, com isso, as tecnologias para tal produção devem ser aprimoradas. Assim, as emissões de gases de efeito estufa na atmosfera seriam drasticamente reduzidas, diminuindo os impactos ambientais causados pelo setor, além de melhorar a qualidade do produto, a mão de obra a ser realizada, diminuição na área de produção, etc.

Esta grande produção de carvão, principalmente no estado de Minas Gerais, se deve ao fato de que as maiores reservas de minério de ferro do mundo estão localizadas no Brasil. Com isso, o país se tornou também um dos maiores produtores e exportadores de ferro gusa e ligas ferrosas.

Isso, influenciou o crescimento da produção de carvão no país e, atualmente, o Brasil é considerado o maior produtor e consumidor de carvão vegetal do mundo (EPE, 2019).

Em 2019, o Brasil produziu e consumiu mais de 6,19 milhões de toneladas de carvão vegetal, aproximadamente 12% da produção mundial (EPE, 2020). Este fato, é consequência da utilização do carvão vegetal no setor siderúrgico, que consome quase todo carvão produzido no país, cerca de 83%. Mas, mesmo com a grande produção, esta não é suficiente e representa apenas 35% da demanda do setor. O carvão mineral e o coque ainda são muito utilizados para suprir os outros 65% da demanda (Albuquerque, 2019).

Os principais motivos pelos quais a indústria siderúrgica ainda consome mais carvão mineral do que carvão vegetal, são: oferta, qualidade e custo benefício. Portanto, a produção de carvão vegetal deve aumentar, a qualidade do produto deve ser aprimorada e os custos operacionais precisam ser reduzidos. Mas isso deve acontecer de forma sustentável, respeitando todas as leis e normas ambientais (Albuquerque, 2019).

Com esta grande produção de carvão brasileira, há também uma grande produção de gases oriundos do processo de carbonização, representando um grande potencial energético. O aproveitamento dos gases condensáveis e não condensáveis, seria uma boa alternativa mas, infelizmente, mesmo nos grandes centros de carbonização, isso não acontece. Os produtos derivados da condensação dos gases condensáveis, como o metanol, ácido acético, entre outros, já são obtidos da indústria petroquímica, que possui uma indústria forte e desenvolvida, apresentando melhor custo benefício. Os gases não condensáveis, que poderiam ser queimados em queimadores para o fornecimento de calor ao próprio processo, para a secagem da madeira ou até mesmo para a geração de eletricidade, também não acontece. Infelizmente, as tecnologias utilizadas para tal produção, não permitem o aproveitamento dos gases facilmente.

Vários esforços estão sendo feitos para melhorar as tecnologias de produção e, assim, permitir um melhor aproveitamento da energia da madeira, melhor qualidade do carvão produzido, menor tempo de carbonização e, principalmente, em relação ao aproveitamento dos gases residuais.

Nos grandes centros de carbonização que utilizam os fornos retangulares, já foi proposto um sistema para interligar os fornos através de uma tubulação que permite a recuperação e o aproveitamento dos gases. Porém, há algumas dificuldades, uma delas, é que o processo ocorre por batelada. Assim, cada um dos fornos se encontram em diferentes estágios da carbonização, e com isso, há uma grande variação na composição final dos gases, dificultando sua utilização em processos de queima.

Para permitir um avanço nos reatores de carbonização como também, o aproveitamento dos gases residuais do processo, uma boa alternativa, são os fornos de carbonização contínua ou retorta, como são conhecidos. Estes fornos, possuem um sistema auxiliar que permite a recuperação e o aproveitamento do potencial energético dos gases da carbonização para o fornecimento de calor para o próprio processo, como também, para a geração de eletricidade, diminuindo assim, os impactos ambientais causados pelo setor (Raad, 2014).

Também, a qualidade do carvão produzido é superior aos processos convencionais, é mais homogêneo, e a tecnologia apresenta uma maior conversão de madeira em carvão. Há ganhos no tempo de carbonização, no resfriamento da carga, assim como, no rendimento gravimétrico do processo. Além de gerar eletricidade para suprir a demanda dos seus próprios componentes elétricos, ainda gera um excedente, que pode ser vendido para a concessionária de energia, aumentando a receita do empreendimento.

## **1.2. Motivação**

O desenvolvimento sustentável tem sido muito buscado pelo homem moderno. As fontes de energias não renováveis como os combustíveis fósseis, são limitadas e causam enormes impactos ambientais.

O Brasil é um país que apresenta uma enorme disponibilidade energética através de fontes renováveis, como a geração hidrelétrica, por exemplo, responsável por 59,5% de toda energia gerada. A geração de energia através da fonte solar é de 1,8%, e a eólica 9,8%, e possuem uma grande tendência de crescimento ANEEL (2021).

O aproveitamento dos gases residuais da carbonização, também apresenta um potencial energético considerável no Brasil, devido à produção de carvão. Porém, as tecnologias utilizadas (fornos de alvenaria) desperdiçam este potencial energético dos gases, que são lançados na atmosfera causando poluição ambiental.

No entanto, os fornos de carbonização contínua possuem um sistema auxiliar que permite a recuperação e o aproveitamento dos gases residuais para o fornecimento de calor para o próprio processo, como também para a geração de eletricidade.

Além disso, este sistema apresenta um rendimento gravimétrico superior aos processos tradicionais e o carvão vegetal produzido, possui melhor qualidade e homogeneidade, pois todas as peças de madeira passam pelas mesmas condições de tempo e temperatura dentro do forno. Isso, faz com que a produção de gases aconteça de forma contínua, sendo sua composição

praticamente constante ao longo do tempo, facilitando seu aproveitamento em processos de queima como a geração termelétrica.

O forno de carbonização contínua, possui formato cilíndrico, feito de material metálico disposto na vertical, onde a madeira cortada em peças de 30 a 40 cm, são carregadas no topo continuamente e desce por gravidade passando pelas zonas de secagem, carbonização e resfriamento. A carbonização é realizada injetando o próprio gás quente na parte média da retorta que sobe em contracorrente à carga de madeira.

Para este sistema produtivo, Lattorre (2017) destacou os ganhos no tempo de carbonização, no resfriamento da carga e no rendimento gravimétrico do carvão, que pode chegar a 42 %. Além disso, as retortas contínuas são consideradas os mais eficientes sistemas para a produção de carvão vegetal, sendo possível o total aproveitamento da energia contida na madeira e ainda, uma drástica redução nas emissões de gases de efeito estufa na atmosfera.

A combustão dos gases para a geração de eletricidade, decompõe os componentes do gás de pirólise em substâncias menos nocivas ao ambiente, por exemplo, o gás metano gerado na carbonização é transformado em  $\text{CO}_2$  e  $\text{H}_2\text{O}$  durante sua queima, o qual possui um potencial de aquecimento global 27 vezes maior que o gás carbônico (IPCC, 2007).

Para a conversão do potencial energético dos gases em eletricidade, há várias tecnologias disponíveis, entre elas se destacam o uso de tecnologias como o Ciclo Rankine a Vapor e o Ciclo Rankine Orgânico (ORC), que são capazes de gerar eletricidade como também, trabalho e calor. Estas tecnologias também permitem o aproveitamento dos resíduos florestais como galhos, folhas e cascas na geração de eletricidade.

Portanto, através deste estudo, pretende-se determinar o potencial dos gases e dos resíduos florestais, para que se torne possível realizar uma estimativa de geração de eletricidade para cada uma destas tecnologias e, posteriormente, analisar a viabilidade do empreendimento através de uma análise econômica.

### **1.3. Objetivos**

O objetivo deste trabalho consiste em realizar uma análise de viabilidade técnica e econômica do aproveitamento dos gases residuais do processo de carbonização contínua da madeira, como também, do alcatrão e dos resíduos florestais para a geração de eletricidade.

#### **1.3.1. Objetivos Específicos**

- Levantamento de dados e execução do balanço de massa e energia do processo de carbonização contínua em fornos verticais;
- Determinação do potencial energético dos gases a partir da vazão e composição média dos gases de exaustão;
- Incluir o potencial energético do alcatrão e dos resíduos florestais na geração de eletricidade;
- Realizar uma modelagem e simulação dos ciclos termodinâmicos (Rankine convencional e ORC), afim de determinar a geração de eletricidade a partir do potencial energético dos gases e dos resíduos florestais;
- Realizar uma análise de viabilidade econômica das tecnologias de conversão energética para o aproveitamento dos gases da carbonização contínua.

## 1.4. Apresentação da tese

Esta dissertação possui 6 capítulos, sendo eles:

**Capítulo 1. Considerações Iniciais.** O carvão vegetal. Motivação. Objetivos.

**Capítulo 2. Revisão da Bibliografia.** Fundamentos da pirólise da madeira enfatizando a produção de carvão, as principais tecnologias utilizadas para a produção de carvão, o processo de carbonização contínua em fornos verticais (retorta contínua), tecnologias de conversão energética (ORC e ciclo Rankine convencional).

**Capítulo 3. Potencial energético dos gases da carbonização contínua.** Balanço de massa e energia. Determinação do potencial energético dos gases da carbonização contínua através da composição média.

**Capítulo 4. Avaliação das tecnologias de conversão energética.** Modelagem e simulação das tecnologias (ORC e Ciclo Rankine), e também, uma comparação entre elas.

**Capítulo 5. Análise econômica do uso dos gases da carbonização contínua para a geração de eletricidade.** Comparação entre as tecnologias de conversão energética através de uma análise econômica

**Capítulo 6. Conclusões.** São apresentadas as conclusões

**Capítulo 7. Referências Bibliográficas.** As bibliografias utilizadas para o embasamento e realização desta dissertação

## CAPÍTULO 2. REVISÃO DA BIBLIOGRAFIA

### 2.1. A carbonização da madeira

A carbonização é um processo de decomposição térmica também conhecido como pirólise lenta. No processo, a madeira é aquecida lentamente em uma atmosfera livre de oxigênio, total ou parcialmente, até a temperaturas relativamente baixas (400°C), onde permanece por um longo período de tempo. Alguns processos levam dias para serem realizados, maximizando a formação de carvão (Basu, 2010).

Com o aquecimento, a madeira começa a eliminar seus compostos voláteis ricos em hidrogênio e oxigênio na forma de gases, vapores de água e líquidos orgânicos, permanecendo como resíduos o alcatrão e principalmente, o carvão vegetal (Brownsort, 2009).

Os principais produtos do processo de pirólise são: gases condensáveis, gases não condensáveis e carvão vegetal. As proporções de cada um dos produtos líquidos, sólidos e gasosos, dependem do método de pirólise empregado, dos parâmetros do processo, velocidade de aquecimento, tempo de retenção, temperatura de carbonização e das características do material a ser tratado (Bridgwater, 1991). A Figura 2.1, ilustra a conversão da biomassa em gases, líquidos e carvão.

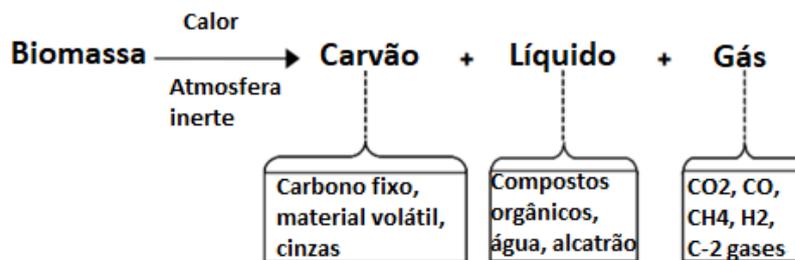


Figura 2.1 - Representação simplificada do processo de pirólise (Basu, 2010)

Durante o processo, ocorrem reações primárias, sendo esta, a formação de carvão diretamente dos átomos de carbono da biomassa na fase sólida, e as reações secundárias, quando o carvão é formado a partir dos voláteis que se prendem na estrutura de carvão formado nas reações primárias (Lohria, 2016).

As reações primárias tem início a 200°C, e são de caráter endotérmico. Nesta fase, ocorre a degradação da biomassa em gás, alcatrão e carvão. A partir dos 280°C, se inicia as reações secundárias, que são exotérmicas e caracterizadas pela degradação do alcatrão em gás, líquido

e carvão (Fantozi et al., 2007). A Figura 2.2, mostra de forma simplificada a cinética das reações de pirólise.

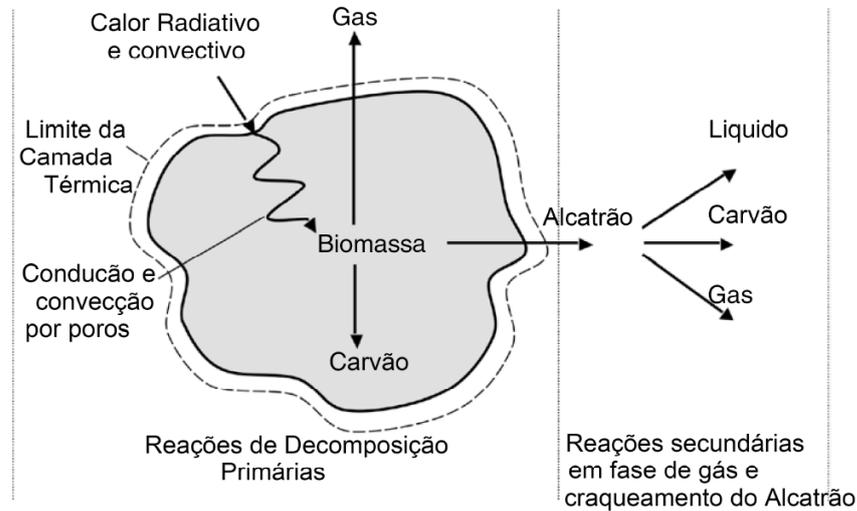


Figura 2.2 – Pirólise de uma partícula de biomassa (Basu, 2010)

O produto inicial da pirólise é formado por gases condensáveis e carvão. Porém, durante a carbonização, há tempo suficiente para que o gás condensável se decomponha ainda mais, formando os gases não condensáveis ( $\text{CO}$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2$  e  $\text{CH}_4$ ) (Basu, 2010).

O processo de pirólise, ocorre basicamente em três etapas:

1. Evaporação da água
2. Decomposição dos carboidratos (hemicelulose, celulose, lignina)
3. Produção de alcatrão e ácidos leves

Cada um dos carboidratos da madeira, (celulose, hemicelulose e lignina) possuem uma faixa de temperatura em que sua decomposição é favorecida. A decomposição da hemicelulose, acontece a temperaturas na faixa de  $150\text{-}350^\circ\text{C}$ . A degradação da lignina é entre  $250\text{-}500^\circ\text{C}$  e da celulose  $275$  a  $350^\circ\text{C}$ .

A degradação da celulose e da hemicelulose favorecem a formação das frações voláteis. Já a lignina, é responsável pela formação de 50% do carbono fixo na fração sólida. Portanto, para se obter uma alta concentração de carbono fixo na fase sólida, materiais com alto teor de lignina são mais apropriados (Froehlich, Moura, 2014).

A Tabela 2.1, apresenta os principais fenômenos que acontecem com a biomassa de acordo com o aumento da temperatura.

Tabela 2.1 – Fases do fenômeno de conversão da madeira em carvão vegetal (Leme, 2016)

<b>Fase</b>	<b>Temperatura (°C)</b>	<b>Fenômenos e produtos</b>
I	Até 200°C	-Poucas reações importantes -Perda de umidade -Fase endotérmica
II	200°C até 250- 280°C	-Aumento das reações e na eliminação de gases -A madeira passa para a cor arroxeadada -Fase endotérmica
III	280°C até 350- 380°C	-Importante fase de reações e grande eliminação de gases -Composição de gases: centenas de componentes químicos orgânicos (alguns recuperáveis). Ex. Ácido Acético, Metanol, Acetona, Fenóis, Aldeídos, Hidrocarbonetos, Alcatrões, etc. -O resíduo final dessa fase já é o carvão vegetal, mas que ainda apresenta compostos volatizáveis em sua estrutura. -Fase exotérmica
IV	380°C até 500°C	-Redução da saída de gases -O carvão vegetal passa a sofrer uma purificação na sua composição química com a eliminação do restante dos gases voláteis contendo H e O. -O carvão torna-se mais rico em carbono em sua estrutura (carbono não volatizável ou carbono fixo) -Fase exotérmica
V	Acima de 500°C	-Degradação do carvão -Término da carbonização e início da gaseificação do carvão -Fase exotérmica

De acordo com as condições de operação, cada processo possui seus produtos e aplicações específicos. Como há inúmeras variações permissíveis ao processo, a pirólise foi dividida em três tipos principais: pirólise lenta, intermediária e rápida, sendo que cada tipo, possui um determinado rendimento dos produtos, como pode ser visto na Tabela 2.2.

Tabela 2.2 – Produtos característicos da pirólise da biomassa (base seca) (Lohria et al., 2016)

<b>Modo</b>	<b>Condições</b>	<b>Líquido</b>	<b>Carvão</b>	<b>Gás</b>
Rápida	Temperatura moderada (~500°C). Baixo tempo de residência dos vapores. ~1 segundo	75%	12%	13%
Intermediária	Temperatura moderada (~500°C). Tempo moderado de residência dos vapores quentes. ~10-20 segundos	50%	20%	30%
Lenta (Carbonização)	Temperatura baixa (~400°C). Tempo muito alto de residência.	30%	35%	35%

O rendimento do líquido pirolenhoso é favorecido com a pirólise rápida, onde a biomassa é aquecida a altas taxas de aquecimento e os vapores produzidos são condensados rapidamente. A pirólise rápida é caracterizada por altas taxas de aquecimento e curtos tempos de residência de vapor, sendo necessárias partículas com dimensões pequenas que permitam a saída rápida de vapores dos sólidos quentes. A temperatura de trabalho é acima de 500°C (Brownsort, 2009). O objetivo principal da pirólise rápida é a produção de líquido, podendo produzir de 60 a 75% em peso de bio-óleo, 12 a 25% em peso de carvão vegetal e 10 a 20 % em peso de gases não condensáveis, dependendo do tipo de biomassa utilizada (Mohan, 2006).

A carbonização ou pirólise lenta, é caracterizada por baixas taxas de aquecimento e elevados tempos de residência dos vapores. Os vapores não escapam tão rapidamente quanto na pirólise rápida. Dessa forma, a fase vaporizada continua a reagir com as outras fases, como o carvão sólido ou o líquido formado (Mohan, 2006).

A umidade da madeira e o diâmetro ou o tamanho da partícula, também influenciam na quantidade e na qualidade do carvão formado. Estes fatores influenciam nos produtos da pirólise por meio de seu efeito na taxa de aquecimento em seu interior (Sampaio, 2008).

Partículas de biomassa mais finas oferecem menos resistência ao escape de gases condensáveis, que escapam com relativa facilidade para o ambiente antes de sofrerem a decomposição secundária. Isso resulta em um maior rendimento de gases condensáveis. Já as partículas maiores facilitam a decomposição secundária devido à maior resistência que oferecem ao escape do produto primário da pirólise. Por esse motivo, os métodos mais antigos de produção de carvão vegetal usavam pilhas de peças de madeira de grande porte (Basu, 2010).

É importante que a madeira esteja com baixa umidade, pois ela afeta expressivamente o processo, para cada 1% de umidade o rendimento gravimétrico é reduzido em 0,37% (Sampaio, 2008).

O Rendimento Gravimétrico (RG), é um índice técnico importante no processo de carbonização, sendo este, uma relação entre a massa de carvão produzida por quantidade de biomassa usada, como pode ser visto na Equação 2.1:

$$RG = \text{Rendimento Gravimétrico} = \frac{m_{\text{Carvão}}}{m_{\text{Biomassa}}} \quad (2.1)$$

Onde:

$m_{\text{Carvão}}$  = massa de carvão (kg)

$m_{\text{Biomassa}}$  = massa de madeira (kg)

Porém, esta é apenas uma relação entre a massa de madeira e a massa de carvão produzida, não levando em consideração a qualidade do carvão nem o teor de carbono fixo.

## 2.2. Produtos da carbonização da madeira

O processo de carbonização da madeira, produz uma variedade de substâncias, sendo os principais produtos, o carvão (sólido), líquido pirolenhoso (alcatrão, água e hidrocarbonetos pesados) e gases não condensáveis. Os principais componentes dos gases não condensáveis, são: o dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), o monóxido de carbono (CO), o nitrogênio ( $\text{N}_2$ ), o metano ( $\text{CH}_4$ ), o hidrogênio ( $\text{H}_2$ ) e hidrocarbonetos leves ( $\text{C}_n\text{H}_{2n}$ ) (Basu, 2010). Estes gases possuem baixo peso molecular, portanto, não condensam ao serem resfriados.

O líquido obtido através da condensação dos gases (extrato pirolenhoso), é composto por alcatrão, ácido acético, metanol e principalmente a água (80 a 95%). O alcatrão insolúvel, pode ser separado do extrato pirolenhoso através da decantação.

O rendimento de cada um dos produtos deste processo, depende da tecnologia utilizada, das características da madeira e dos parâmetros do processo, como a temperatura e a taxa de aquecimento.

No início do ciclo, há uma grande produção de vapor d'água, resultante da secagem da madeira. Com o avanço da carbonização e o aumento de temperatura (200°C a 280°C), há maior

produção de gases condensáveis e não condensáveis, sendo sua maioria compostos oxigenados CO e CO<sub>2</sub>. Posteriormente, com o aumento da temperatura (280°C a 380°C), há maior formação de compostos hidrogenados, contribuindo com o aumento do poder calorífico do gás. Por fim, com temperaturas próximas a 500°C, há maior produção de hidrocarbonetos. Já a formação de alcatrão, é favorecida quando se tem temperaturas mais elevadas, assim o rendimento dos produtos oleosos aumentam com a temperatura. O alcatrão é uma mistura de hidrocarbonetos complexos com grande quantidade de oxigênio e água. O seu PCI varia de 13 a 18 MJ/kg em base úmida (Basu, 2010).

Na Tabela 2.3, é mostrado o rendimento dos produtos da carbonização em fornos de alvenaria de acordo com a evolução do processo e o aumento da temperatura.

Tabela 2.3 – Evolução temporal da carbonização (Brito e Barrichello, 1981)

Período de carbonização:	Saída de água	Saída de gases oxigenados	Início da saída de hidrocarbonetos	Fases de hidrocarbonetos CmHn	Dissociação	Fases do hidrogênio
Temperatura (°C)	150-200	200-280	280-380	380-500	500-700	700-900
Contúdo de Carbono fixo (%)	60	68	78	84	89	91
Gases não-consideráveis (%)						
. CO <sub>2</sub>	68,0	66,5	35,5	31,5	12,2	0,5
. CO	30,0	30,0	20,5	12,3	24,6	9,7
. H <sub>2</sub>	0,0	0,2	6,5	7,5	42,7	80,9
. Hidrocarbonetos	2,0	3,3	37,5	48,7	20,5	8,9
Poder calorífico por m <sup>3</sup> de gás, em calorías	1.100	1.210	3.920	4.780	3.630	3.160
Constituintes condensáveis no gás	vapor d'água	vapor d'água e ácido acético	ácido acético alcoól metílico alcatrão leve	muito alcatrão pesado	alcatrão	pouco condensado
Quantidade de gás	muito pouca	pouca	importante	importante	pouca	muito pouca

Como pode-se perceber da tabela 2.3, o final da carbonização acontece na fase de hidrocarbonetos, entre 380°C a 500°C, onde o poder calorífico do gás alcança seu valor máximo (4.780 cal/m<sup>3</sup> ou 20 MJ/m<sup>3</sup>). Já no início do ciclo o poder calorífico do gás é o menor de todo o processo, devido a maior concentração de água e pouca de substâncias combustíveis.

O carvão formado no processo, é constituído majoritariamente de carbono (85%), mas também contém hidrogênio e oxigênio. A madeira que inicialmente possui um PCI de 19 a 21 MJ/kg, se converte em carvão com um PCI de 32 MJ/kg, que é substancialmente maior. Ao contrário dos combustíveis fósseis, a biomassa contém muito pouca cinza inorgânica (Basu, 2010).

A decomposição primária da biomassa produz gases condensáveis e gases não condensáveis. Os vapores, que possuem moléculas mais pesadas, condensam-se ao se resfriarem, aumentando o rendimento dos líquidos da pirólise.

A altas temperaturas, as grandes moléculas presentes no líquido e nos resíduos sólidos são quebradas em moléculas menores, favorecendo a fração de gases (Basu, 2010). O processo de pirólise envolve a quebra de grandes moléculas em várias moléculas menores.

Em geral, o rendimento do carvão decresce com o aumento de temperatura, já o poder calorífico superior do carvão mostra uma tendência contrária (Kumar, 2010). A Figura 2.3, apresenta a distribuição mássica dos produtos da carbonização de madeira para um rendimento gravimétrico de 33%, para um forno de carbonização contínua.

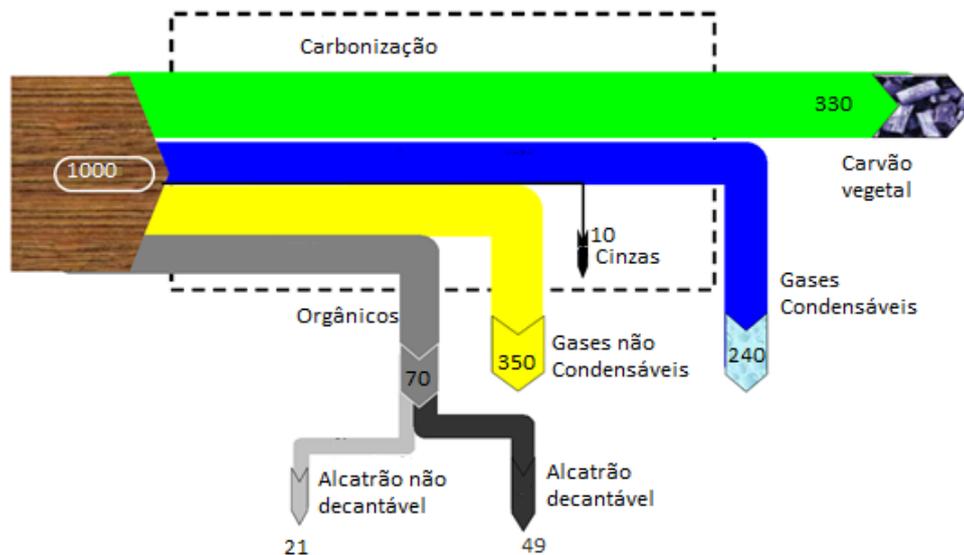


Figura 2.3 – Distribuição mássica dos produtos da carbonização da madeira seca para um rendimento gravimétrico de 33% (CGEE, 2008)

Segundo Brito (1990), há referências de sistemas onde, para cada tonelada de madeira são obtidos 308 kg de carvão vegetal, 100 kg de Alcatrão, 65 kg de ácido acético e 25 kg de metano. O processo de decomposição térmica quando realizado sob a completa ausência de oxigênio é chamado de destilação seca da madeira e os produtos oriundos da carbonização podem ser recuperados, assim como o carbono em forma de carvão. A Tabela 2.4, apresenta a porcentagem típica dos produtos oriundos da carbonização, sendo 33% referente ao carvão (sólido), 42% corresponde a fração condensável (líquida) e 25% a parcela não condensável (gasosa). Porém,

outras composições podem ser obtidas de acordo com a madeira utilizada e também, as condições do processo.

De acordo com Brito e Barrichelo (1981), a destilação seca da madeira (em laboratório) fornece em média 15 a 20% do seu peso em gás e seu poder calorífico, a 15°C, é em média 5,4 MJ/m<sup>3</sup>. A composição química típica dos produtos gasosos, pode ser vista na Tabela 2.5, segundo os mesmos autores.

Tabela 2.4 – Produtos da carbonização de madeira por tonelada de madeira em % Base Seca  
(Adaptado de Santos, 2007)

<b>Produtos da Carbonização</b>	<b>% Base Seca</b>
<b>Carvão</b>	<b>33,0</b>
<b>Gases Condensáveis</b>	<b>42,0</b>
<b>Ácido Pirolenhoso</b>	<b>35,5</b>
CH <sub>3</sub> OH (Ácido Acético)	(5,0)
H <sub>3</sub> CCOOH (Metanol)	(2,0)
(Alcatrão Solúvel)	(5,0)
(Água e Outros)	(23,5)
Alcatrão solúvel	(5,0)
<b>Alcatrão Insolúvel</b>	<b>(6,5)</b>
<b>Gases não Condensáveis</b>	<b>25,0</b>
CO <sub>2</sub> (Dióxido de Carbono – 62%)	15,5
CO (Monóxido de Carbono – 34%)	8,5
H <sub>2</sub> Hidrogênio – 0,63%	0,16
CH <sub>4</sub> (Metano – 2,43%)	0,61
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> (Etano 0,13%)	0,03
(Outros)	0,20
<b>Total</b>	<b>100,0</b>

Tabela 2.5 – Composição química média dos produtos gasosos da destilação seca da madeira  
(Brito e Barrichelo, 1981)

<b>Produto</b>	<b>Porcentagem (%)</b>
Gás Carbônico	60
Monóxido de carbono	30
Metano	3
Hidrogênio	3
Vapores de ácido pirolenhoso	1,5
Outros	2,5

### **2.3. Tecnologias de produção de carvão vegetal**

Para a produção de carvão vegetal é necessário o fornecimento de calor em quantidade controlada para que ocorra apenas a degradação parcial da madeira. É através deste princípio que são realizados todos os processos práticos destinados a tal produção.

A carbonização é realizada em equipamentos simples, os fornos de carbonização, que proporcionam um ambiente com fonte limitada e controlada de oxigênio. Existem diversos tipos e classificações para estes fornos, porém, a análise deste trabalho tem foco nos fornos verticais de carbonização contínua (retorta).

Os principais modelos utilizados para a produção de carvão no Brasil são os fornos de alvenaria e os fornos metálicos. Os fornos de alvenaria, também denominados fornos convencionais, possuem formatos circulares e retangulares. Dentre os circulares, se destacam os fornos do tipo rabo quente, encosta e os de superfície. Os fornos de superfície vem sofrendo modificações com o passar do tempo, como no formato, tamanho, altura, diâmetro, capacidade de enformamento, número de aberturas, câmara de combustão externa, etc.

Dos modelos existentes, os fornos do tipo rabo quente (ou meia laranja) ainda são os mais utilizados, principalmente por pequenos produtores, devido a sua simplicidade e baixo custo. Mais da metade da produção brasileira é realizada nestes fornos, representando 60% da produção, já os fornos retangulares 20%, e os fornos de superfície 10% (Brito, 2010; Oliveira, 2012). Na Figura 2.4, pode ser visto os fornos do modelo Rabo Quente e, na Figura 2.5, os fornos de encosta.



Figura 2.4 – Forno do tipo Rabo Quente (Almado, 2014)



Figura 2.5 – Forno de encosta (Oliveira, 2009)

Geralmente, os fornos do tipo Rabo Quente, não possuem chaminé (Kato et al., 2005). Pinheiro et al. (2006), afirma que, o rendimento gravimétrico em carvão vegetal nesse sistema está na faixa de 25%, o que significa uma grande perda econômica e a subutilização da lenha enforada. O ciclo total de carbonização é em média sete (rabo quente) a doze dias (superfície), sendo sua capacidade individual de produção entre 50 toneladas (rabo quente) a 350 toneladas (superfície) de carvão por ano (CGEE, 2015).

É comum classificar os sistemas de produção de carvão de acordo com a origem do calor para o processo. No modelo tradicional de carbonização, parte da carga de madeira é queimada para fornecer calor ao processo. Durante a carbonização, há também uma produção de calor a partir de reações exotérmicas que ocorrem à medida que a estrutura da madeira se decompõe para formar carvão, o que complementa o calor derivado da queima de parte da carga. Neste caso, o calor necessário para a carbonização, é produzido pela combustão de cerca de 10 a 20% do peso da carga de madeira (CENBIO, 2008).

Já os sistemas com fonte externa de calor, são aqueles em que o fornecimento de calor se dá através de uma fonte externa (aquecimento elétrico, introdução de calor na carga pela queima externa de combustíveis sólidos, líquidos ou gasosos). Assim, o calor necessário para o processo não é obtido mediante a queima de parte da carga de madeira, o que eleva o rendimento do processo pois, teoricamente, toda madeira é convertida em carvão vegetal e gases (CENBIO, 2008).

Os locais onde concentram-se vários fornos de carbonização e é realizado as atividade de operação, recebimento da madeira e o despacho do carvão, são chamados de carvoarias. Porém, as tecnologias utilizadas no Brasil, devem ser aprimoradas pois, ainda possuem baixo nível de controle operacional. Mesmo com outras tecnologias disponíveis, o baixo investimento por parte dos produtores e os riscos da utilização de uma tecnologia desconhecida, faz com que a produção aconteça de forma arcaica (Brito, 2010).

A produção de carvão vegetal no Brasil, acontece em dois cenários distintos. Um deles, são os grandes produtores ou empresas, que possuem grandes áreas de florestas plantadas e grandes centros de carbonização, que utilizam preferencialmente fornos de grande capacidade e as operações são realizadas de forma mecanizada.

O outro modelo produtivo, são os pequenos produtores, que realizam a produção de carvão em áreas particulares ou de terceiros e optam por fornos de pequena capacidade e baixo investimento, sendo responsável por abastecer empresas independentes de ferro-gusa ou empresas produtoras de ferroligas e silício metálico. Estes fornos necessitam de muita mão de obra, principalmente para a realização da carga e descarga.

Com o desenvolvimento do setor, a partir dos anos 1980, grandes empresas como Vallourec, ArcelorMital, Acesita e Gerdau, começaram a construir grandes fornos retangulares de alvenaria para permitir a mecanização da carga e descarga, sendo estes, uma adaptação do forno Missouri americano. Estes, possuem uma alta capacidade de produção, alcançando 450 m<sup>3</sup> de madeira ou 250 toneladas em base seca, como no modelo RAC 700 (CGEE, 2015). Na Figura 2.6, pode ser visto um forno retangular.



Figura 2.6 – Forno retangular (Almado, 2014)

O forno retangular do modelo RAC 700, chega a produzir mais de 2.000 toneladas de carvão vegetal por ano e, o rendimento gravimétrico varia entre 30 e 33%. Com o passar do tempo, houve um aumento significativo no tamanho dos fornos retangulares como pode ser visto na Figura 2.7. Devido ao seu tamanho, as peças de madeira passaram a ser cortadas em tamanhos maiores, aumentando assim, a produtividade das florestas. Com a mecanização da carga e descarga, os custos foram reduzidos, principalmente, em relação à mão de obra. Neste sistema produtivo, o processo leva em média 18 dias para o completar o ciclo, sendo quatro a seis dias para a carbonização e dez a doze dias para o resfriamento do carvão (CGEE, 2015).

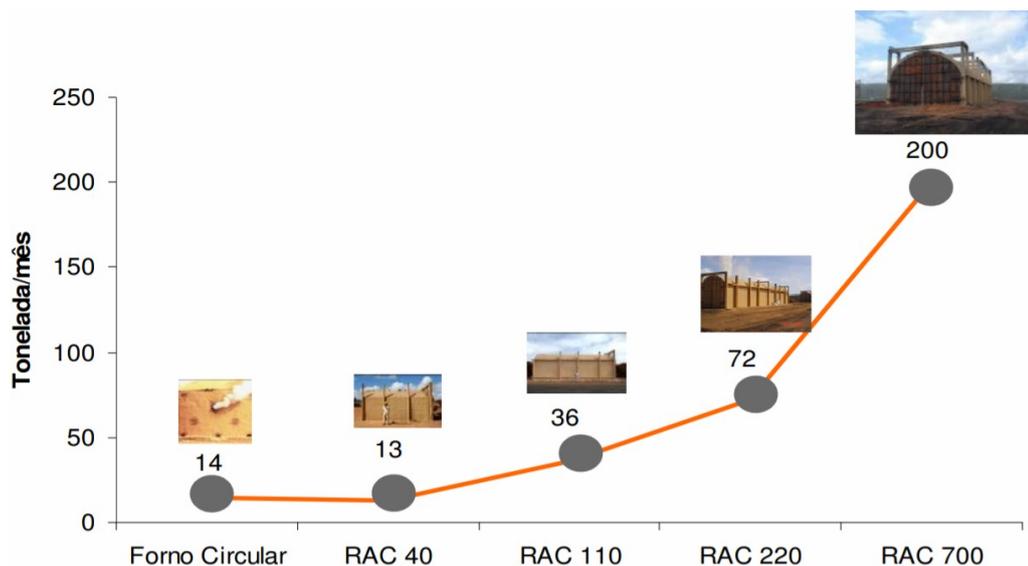


Figura 2.7 – Evolução dos fornos retangulares de carbonização de madeira (Almado, 2014)

As desvantagens dos fornos de alvenaria é que eles possuem baixa eficiência, são rudimentares, e operam por batelada, ou seja, após o forno ser carregado com madeira, ele é fechado e o carvão pode ser descarregado somente após o término do ciclo.

As empresas que utilizam os fornos retangulares tem investido em tecnologias capazes de aumentar o controle da carbonização e diminuir o tempo de resfriamento com a aplicação de trocadores de calor.

Outras tecnologias de carbonização, também foram criadas principalmente a partir dos anos 1990, como os fornos metálicos, se destacando os fornos do tipo container, como: Ondatec, DPC, Bricarbrás, FCR (Fornos Container Rima), entre outros (CGEE, 2015).

A tecnologia *Drying, Pyrolysis, Cooling* (DPC), é um modelo de produção de carvão semi-contínuo, que consiste em fornos metálicos retangulares que utilizam a energia dos gases da carbonização para a secagem da madeira e também para o próprio processo de carbonização. O modelo esquemático desta tecnologia, pode ser visto na Figura 2.8. Na figura 2.9, é mostrado os fornos desta tecnologia.

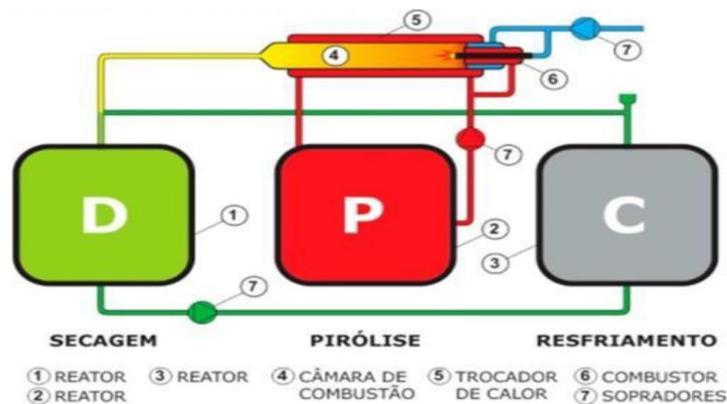


Figura 2.8 – Diagrama esquemático da tecnologia DPC (Raad, 2018)

O processo DPC, ocorre em três estágios distintos: no primeiro ocorre a secagem e a torrefação da madeira, onde seus componentes são parcialmente volatizados. Após o término da secagem, se inicia o processo de pirólise em que o calor necessário nesta fase, é proveniente da combustão dos gases do próprio processo. Em seguida, é realizado o resfriamento da carga. Devido a esta tecnologia utilizar os gases provenientes do próprio processo como fonte de energia, ela possui maior eficiência, altos índices de rendimento gravimétrico além de produzir um carvão mais homogêneo e de melhor qualidade.



Figura 2.9 – Fornos de carbonização DPC (DPC, 2019)

Outros modelos, como os fornos Bricarbras, são também construídos de material metálico no formato circular, que é colocado dentro de uma estrutura de alvenaria para garantir isolamento térmico e, após o processo de carbonização, ele é retirado para acelerar o resfriamento da carga. Este é um modelo produtivo considerado semi-contínuo. Os gases da carbonização são queimados assim como a madeira em uma fornalha de alvenaria e o calor produzido, é utilizado para a secagem e carbonização da madeira. O processo de carbonização leva de 8 a 10 horas e o resfriamento também pode chegar a 10 horas (Silva et al, 2015). O rendimento gravimétrico é em torno de 33%, porém, o alto custo de investimento e o carregamento manual da carga são as principais barreiras que impedem a utilização desta tecnologia (CGEE,2015).

Já a tecnologia Ondatec, vem sendo desenvolvida nos últimos dez anos. É também um forno metálico disposto horizontalmente, mas que utiliza micro-ondas como fonte de energia proveniente do sistema magnetron. Através de uma esteira rolante, os toletes de 20 cm entram na base do forno e segue através da esteira, num ambiente livre de oxigênio, recebendo energia dos magnetrons até se transformar em carvão vegetal.

Estas tecnologias ainda se encontram em estágio de desenvolvimento, requerem um alto investimento inicial e ainda não estão consolidadas. Já as retortas de carbonização contínua, foco deste estudo, são fornos cilíndricos metálicos, posicionados verticalmente. Este modelo, além de ter uma alta conversão de madeira em carvão, possui um sistema de recuperação e combustão dos gases que proporciona o fornecimento de calor para o próprio processo e o excedente, pode ser encaminhado para a geração termoelétrica (CGEE, 2015). Mais detalhes desta tecnologia, são apresentados nos itens a seguir.

## **2.4. Processo de carbonização contínua da madeira (retorta)**

Existem vários sistemas de carbonização contínua, alguns utilizam correias móveis, transportadores de parafusos, leitos fluidizados e similares. Embora são capazes de produzir carvão, a tecnologia ainda é cara e muitas vezes não são utilizados por razões econômicas.

O processo de carbonização contínua da madeira (retorta), foco deste estudo, é realizado em um forno metálico de formato cilíndrico (parte de aço inoxidável e parte de aço carbono) disposto verticalmente contendo um sistema para a queima dos gases. A madeira cortada em peças de 20 a 40 cm de comprimento é adicionada no topo do forno e desce, por gravidade, até a base, em contracorrente com os gases quentes da própria pirólise (Raad, 2018).

Durante a carbonização, a madeira desce vagarosamente pela retorta, passando pelas três zonas conhecidas do processo até completar o ciclo: secagem, carbonização e resfriamento (Rezende, 2001). Enquanto a madeira desce pela retorta o fluxo contracorrente ascendente de gases quentes seca a madeira e eleva sua temperatura até a de carbonização.

As retortas de carbonização contínua são consideradas os mais eficientes sistemas de carbonização do mundo para a produção de carvão, o rendimento gravimétrico pode chegar a 38% para o carbono fixo de 75% (Raad, 2018). Este sistema, também proporciona uma grande produção em um único equipamento, em alguns casos, a produção chega a ser equivalente a 350 fornos de alvenaria do tipo colmeia com capacidade de 35 m<sup>3</sup> de madeira. Além disso, as retortas proporcionam um melhor controle operacional do processo, melhor qualidade e homogeneidade do carvão produzido (Brito, 2010).

Inicialmente, a sua principal função era produzir alcatrão vegetal, muito utilizado na geração de energia e na indústria de carboquímicos em países da Europa e Oceania (Rezende, 2001; Raad e Melo, 2014). Porém a retorta contínua perdeu a competitividade para os produtos derivados de petróleo e reduziu sua participação no mercado no final do século passado e, atualmente, esta tecnologia é pouco utilizada. Em geral o arranjo da planta é mostrado na Figura 2.10.

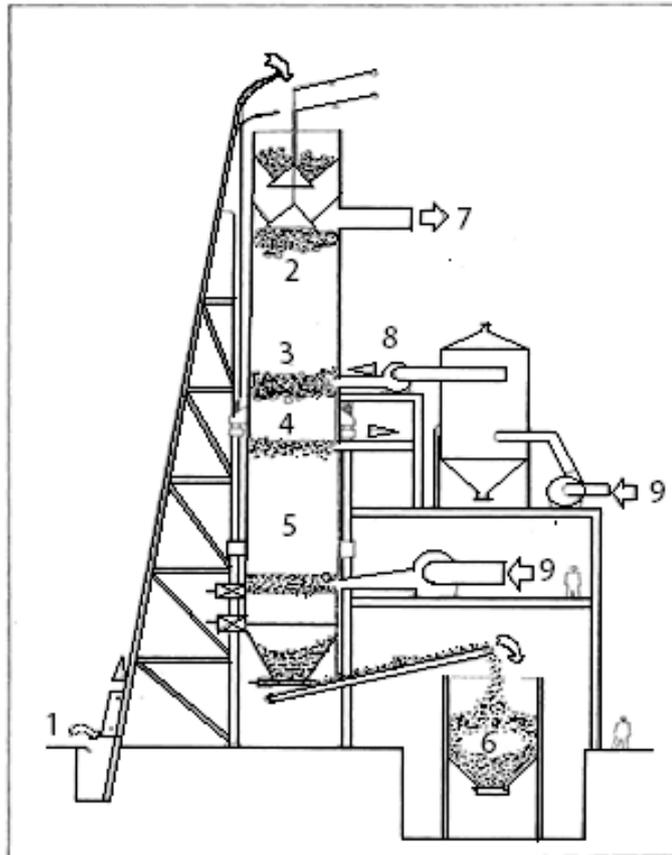


Figura 2.10 – Retorta de carbonização contínua (FAO, 1985)

1. Matéria prima 2. Zona de secagem 3. Estágio de destilação  
 4. Zona de carbonização 5. Zona de resfriamento 6. Carvão 7. Gases condensáveis e não condensáveis 8. Soprador de gás 9. Gases não condensáveis

Tipicamente a madeira leva 11 horas para passar pela retorta e sair como carvão na base do forno, que possui uma abertura, permitindo que o carvão finalizado seja removido em pequenas quantidades a cada 20 minutos.

O tempo para passar pela retorta e os intervalos para remoção de carvão na base podem ser controlados pelo operador, podendo variar de acordo com o teor de umidade da madeira, a taxa de saída de carvão desejada e a quantidade de carbono fixo requerida no produto.

O carvão deve ser resfriado antes de deixar a retorta, caso contrário poderia ocorrer sua combustão em contato com o ar. Como pode ser observado na Figura 11, o resfriamento é realizado injetando uma parcela dos gases não condensáveis já frios na parte inferior da retorta, que a medida que sobe, extrai o calor do carvão produzido conforme o carvão desce pela retorta até a descarga. O gás aquecido é retirado próximo da metade da retorta, logo abaixo do ponto em que o gás quente é injetado para carbonizar a madeira.

A circulação correta dos fluxos de gás é garantida através do controle das pressões em pontos críticos. O fornecimento de calor para o processo de carbonização é realizado através da queima de uma parcela do gás residual em um queimador, e o gás quente (por volta de 900°C), é injetado na retorta em um ponto acima daquele onde é extraído o gás de resfriamento. Isso elimina o alcatrão restante do carvão neste ponto e conclui a etapa de carbonização. O gás quente passa pela retorta aquecendo a carga, eliminando os voláteis que estão sendo liberados pela madeira (FAO, 1985).

O gás residual é coletado na parte superior da retorta e mantido a uma temperatura suficiente para evitar a condensação de alcatrões e outros voláteis na própria retorta e na tubulação associada. A alta eficiência térmica do processo de retorta Lambiotte, é devido ao fato de que os produtos do sistema, carvão vegetal e produtos voláteis deixam a retorta quase na mesma temperatura que a madeira entra. Nas instalações originais dessas retortas do modelo Lambiotte na Europa o gás da retorta era processado para recuperar os coprodutos químicos.

A madeira bem seca é essencial para minimizar a entrada de combustível extra e evitar a diluição excessiva do ácido pirolenhoso. Isto reduz os custos pelo fato de evitar a evaporação da água subsequente. Também, quanto maior a umidade da madeira, mais calor é necessário para secá-la. O consumo de energia quando o teor de umidade da matéria prima aumenta, não é o único problema. Alto teor de umidade inicial significa uma redução da capacidade instalada do sistema e baixa produção da planta. Esses problemas podem ser reduzidos se a madeira passar por um secador antes de entrar na retorta.

As peças de madeira são levadas até o topo do forno por um elevador e descem pela retorta, formando carvão, que é extraído na base. Os gases quentes são injetados na retorta por um soprador de gás, assim como os gases frios. O gás excedente passa pelos condensadores para separar os condensáveis, como o ácido pirolenhoso, enquanto os gases não condensáveis passam por um limpador de gás, sendo utilizados posteriormente.

A Figura 2.11, mostra um sistema típico completo para a produção de carvão em fornos contínuos com os principais componentes para a recuperação dos subprodutos.

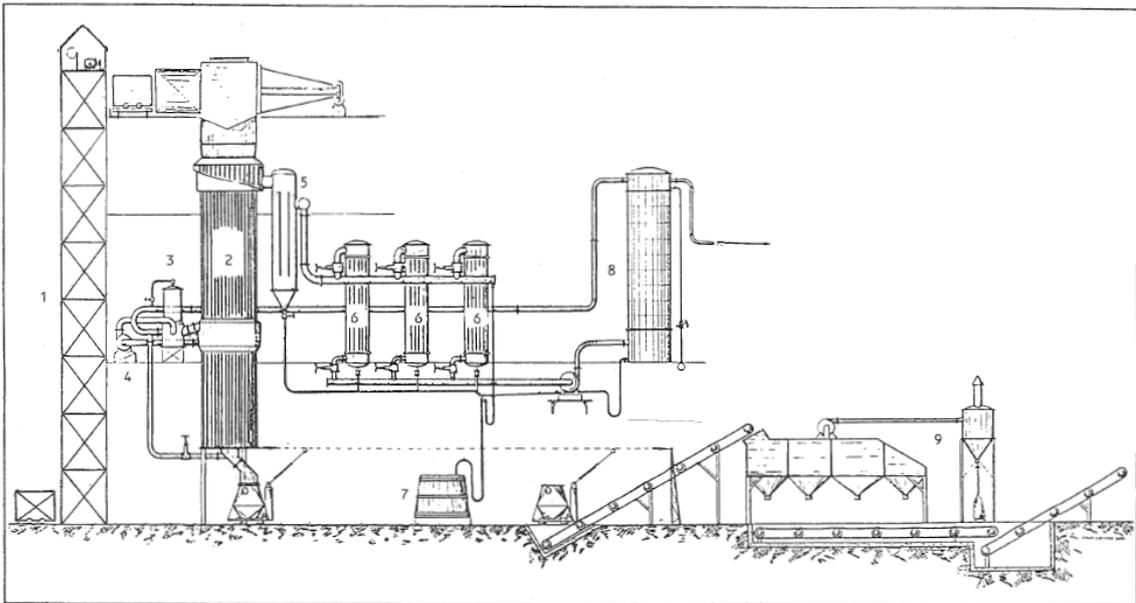


Figura 2.11 – Retorta contínua com recuperação dos subprodutos (FAO, 1985)

1. Elevador de madeira 2. Retorta 3. Queimador de gás para aquecimento 4. Soprador de gases quentes 5. Condensador de gás 6. Condensador de ácido pirolenhoso 7. Armazenador de ácido pirolenhoso 8. Filtro de gás efluente 9. Armazenador de carvão

A temperatura na retorta é configurada de acordo com a qualidade do carvão a ser produzido. Se esta temperatura não for atingida o carvão será queimado apenas parcialmente e a retorta irá parar gradualmente a operação, pois não produzirá o calor necessário para o processo. Algumas características típicas da retorta do modelo Lambiotte, são descritas abaixo:

- Tamanho da retorta: 18 metros de altura e 3 metros de diâmetro;
- Dados de entrada: aproximadamente 7.000 toneladas de madeira seca por ano;
- Rendimento típico: aproximadamente 2.500 toneladas de carvão por ano;
- Potência requerida para o processo de retorta: por volta de 25 kW de eletricidade;
- Água fria para o resfriamento do gás e dos filtros;
- Óleo ou gás natural para iniciar e aquecimento de emergência.

Um problema que afeta todos os carbonizadores construídos é a corrosão pelo ácido acético produzido durante a carbonização. Isso afeta particularmente os processos de retortas contínuas verticais por terem algumas partes em temperaturas favoráveis ao ataque dos vapores ácidos e também, pelo movimento descendente contínuo do material, que remove qualquer camada protetora que venha a se formar na superfície do metal, o expondo constantemente ao ataque

corrosivo. A corrosão pode ser evitada mas há um custo considerável pelo uso de aço inoxidável nas partes da retorta, onde a corrosão é acelerada.

No Brasil, duas grandes empresas investiram na retorta contínua: A Arcelor Mittal (antiga Belgo Mineira), operou uma planta na cidade de Turmalina (MG), de 1987 a 1993 (Latorre e Cunha, 2006), e atualmente a Vallourec Florestal (antiga V&M Florestal) opera uma planta desde 2008 na cidade de Paraopeba (MG).

Algumas barreiras dificultam que essa tecnologia seja utilizada em larga escala no Brasil, como o investimento inicial e a preparação da madeira, a qual deve ser cortada em tamanhos específicos (Raad e Melo, 2014). O custo de instalação chega a R\$ 3.000,00 a tonelada de carvão por ano (R\$/t. ano), enquanto os fornos retangulares é apenas R\$ 500,00 (Leme, 2016). A eficiência de conversão em termos de produção em massa de carvão pode chegar a 62%, ou seja, para cada 1 kg de carvão obtido, é necessário 1,6 kg de madeira com teor de umidade de 12,3% (Klavina, 2015).

Na Figura 2.12, é possível observar o alto rendimento energético de um sistema de carbonização contínua, chegando a 64% (Latorre, 2017). Além disso, uma vantagem dos processos contínuos de carbonização é que a composição dos gases é praticamente constante durante todo o processo, facilitando sua queima para a geração de energia elétrica e também para o fornecimento de calor para o próprio processo.

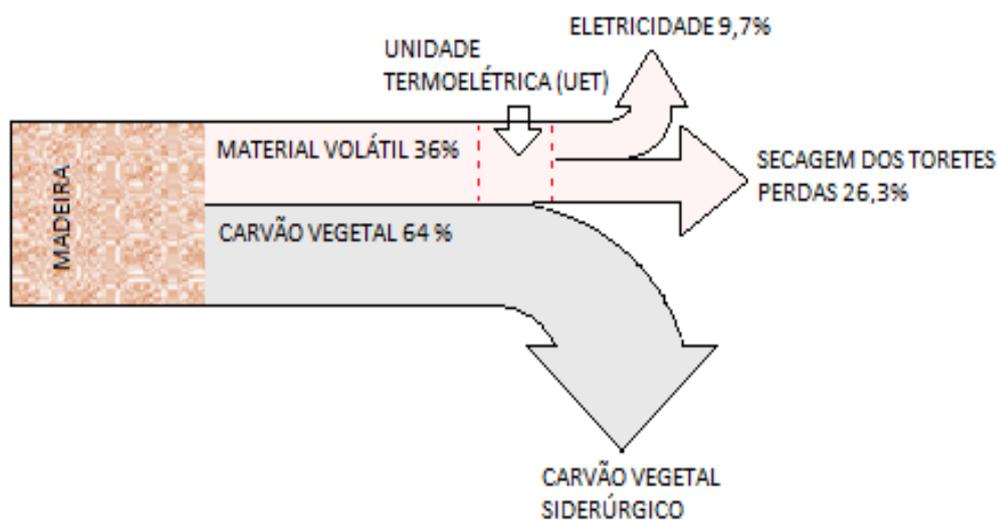


Figura 2.12 – Balanço de energia típico para o processo de carbonização contínua com 64% de carbono fixo (Latorre, 2017)

### 2.4.1. O processo Lambiotte

Este processo foi originalmente desenvolvido por Auguste Lambiotte no início dos anos 1940 e é considerado a melhor tecnologia de carbonização contínua de madeira para produzir carvão vegetal para seus diversos usos. A Figura 2.13, mostra um modelo típico de uma retorta do modelo Lambiotte.

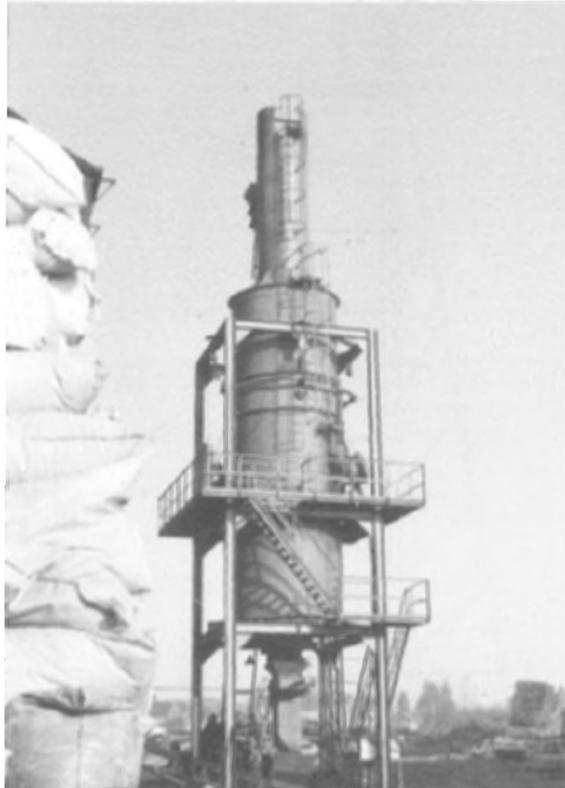


Figura 2.13 - Foto de uma retorta (FAO, 1985)

Particularmente, este processo se trata de um método contínuo de produção de carvão, no qual a madeira, preferencialmente seca, é adicionada no topo de um forno vertical, ou retorta, no qual os gases residuais são utilizados para o fornecimento de calor para o próprio processo e também para resfriar o carvão produzido. A diferença entre este modelo de retorta e o modelo descrito no item anterior, é que os gases responsáveis por resfriar o carvão não são removidos antes do ponto onde os gases quentes são injetados, eles sobem passando por toda retorta até serem extraídos no topo.

Normalmente, em processos de carbonização contínua, uma desvantagem é que o progresso da carbonização não pode ser alterado aumentando a taxa ou o fluxo de gases pois, os gases

precisam ser aquecidos na zona de resfriamento e qualquer aumento na taxa ou fluxo, resultaria em temperaturas mais baixas e o processo iria parar gradualmente (Lambiotte, 1938).

Já o modelo de carbonização contínua Lambiotte, tem como objetivo acelerar o processo, aumentando o rendimento dos produtos destilados como ácido acético e metanol. De acordo com Lambiotte (1938), a madeira ou o material a ser carbonizado é aquecido por uma corrente de gases quentes que circula pela retorta em contracorrente à madeira. Estes gases são aquecidos fora da retorta e são introduzidos em um ponto intermediário, nas imediações da zona de carbonização. Outra parcela dos gases são resfriados e introduzidos perto, ou na saída do material já carbonizado para o resfriamento do carvão.

As taxas de suprimento de gases quentes e dos gases frios na retorta, são controladas independentemente, sendo possível obter uma boa eficiência no resfriamento do carvão e ainda controlar a temperatura na zona de carbonização (Lambiotte, 1938). O sistema Lambiotte de produção de carvão vegetal pode ser visto na Figura 2.14.

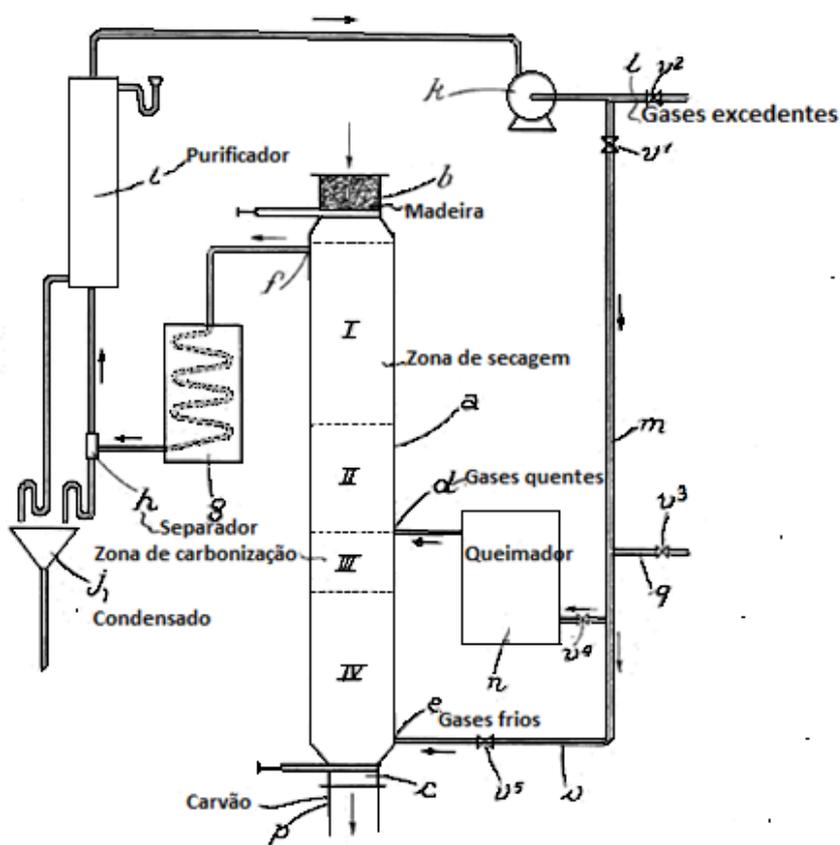


Figura 2.14 - Modelo de uma retorta Lambiotte (Adaptado de Lambiotte, 1938)

A Figura 2.14, apresenta o modelo de retorta SIFIC Lambiotte. No topo observa-se uma câmara de entrada para as peças de madeira a serem carbonizadas e, na base, a saída de descarregamento

do carvão. Na operação, os gases quentes são introduzidos dentro da retorta em um ponto intermediário “d”, os gases frios são introduzidos perto da saída do carvão em “e”, e os produtos gasosos da destilação são extraídos no topo em “f”.

Os produtos da destilação que são capturados em “f”, são levados para um sistema de resfriamento “g”, seguindo para um separador “h” e, posteriormente, para um purificador de gás em “i”, já os produtos dos gases condensáveis são coletados em “j”. Um soprador em “k” força os gases residuais a passar pela tubulação “l” para remoção do excesso de gás. Pela tubulação “m” passa a porção de gases que irá para o queimador “n” e em seguida para a entrada de gás quente “d”, enquanto outra porção passa pelo tubo em “o” para a entrada de gases frios em “e”. Neste processo considera que a válvula “v1” se encontrará totalmente aberta, a válvula “v2” é parcialmente aberta, permitindo a regulagem do fluxo de excesso de gás para fora do sistema. A válvula “v3” permanece fechada enquanto as válvulas “v4” e “v5” são parcialmente abertas para regular o suprimento de gases em “d” e em “e” respectivamente.

A quantidade de madeira a ser processada na retorta durante a operação e o fluxo de gases quentes em “d” e dos gases frios em “e” podem ser regulados, tanto que ao chegar no ponto “d”, a madeira descendente atinge a temperatura na qual a carbonização é iniciada. Contudo, a madeira desce gradualmente e sucessivamente pela zona de secagem I e a zona de torrefação II, enquanto o fluxo de gases quentes introduzidos em “d” e os gases frios introduzidos em “e” e aquecidos na porção inferior da retorta sobem em contracorrente à carga de madeira. A zona de carbonização III, é iniciada no nível indicado por “d”, ou perto dele. Em seguida, a zona de resfriamento IV, na qual o carvão passa em contracorrente ao fluxo ascendente de gases frios introduzidos em “e”.

Segundo Lambiotte (1985), a carbonização se estende além da entrada de gases quentes, na mesma direção de movimentação da carga de madeira. Devido ao fato de que os gases frios são continuamente introduzidos na base da retorta, os produtos voláteis da destilação que são formados na zona de carbonização III, além do ponto “d”, onde são introduzidos os gases quentes, permanecem em contato com o carvão a altas temperaturas apenas por um curto intervalo de tempo, e os produtos voláteis não se decompõem, mesmo passando pelo material na zona de carbonização a altas temperaturas.

Na prática, a temperatura dos gases quentes em “d” varia em média de 300°C a 600°C, enquanto a temperatura dos gases frios introduzidos em “e” está abaixo de 40°C. Os gases e os vapores que saem da retorta em “f” devem estar a uma temperatura suficiente para garantir que os produtos da destilação não condensem ao entrarem em contato com as tubulações de saída da retorta. Por isso é desejável que a temperatura dos gases ao deixar a retorta seja de pelo menos

100°C. Para carbonizar 1m<sup>3</sup> de madeira, é necessário uma quantidade por volta de 800 a 2.000 m<sup>3</sup> de gases, dos quais 150 a 200 m<sup>3</sup> são usados como gases frios (Lambiotte, 1985).

O sistema de retorta, permite o total controle da carbonização, pois a taxa de deslocamento da madeira e a taxa de fluxo de gases quentes e frios são ajustados como desejados. Os gases formados na zona de carbonização, que se estende além da entrada de gases quentes é varrida com os gases da refrigeração. Sob estas condições, ao variar a taxa de fluxo dos gases de resfriamento, é possível controlar o calor na retorta e a zona de reação exotérmica pode ser facilmente acertada por testes de temperatura. Contudo, se a zona exotérmica estiver situada acima da entrada de gases quentes, a temperatura na retorta aumentaria, chegando a valores acima da temperatura dos gases introduzidos em “d”.

Com uma retorta de 5 metros de altura e diâmetro de 2 metros, é possível carbonizar uma tonelada de madeira por hora, utilizando as peças de madeira de 30 cm de comprimento e 8 cm de diâmetro. Simultaneamente, são necessários 900 m<sup>3</sup> de gases a 600°C, introduzidos em um ponto a 1/5 da altura da retorta, e 150 m<sup>3</sup> de gases à temperatura ambiente na base da retorta, perto da saída do carvão. Sob estas condições, a zona de carbonização é formada abaixo do nível onde os gases quentes são introduzidos na retorta. Os gases formados durante o processo saem na parte superior da retorta a temperatura de 100°C aproximadamente e na base 230 kg de carvão por hora com alto teor de carbono são descarregados dentro de um recipiente (Lambiotte, 1939).

Os rendimentos de ácido acético e metanol são aproximadamente 15 a 30% maior que em sistemas descontínuos de carbonização. A separação dos produtos da destilação dos gases de circulação pode ser realizada através de uma planta de recuperação de subprodutos líquidos. Como os gases quentes de circulação não entram em contato com o carvão, é possível realizar sua circulação sem que estejam completamente separados dos produtos destilados. Contudo os produtos da destilação ficarão concentrados nos gases e, se desejado, eles podem ser separados apenas na ramificação do circuito “o” levando os gases não aquecidos para a base da retorta ou para a tubulação “l” no qual o excesso de gás é removido do circuito.

É possível introduzir os gases aquecidos em diferentes pontos e a diferentes temperaturas dentro da retorta por circuitos separados. Neste caso menos gases altamente aquecidos podem ser introduzidos em zonas de temperaturas mais baixas, assim como na zona de secagem.

A temperatura máxima na retorta depende essencialmente da taxa de fluxo e da temperatura dos gases quentes. A zona de maior temperatura pode ser aumentada ou diminuída pela taxa de fluxo de gases quentes.

Em um estudo realizado por Klavina (2016), a temperatura das zonas de secagem, carbonização e resfriamento foram medidas e mostrou-se que, no final da zona de secagem, houve uma variação de 402,85 até 518,49°C e, 50% das vezes a temperatura de trabalho estava entre 480°C e 506°C. Já a temperatura no início da zona de secagem variou de 85,4 até 150°C e 50% das vezes a temperatura registrada foi de 113 a 136°C.

A temperatura no início da zona de resfriamento variou de 362,2 até 401,6°C. As medições realizadas mostraram que 50% das vezes a temperatura variou entre 371,0 a 387,0°C. No final da zona de resfriamento, onde o gás frio é introduzido, os dados mostraram que a temperatura varia entre 9,6 a 89,8°C. A diferença de temperatura na zona de resfriamento registrada foi de 348°C até 356°C em mais da metade das medições realizadas (Klavina, 2016).

A temperatura média registrada no topo da zona de carbonização foi de aproximadamente 569°C, enquanto na base a média de temperatura foi de 547,2°C. No processo em geral, a diferença de temperatura foi insignificante entre a base e o topo da zona de carbonização. Com isso, o arranjo de temperatura no processo de pirólise pode ser considerado estável (Klavina, 2016).

#### **2.4.2. Processo de Carbonização Contínua CARBOVAL**

A retorta contínua CARBOVAL, é uma tecnologia utilizada pelo grupo Vallourec Soluções Tubulares do Brasil, que patenteou algumas partes do equipamento, sendo baseada no modelo Lambiotte, mas possui algumas diferenças. A principal delas, está na circulação dos gases, sendo que o gás proveniente da combustão no queimador não entra na retorta, e sim em um trocador de calor para aquecer uma outra parcela do gás de circulação, que não foi queimada, para que este possa ser de fato injetado na retorta. O intuito da tecnologia é o máximo rendimento gravimétrico possível somado à queima de gases para o aproveitamento de energia térmica para o próprio processo e para a geração de eletricidade. Para isso, ela possui um sistema periférico para realizar o controle da temperatura da carbonização e do queimador de gases (Raad, 2018). O modelo esquemático da planta pode ser visto na Figura 2.17, assim como, os seus respectivos fluxos de sólidos e gases da tecnologia.

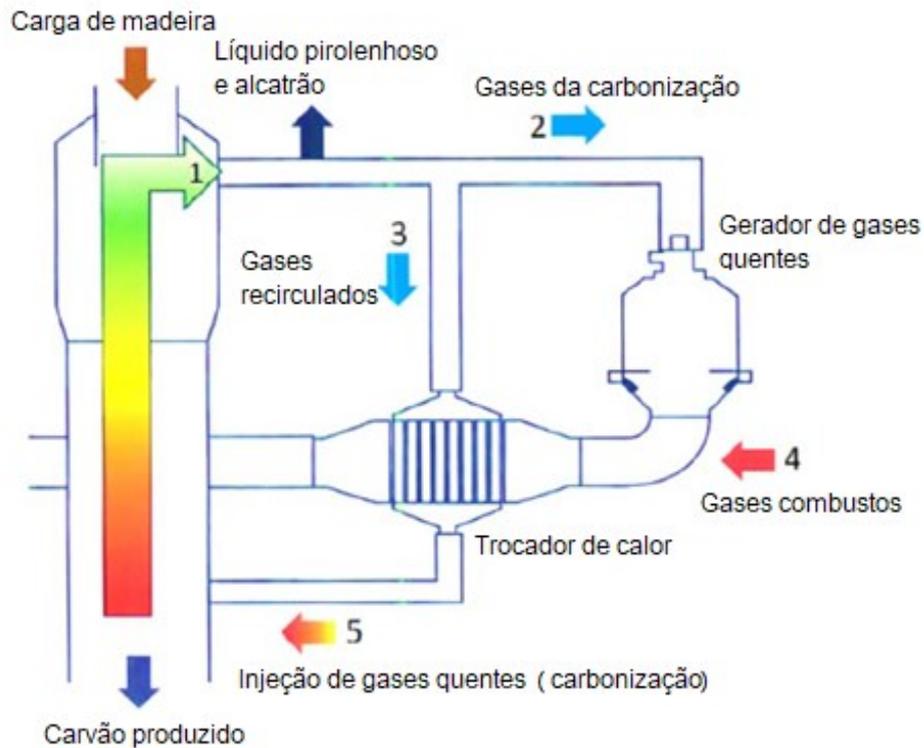


Figura 2.15 - Reator de Carbonização Contínua Carboval com Fluxo de sólidos e gases (Carboval, 2017)

Como pode ser observado na Figura 2.15, uma parte dos gases residuais é encaminhada para um queimador, onde é queimado, e os gases quentes provenientes da queima, são enviados ao trocador de calor para elevar a temperatura da parcela de gás que será de fato introduzida na retorta. Os gases que são queimados no queimador, são liberados na atmosfera após passarem pelo trocador de calor. Assim, os gases provenientes da queima no queimador não entram na retorta.

A energia para a transformação da madeira em carvão vegetal vem, portanto, da combustão do próprio gás produzido continuamente durante o processo, e o gás a ser injetado, entra na retorta na temperatura desejada, o que permite alcançar altos rendimentos gravimétricos.

A Figura 2.16, apresenta o fluxo de materiais do processo Carboval. No forno, é adicionado apenas madeira e uma parcela de gases quentes oriundos do trocador de calor. O carvão vegetal é então obtido, sendo o principal produto do processo que, tem como subprodutos o alcatrão e gases condensáveis e não condensáveis. Estes gases e o alcatrão, podem ser enviados à geração secundária de energia, ao queimador de gás onde é misturado com ar atmosférico para sua combustão, ou enviado ao trocador de calor, onde sairá a uma alta temperatura para ser injetado na retorta, fornecendo calor ao processo.

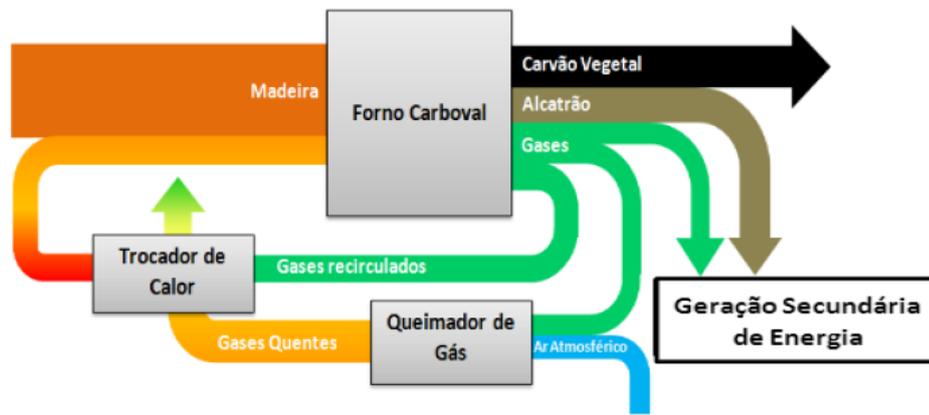


Figura 2.16 – Fluxo de materiais no processo (Carboval, 2017)

Este é provavelmente o processo de produção de carvão mais sofisticado pela qualidade e o rendimento do carvão que produz, mas há outros processos de carbonização contínua que são comercialmente usados (Raad, 2018).

O comportamento real do perfil térmico do forno CARBOVAL, é mostrado na Figura 2.17, onde cada linha corresponde a um termopar em posição equivalente à torre ao lado do gráfico. É possível perceber que o perfil térmico do forno, é praticamente constante, com isotermas horizontais, o que indica que todas as peças de madeira são submetidas às mesmas condições dentro do forno.

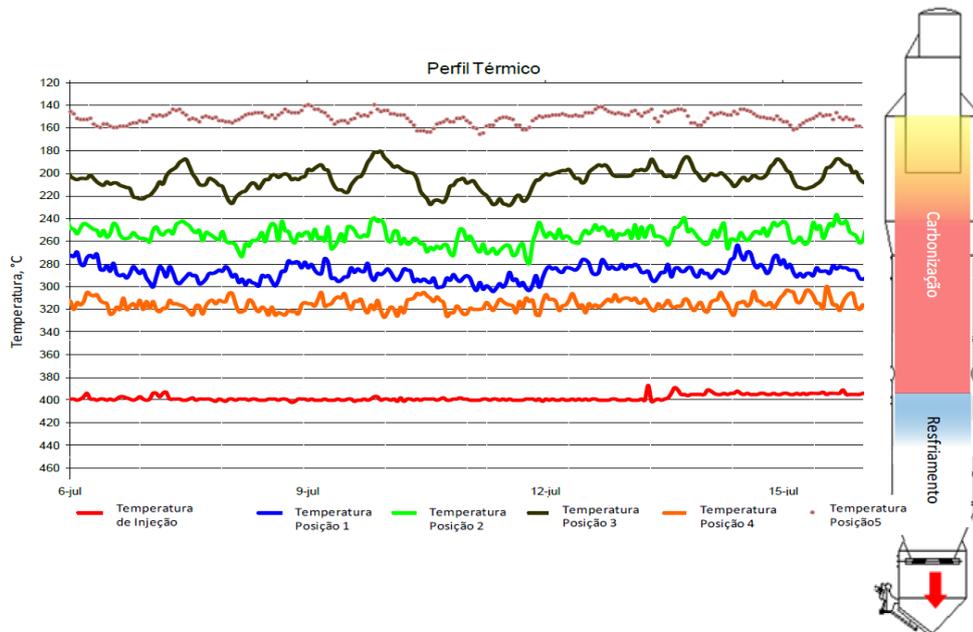


Figura 2.17 - Perfil térmico do forno de carbonização contínua (Carboval, 2017)

O perfil térmico do forno pode ser controlado através da circulação de gases aquecidos na temperatura desejada, como também, através da taxa de descarga do carvão na base do reator, ou ainda, pela umidade da madeira carregada. Desta forma, é possível um domínio e acompanhamento completo sobre as principais variáveis da carbonização, tornando possível um ajuste automatizado do processo.

Uma grande vantagem deste processo é que a composição química dos gases da pirólise produzido possui baixa variabilidade ao longo do tempo. Com a possibilidade de controle das etapas de carbonização, torna possível a utilização destes gases em processos de geração termoelétrica, uma vez que sua queima é estável e constante.

Uma análise realizada por Latorre (2017), mostrou a distribuição de energia deste processo afim de avaliar o potencial energético da tecnologia em escala industrial com informações reais de operação. Para isso, utilizou-se como parâmetro no balanço um carbono fixo igual a 71%, o que implicou em um rendimento gravimétrico igual a 42%.

A distribuição de energia da madeira após a transformação em carvão é mostrado na Figura 2.18. Este processo possui um rendimento energético de 63% para a produção de carvão vegetal. Da energia restante, 6% é o aporte de energia necessário para a pirólise e 31% da energia total contida na madeira tem potencial para a geração de energia elétrica.

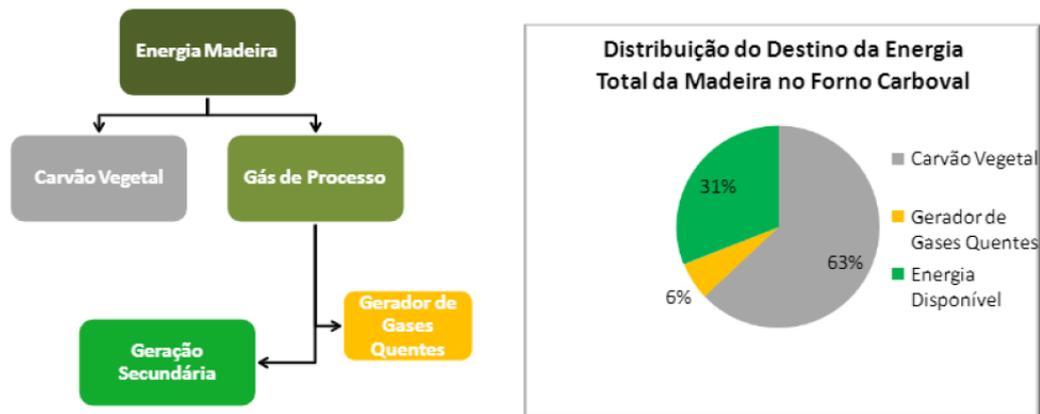


Figura 2.18 - Distribuição de energia nos fornos Carboval (Carboval, 2017)

Esta tecnologia também permite o aproveitamento não só dos gases e do alcatrão residual como também, dos resíduos florestais, como galhos, folhas e cascas. Estes podem ser utilizados na geração de energia elétrica, necessitando apenas de um queimador apropriado que permita a queima também, dos resíduos florestais.

## 2.5. Recuperação dos Subprodutos da Carbonização Contínua

No processo de pirólise a madeira se decompõe em uma variedade de substâncias, dentre as quais o produto principal é o carvão. Assim como o carvão, produtos líquidos e gasosos também são produzidos, podendo ser coletados dos vapores que saem da retorta.

Os líquidos são condensados quando os vapores quentes da retorta passam por um condensador. Os gases não condensáveis passam direto e normalmente são queimados para o aproveitamento da energia que eles contém. O gás da madeira, como é chamado, tem um baixo poder calorífico (por volta de 10% do gás natural) (FAO, 1985).

Como já mencionado, o avanço da indústria petroquímica fez com que a recuperação dos subprodutos da carbonização da madeira se tornasse uma atividade não atrativa economicamente em algumas situações. Apesar disso, há ainda uma demanda desses subprodutos em alguns países em desenvolvimento e este setor da indústria provavelmente se manterá. Com isso, a possibilidade de recuperação dos subprodutos se faz importante, mesmo que as plantas de carbonização atualmente não realizem, ela é fundamental, pois permite o melhor aproveitamento dos subprodutos gerados no processo.

O maior obstáculo para a recuperação dos subprodutos é o preço relativamente alto dos equipamentos e o baixo preço oferecido pelos produtos químicos obtidos como o ácido acético e metanol.

Quando os gases da carbonização são lançados na atmosfera como ocorre nas tecnologias mais simples, a energia química e térmica contida nesses gases é perdida e isso reflete na eficiência e no custo do processo de produção de carvão.

Uma forma simples de recuperar os subprodutos a partir do gás residual, é coletar o alcatrão condensado nos condutos do carbonizador. Este alcatrão da madeira tem um valor econômico definido e é relativamente simples de ser coletado. Infelizmente para recuperar outros subprodutos do gás, é necessário uma refinaria de maior escala, o que requer um investimento elevado.

Na maioria dos casos, os gases condensáveis e não condensáveis são utilizados para fornecer calor à carbonização, queimando-os com ar, de maneira adequada em um queimador que faz parte da retorta completa. Os gases com o seu alto teor de alcatrão são difíceis de manusear principalmente quando estão frios. O alcatrão é pegajoso e obstrui as tubulações e as válvulas e, limpá-los é difícil e caro. Quando os gases efluentes são utilizados para o aquecimento da retorta ou para a geração de eletricidade, é essencial mantê-los quentes desde a saída da retorta

até a entrada do queimador, onde serão queimados. Isso evita a deposição do alcatrão (FAO, 1985).

Se for necessário realizar a recuperação dos subprodutos químicos, os gases passam diretamente para os limpadores de gases e condensadores de alcatrão. O líquido condensado com o alcatrão, nesta fase, é conhecido como ácido pirolenhoso bruto e deve ser armazenado para permitir a separação do alcatrão insolúvel, que pode ser decantado.

O gás passa sem alteração pelos condensadores e uma pequena quantidade de alcatrão pode ser encontrado devendo ser separado posteriormente ou o gás contendo alcatrão pode ser queimado diretamente para aquecer a retorta. Infelizmente, os gases oriundos da carbonização da madeira tem um baixo poder calorífico, mesmo se os condensáveis incluindo o alcatrão forem removidos. A quantidade total de calor que os gases da carbonização produz, não é suficiente, a menos que esteja sendo processada madeira seca. O custo de outras fontes de calor (madeira, óleo ou gás natural), devem ser compensados pelos lucros obtidos com a recuperação do subprodutos. A Figura 2.19, mostra um modelo esquemático de uma planta de carvão com recuperação dos subprodutos como o ácido pirolenhoso e alcatrão.

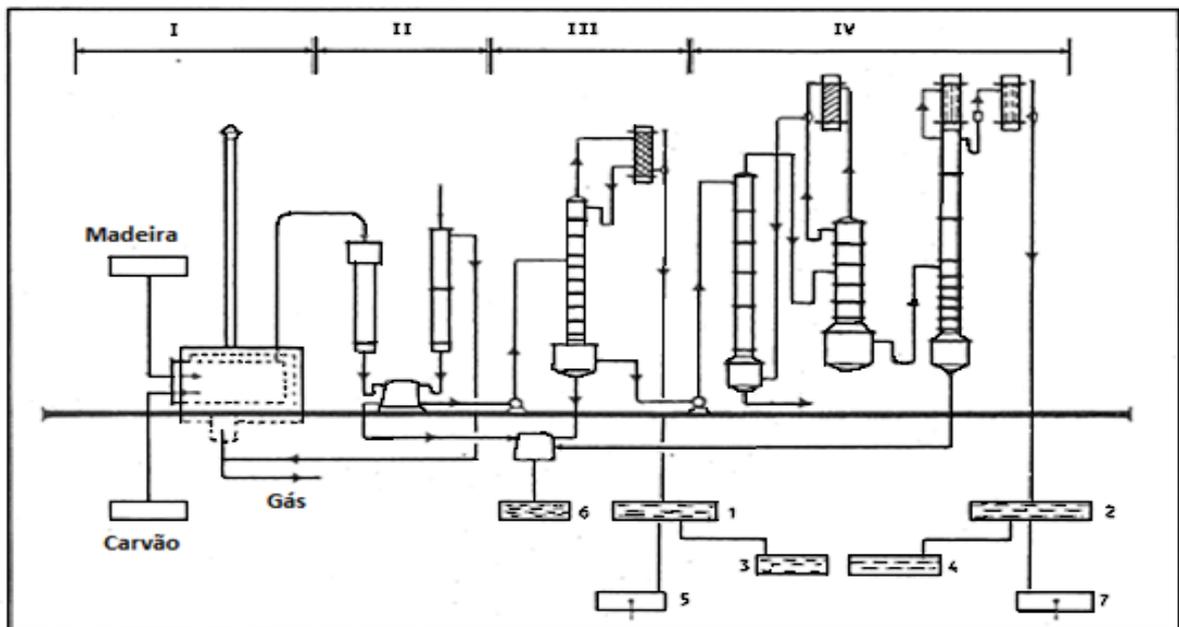


Figura 2.19 - Planta de carbonização com refinaria de recuperação dos subprodutos químicos (FAO, 1985)

I. Carbonização II. Recuperação do ácido pirolenhoso III. Planta de metanol IV.

Concentração de ácido acético

1. Metanol cru 2. Ácido acético 3. Metanol 4. Ácido acético 5. Álcool de metilação 6. Alcatrão 7. Disposição de água residual

Como pode ser observado na Figura 2.16, o gás efluente do processo é encaminhado à planta de recuperação dos subprodutos líquidos, onde estão localizados os condensadores e demais equipamentos para a separação do alcatrão insolúvel, ácido acético e metanol. Obviamente, antes de investir na recuperação dos subprodutos, estudos cuidadosos são necessários para garantir a viabilidade financeira do investimento.

Contudo, o alcatrão pode ser recuperado com equipamentos relativamente simples. Primeiramente, há dois tipos de alcatrão produzido. O alcatrão insolúvel em água e o alcatrão solúvel em água. A maioria do alcatrão solúvel em água é recuperado na base dos equipamentos primários onde metanol, ácido acético, acetona, etc., é separado. Infelizmente o alcatrão solúvel tem um uso comercial muito pequeno. A maioria do alcatrão insolúvel é separado quando os vapores da retorta passam pelos condensadores e é recuperado por decantação da mistura de alcatrão solúvel em água e ácido pirolenhoso. Pequenas quantidades desse alcatrão são recuperados de várias partes do sistema de manuseio de gás.

Os equipamentos necessários para refinar o alcatrão caso não seja vendido simplesmente como alcatrão bruto, são duas destilarias e uma coluna retificadora. O alcatrão pode ser separado em três frações. I é apenas adequado como combustível. II e III contém materiais úteis e podem ser separados em uma planta de destilação de alcatrão. Este é um processo químico complexo e requer operadores e administradores qualificados e também, um volume de matéria-prima significativa para fazer o processo valer a pena. Por isso as instalações de destilação de madeira compram alcatrão de vários produtores para aumentar a quantidade disponível para processamento e portanto tendem a ser encontrados somente nos países que possuem uma indústria química bem desenvolvida (FAO, 1985).

## **2.6. Tecnologias de conversão energética**

Neste item, será realizada uma descrição das tecnologias de conversão energética mais apropriadas para o aproveitamento dos gases residuais e do alcatrão insolúvel, provenientes do processo de carbonização contínua. Diversas tecnologias podem ser adaptadas, porém, para a seleção do equipamento é necessário considerar a qualidade do combustível.

Os gases formados durante o processo de pirólise consiste em uma mistura de gases não condensáveis (CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>), gases condensáveis, vapor de água e alcatrão. A presença de água reduz o poder calorífico, enquanto o alcatrão presente na mistura, torna o uso do gás inadequado em equipamentos mais sensíveis como motores de combustão interna e turbinas a gás (Miranda et al., 2013).

Assim, os gases da carbonização da madeira, podem ser utilizados a partir da sua queima direta, em dispositivos de combustão externa. Para isso, as tecnologias que melhor se adequam para a conversão energética dos gases da carbonização contínua são: o Ciclo Rankine convencional e o Ciclo Rankine Orgânico (ORC - *Organic Rankine Cycle*). Estas tecnologias são acessíveis para a faixa de potência provável para a cogeração em plantas de carbonização (Bailis et al., 2013).

A potência disponível em uma carvoaria é acessível para a faixa de potência do ciclo Rankine Convencional, embora sua eficiência possa ser baixa e o custo de investimento elevado. Já os ORC's, possui uma melhor eficiência para esta faixa de potência (Vilela, 2014).

Estas tecnologias de combustão externa também possibilitam a utilização dos resíduos florestais, tais como folhas, cascas e galhos, como combustível complementar na geração de eletricidade (Vilela, 2014). Assim, há um melhor aproveitamento das florestas plantadas, além de permitir um aumento na eletricidade gerada.

A seleção das tecnologias, também considera outros fatores como o estado atual, sua adequação aos gases da carbonização e, também, seu crescente uso em aplicações com energias renováveis.

### **2.6.1. Ciclo Rankine a Vapor**

O ciclo Rankine a vapor é um ciclo termodinâmico capaz de converter calor em trabalho, sendo muito utilizado para o aproveitamento energético da biomassa entre outros combustíveis, mundialmente. O calor é fornecido externamente a um ciclo fechado, geralmente pela queima do combustível ou pela fissão nuclear.

Os componentes principais de uma planta de potência são: turbina, condensador, gerador, misturador, bomba de água e evaporador. Neste caso, a água é utilizada como fluido de trabalho, já os combustíveis utilizados podem ser sólidos, líquidos ou gasosos. Além de ser uma tecnologia conhecida e utilizada mundialmente em aplicações com biomassa, é comprovada e disponível comercialmente.

Na Figura 2.20, é mostrado um esquema simplificado de um Ciclo Rankine Convencional. A energia proveniente da queima de um combustível é utilizada para elevar a temperatura da água, que é pressurizada por uma bomba, até que passe para o estado vapor para então acionar a turbina que produz trabalho. O vapor segue para o condensador e após condensado segue novamente para a bomba.

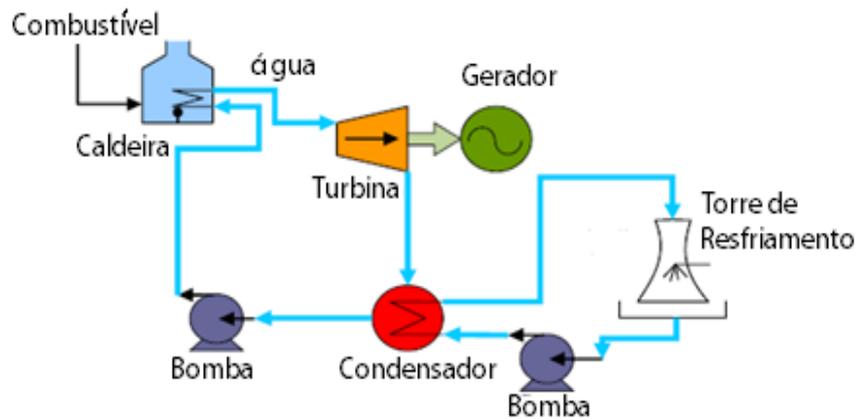


Figura 2.20 – Esquema simplificado de uma planta de potência a vapor (Vilela, 2014)

O dimensionamento dos equipamentos do ciclo Rankine a vapor ideal (bomba, caldeira, turbina condensador, etc.), é realizado utilizando os princípios básicos da termodinâmica, como; conservação da massa, primeira lei da termodinâmica (conservação de energia), e segunda lei da termodinâmica. Para isso, é considerado as hipóteses de que o processo ocorre em regime permanente e as energias cinéticas e potenciais são desprezíveis por serem pequenas em relação ao trabalho e à transferência de calor.

A diferença entre os ciclos Rankine ideal e real, ocorre devido às irreversibilidades presentes nos componentes do ciclo. O diagrama T-s do ciclo Rankine real e ideal básico é apresentado na Figura 2.21.

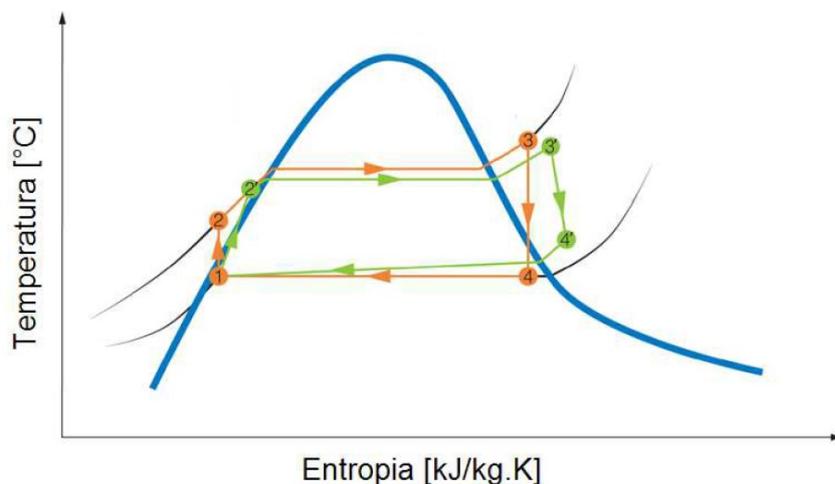


Figura 2.21 – Diagrama T-s de um Ciclo Rankine básico (Leme, 2016)

A Figura 2.17, ilustra os principais processos que ocorrem em uma planta baseada no ciclo a vapor ideal são:

- 1-2 Compressão isentrópica do fluido na bomba

- 2-3 Transferência de calor para o fluido de trabalho a pressão constante na caldeira
- 3-4 Expansão isentrópica do fluido de trabalho através da turbina até a pressão do condensador
- 4-1 Transferência de calor do fluido a pressão constante no condensador

O ciclo Rankine real (representado pela linha verde na Figura), apresenta irreversibilidades relacionadas a cada estágio, entre elas, o atrito do fluido, que causa queda de pressão na caldeira, no condensador e nas tubulações. Também, as perdas de calor para a vizinhança à medida que o fluido escoar pelo ciclo, exigindo maior entrada de energia para manter a mesma potência líquida. Quanto às irreversibilidades na bomba e na turbina, exigem maior atenção, pois, a bomba irá consumir mais trabalho para pressurizar o líquido e a turbina produzirá menos trabalho.

O ciclo Rankine a vapor de água é geralmente utilizado em usinas termelétricas, sendo responsável por prover grande parte da energia consumida no mundo. Devido ao seu uso em larga escala, nas últimas décadas, diversas melhorias foram implementadas buscando aumentar sua eficiência, entre elas, a recuperação de energia dos gases de exaustão, melhorias na combustão, equipamentos mais eficientes, aumento da pressão e temperatura do ciclo, aquecimento, adição de regeneradores, entre outras. Mas, mesmo com todas as melhorias, o ciclo possui eficiência limitada pela eficiência de Carnot e a segunda lei da termodinâmica (Zhu, 2015).

De acordo com os parâmetros de operação e da potência instalada, o ciclo possui baixa eficiência térmica (variando entre 7 a 15% para uma pressão típica de 20 bar). A eficiência final do ciclo também está diretamente ligada a eficiência dos principais componentes, como a turbina, que pode ser de contrapressão ou condensação (Silva et al., 2015). Geralmente, o Ciclo Rankine Convencional é mais viável, do ponto de vista técnico e econômico, para plantas de potência elétrica superiores a 2-3 MWe (Silva et al., 2019).

Para plantas de maior potência, o custo específico da central tende a ser menor pois, o aumento na potência não causa um aumento no custo de fabricação equivalente. Por este motivo, sistemas entre 1 a 5 MW possui um custo específico mais elevado (Leme, 2016).

Assim, para plantas de pequena escala, esta tecnologia não é muito recomendada (<2MWe), por isso, não há muitas opções comerciais. Além disso, é necessário uma fonte de água para extrair o calor no condensador ou, o ar deve ser utilizado, diminuindo ainda mais sua eficiência (Lora e Nascimento, 2004).

Para conseguir um aumento na eficiência em plantas de menor potência, pode-se utilizar motores alternativos como expansores de parafuso, motores a vapor e turbinas radiais, ao invés de turbinas axiais. Porém, estas tecnologias ainda estão em fase de desenvolvimento e demandam um alto custo de investimento.

A potência disponível em uma carvoeira é de alguns MWs e nesta faixa de potência, os Ciclos Rankine Convencionais são tecnicamente viáveis, embora sua eficiência possa ser baixa e o custo de investimento elevado devido à baixa eficiência das turbinas axiais (Vilela, 2014).

Algumas plantas de potência a vapor baseadas neste ciclo utilizam um superaquecedor na saída da caldeira para superaquecer o vapor e garantir que a temperatura esteja acima do ponto de saturação da água antes de entrar na turbina. Isso, além de produzir um fluido mais seco, evita a condensação do vapor na saída do equipamento. A presença de partículas de líquido no vapor causa erosão nas pás das turbinas, diminuindo sua vida útil e eficiência. Como regra geral, o título deve ficar sempre acima de 90%. Evidentemente, com o aumento da temperatura do fluido de trabalho, o rendimento térmico será superior à aqueles sem o superaquecedor.

Uma outra forma de se conseguir um aumento na eficiência do ciclo, é o incremento de um regenerador, que tem a função de pré-aquecer a água antes de entrar na caldeira (Lora e Nascimento, 2004). Isso se faz, pela extração de parte do vapor entre os estágios de uma turbina e, este vapor, ainda a alta temperatura, é encaminhado a um aquecedor regenerativo. Se o aquecedor regenerativo for do tipo aberto, conhecido também como desaerador, sua principal função é misturar o vapor extraído com a água proveniente do condensador, com isso, a mistura terá uma temperatura intermediária. Um esquema com o regenerador misturador é mostrado na Figura 2.22.

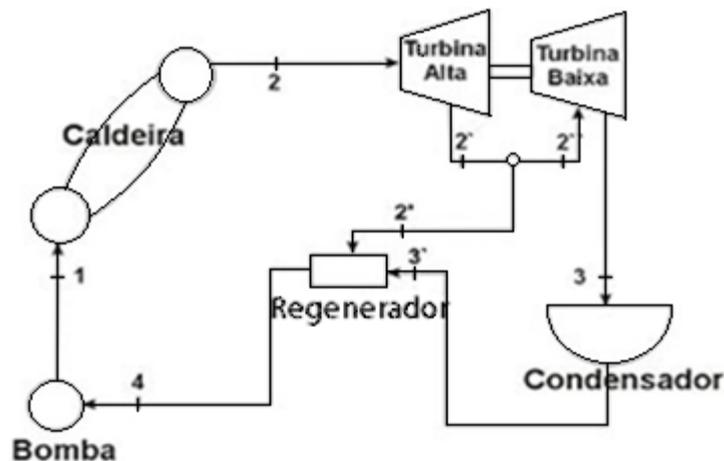


Figura 2.22 – Esquema simplificado de uma planta de potência a vapor utilizando o aquecimento regenerativo

Sendo o aquecedor regenerativo do tipo fechado, este nada mais é que um trocador de calor do tipo casco tubo, onde a temperatura da água de alimentação é elevada no interior do tubo e o vapor extraído se condensa na parte externa. O condensado pode ser purgado para aquecer a água de alimentação ou ser encaminhado para dentro do condensador.

### **2.6.2. ORC**

O Ciclo Rankine Orgânico (ORC) é uma tecnologia promissora para a conversão de energia térmica em eletricidade, incluindo fontes de baixa temperatura como calor residual e recursos geotérmicos (Barse e Mann, 2016).

O ORC possui os mesmos princípios do ciclo Rankine convencional, mas, ao invés de água, utiliza fluidos orgânicos de baixo ponto de ebulição e de alto peso molecular como fluido de trabalho. Assim, os fluidos orgânicos vaporizam em temperaturas baixas, o que permite a extração de energia de fontes de baixa temperatura. Entre as tecnologias de conversão, o Ciclo Rankine Orgânico é amplamente utilizado, sendo o seu uso mais indicado para pequenas centrais de geração de energia elétrica, que visam a recuperação de energia térmica de algum processo (Quoilim, 2013).

Para plantas de menor potência, existem outras tecnologias de expansores capazes de oferecer maior eficiência que as turbinas comumente utilizadas. No geral, a eficiência do expansor está diretamente ligada à sua potência de saída, portanto, para plantas com potência abaixo de 5kW, expansores scroll, são mais indicados. Já os expansores de parafuso são mais eficientes para plantas com potência na faixa entre 5 e 50 kW e, somente para plantas com potência acima de 50 kW, as turbinas tornam-se mais eficazes (Landelle, 2017).

Os ciclos ORC, assim como o ciclo convencional, também possui como principais componentes o evaporador, a turbina, o condensador e a bomba, sendo a maioria, equipamentos padrões. Pesquisas foram realizadas no intuito de aumentar o desempenho do ciclo ORC variando o layout de seus componentes básicos. As alternativas envolvem, por exemplo, a introdução de um recuperador no ciclo, ou regenerador, ambos com objetivo de reaproveitar o calor do vapor após a saída da turbina para pré-aquecer o fluido de trabalho (Lemmens, 2016).

Um esquema de uma planta de potência utilizando o ORC é mostrado na Figura 2.23, assim como o diagrama T-s. O calor de uma fonte externa é transferido ao fluido de trabalho no evaporador, que ao evaporar segue para a turbina, onde sofre o processo de expansão, gerando assim, trabalho mecânico. Posteriormente, o fluido de trabalho é resfriado no condensador, que

sai no estado líquido, sendo encaminhado à bomba, onde é pressurizado até a pressão requerida no evaporador, reiniciando novamente o ciclo.

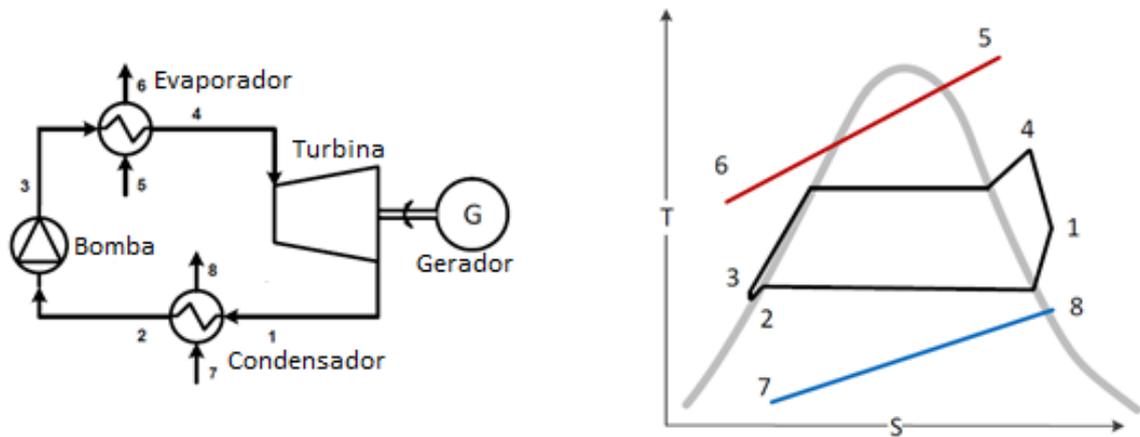


Figura 2.23 – Esquema básico de uma central ORC e o diagrama T-s (Barse, Mann, 2016)

As plantas ORC também operam com fontes de alta temperatura, como a biomassa, sendo economicamente atrativas e viáveis. Para isso, basta utilizar um fluido intermediário, como o óleo térmico, para fazer o intercâmbio de calor entre os gases quentes provenientes da queima de biomassa e o fluido de trabalho do ORC. Isso, se torna possível selecionando um fluido orgânico apropriado para operar nas condições oferecidas pela fonte de calor em cada situação. O plano de Temperatura da fonte térmica (Heat Source Temperature) por Potência Gerada (power Output) pode ser observado na Figura 2.24. Sendo a aplicação de mini e micro ORC para potência de até 5kW, para fontes com temperaturas acima de 200°C. Para a recuperação de calor residual de unidades de pequeno e médio porte, a faixa de potência varia de 5kW até 1MW sendo a temperatura da fonte quente de 180°C até 400°C.

A tecnologia de concentradores solar que possuem temperatura da fonte quente na faixa de 210°C a 380°C, operam com potências variando de 10 kW a pouco mais de 1 MW. Já os ORC que utilizam a biomassa para o fornecimento de calor são indicados para a faixa de 500kW até 1,5 MW, sendo a temperatura entre 210°C e 380°C. As unidades com fontes geotérmicas são utilizadas para potências acima de 10 MW, sendo a temperatura entre 200°C e 300°C para recuperadores de calor de larga escala. Para temperaturas acima de 330°C e potências superiores a 10 MW operam somente com água como fluido de trabalho (Bracco, 2017).

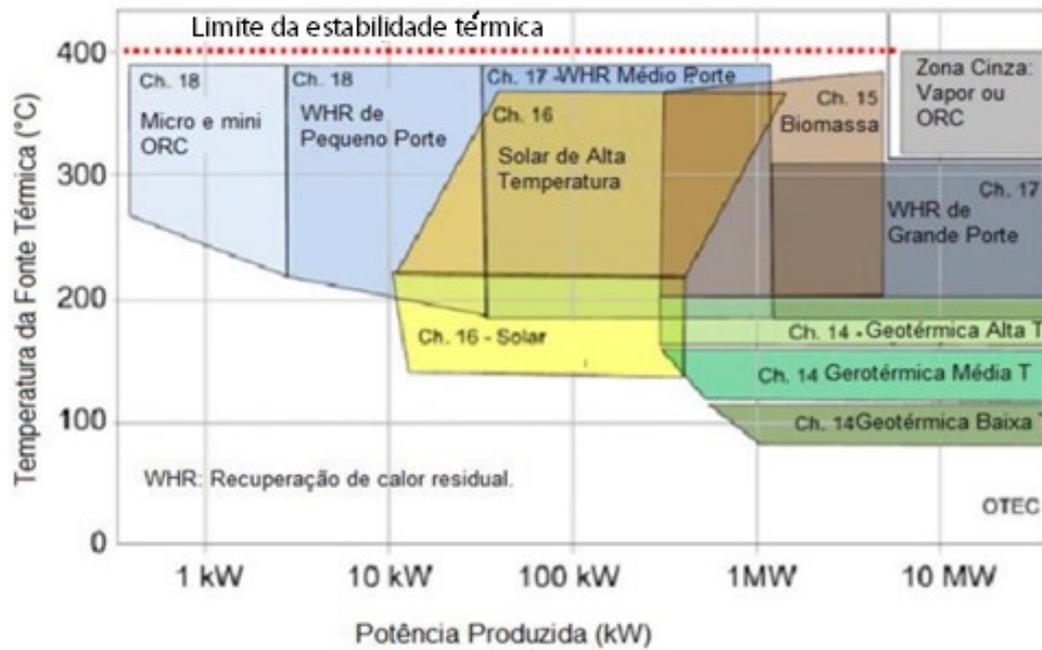


Figura 2.24 – Campos de aplicação representados no plano: Fontes de calor versus Potência gerada (Bracco, 2017)

O ORC possui algumas vantagens em relação ao ciclo Rankine convencional, como o fato de não ser necessário o uso de um superaquecedor para prevenir a condensação do vapor, o que poderia causar erosão nas pás das turbinas, como também, excesso de pressão no evaporador, o que levaria ao uso de turbinas complexas e caras (Tchanché et al., 2011). Esses problemas são reduzidos ao se utilizar os fluidos orgânicos em plantas de potência de pequena e média escala. Outras vantagens do ORC sobre o ciclo Rankine convencional, são mencionadas de acordo com Southon (2015):

- Elevada eficiência do ciclo para fonte de baixa temperatura;
- O processo de evaporação requer menos calor, ocorrendo em baixas pressões e temperaturas;
- O uso de superaquecedor não é necessário pois, o processo de expansão termina com o fluido ainda na fase vapor:
- Pode ser usado turbinas de simples estágio, pois, a queda de pressão é menor devido a menores diferenças de temperatura entre a evaporação e a condensação.
- Elevada eficiência da turbina (acima de 85%);
- Baixa fadiga mecânica da turbina pelas baixas velocidades periféricas;

- Baixa rotação da turbina permitindo o acoplamento direto com o gerador, sem necessidade de redutor;
- Grande durabilidade do sistema;
- Menor quantidade de calor é necessária para o processo de vaporização do fluido de trabalho;

Contudo, esta tecnologia também apresenta desvantagens, como;

- Os fluidos orgânicos são mais caros, sendo menos estável quimicamente;
- A altas temperaturas, ciclos a vapor de maior complexidade são mais eficientes que o sistema ORC.
- Os fluidos do ORC possuem piores propriedades de troca de calor, o que exige um trocador de calor maior do que o ciclo a vapor.
- Os fluidos orgânicos geralmente possuem maiores viscosidades, levando a um maior trabalho de bombeamento e maiores dimensões na tubulação.
- Os fluidos ORC, muitas vezes, possuem calor específico e calor latente menores que a água, exigindo um maior fluxo de massa, o que acarreta em um maior trocador de calor, diâmetro da tubulação e bombeamento.

A definição do fluido orgânico, se faz necessária na fase inicial de desenvolvimento do ciclo ORC, influenciando diretamente no desempenho do sistema. Existem três classificações para os fluido orgânicos, são eles: úmidos, secos ou isentrópicos, sendo cada um deles indicados para diferentes situações. A Figura 2.25, mostra o comportamento dos fluidos de acordo com seu tipo.

Entre os fluidos orgânicos de maior destaque estão os hidrocarbonetos Tolueno, n-Pentano, n-Butano, que são fluidos secos, os refrigerantes R245fa e o R134a, sendo estes isentrópicos e o R32 e a Amônia, representando os fluidos úmidos. Outra classe que também é interessante, são os siloxanos, como o hexametildisiloxano (MM).

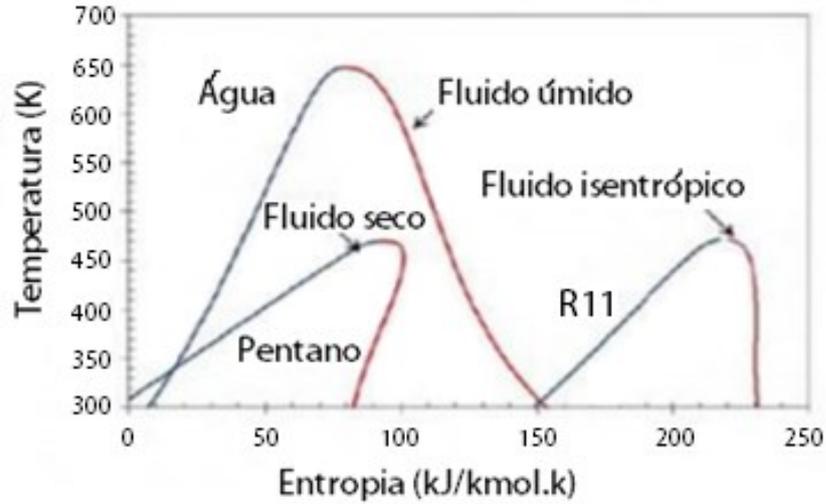


Figura 2.25 – Classificação dos fluidos de acordo com a forma da linha de saturação do vapor (Silva, 2015)

A Figura 2.26, mostra o diagrama T-s das curvas de saturação da água e de alguns fluidos orgânicos utilizados em aplicações ORC. É possível perceber que a inclinação da curva de vapor saturado para a água é suave, enquanto que a mesma é mais inclinada para os fluidos orgânicos. A consequência é que a limitação do título no final do processo de expansão desaparece para ciclos ORC, não sendo necessário superaquecer o vapor antes da entrada da turbina. Geralmente, fluidos orgânicos permanecem superaquecidos ao final da expansão. Na Tabela 2.6, podem ser encontradas também as temperaturas e pressões críticas para diferentes fluidos.

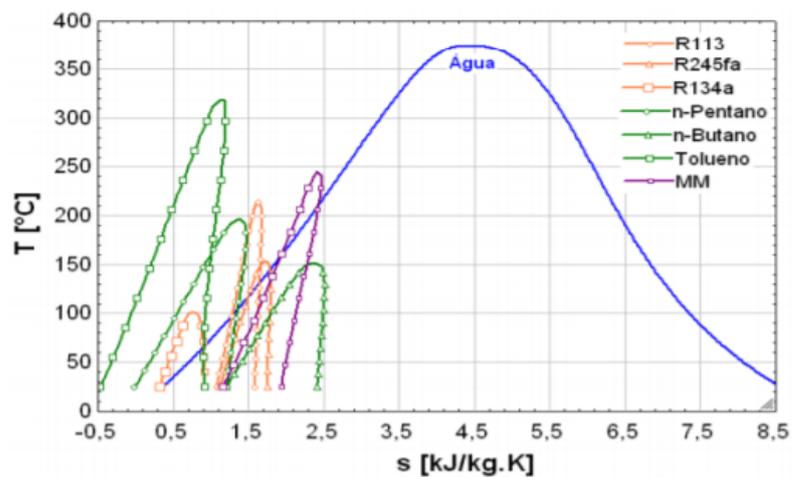


Figura 2.26 – Diagrama T-S da água e fluidos orgânicos (Silva, 2015)

Tabela 2.6 – Características de diferentes fluidos utilizados na tecnologia ORC (Leme, 2016)

Fluido	T <sub>c</sub> [K]	P <sub>c</sub> [kPa]	θ
Água	647,2	22090	98,5
Tolueno	591,8	4106	80,1
Octametiltrisiloxano (MDM)	564,09	1415	54,2
R141b	478,85	4340	87,8
n-Pentano	464,78	3381	81,6
R134a	374,21	4059	92,0
R1270	365,59	4664	94,0

T<sub>c</sub> = Temperatura crítica / P<sub>c</sub> = Pressão Crítica

Como pode ser observado na Figura 2.26, a temperatura crítica dos fluidos orgânicos é menor que da água. Também, é possível selecionar o fluido de trabalho de acordo com a temperatura da fonte quente, a uma pressão adequada.

Para a escolha do fluido, fatores como as características da fonte de calor e da aplicação pretendida devem ser levadas em consideração, porém não existe uma correlação que permita identificar qual o melhor fluido de acordo com as propriedades e temperatura da fonte quente, por isso, se faz necessário na maioria dos casos, o teste de vários deles. Normalmente, para ciclos de alta temperatura, são utilizados fluidos secos, assim como, o regenerador e, devido à alta temperatura do fluido na saída da turbina, a geração de energia é maximizada e a área necessária para a troca de calor no evaporador e no condensador é menor (Sotomonte, 2015).

Ao selecionar o fluido orgânico a ser utilizado, outros fatores também devem ser levados em consideração, como o custo, segurança, e também, quais impactos ambientais eles podem causar.

Em geral, os fluidos refrigerantes são indicados para fontes de temperaturas mais baixas (100-180°C), os hidrocarbonetos possuem melhor desempenho a temperaturas intermediárias (180-250°C) e os siloxanos em temperaturas superiores (250-400°C) (Vélez et al., 2012).

Para fontes de altas temperaturas, a Turboden, que é considerada uma das maiores fabricantes do mercado, já está produzindo ORCs com eficiência elétrica de 18 a 27%, com potências que variam entre 200 kWe a 20 MWe (Turboden, 2021).

Nada impede que esta tecnologia seja usada com biomassa, mesmo para plantas de maior potência, que são mais complexas e eficientes, porém, esta tecnologia compete diretamente com o ciclo a vapor convencional, que possui maior eficiência, baixo custo e já é estabelecido comercialmente. A Tabela 2.7, mostra uma comparação de alguns parâmetros do ORC e do ciclo Rankine a vapor convencional.

Tabela 2.7 – Comparação entre o ciclo Rankine convencional e ORC (Adaptado de Turboden, 2021)

	<b>Vapor</b>	<b>ORC</b>
Temperatura do fluido de trabalho	>400°C	100 – 400°C
Pressão do fluido de trabalho	>30 bar	<15 bar
Flexibilidade	Baixa	Alta
Necessidade de operador	Média	Baixa
Tratamento de água	Necessário	Não é necessário
Vida útil da turbina	5-7 anos	20 anos
Eficiência elétrica	20 – 30%	18 – 27%

## CAPÍTULO 3 – POTENCIAL ENERGÉTICO DOS GASES DA CARBONIZAÇÃO CONTÍNUA

Visando o aproveitamento energético dos gases da carbonização contínua da madeira, é proposto a configuração apresentada na Figura 3.1, a qual possui como fonte térmica o calor da combustão dos gases não condensáveis e do alcatrão, provenientes do próprio processo. Como visto no capítulo 2, nos processos de carbonização, com o aquecimento a madeira se decompõe em gases condensáveis (ácido acético, metanol, alcatrão insolúvel), gases não condensáveis (CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>), e carvão vegetal.

Neste modelo, os gases excedentes são enviados à planta de geração de eletricidade, onde serão aproveitados através do Ciclo Rankine convencional ou o ORC. Estas tecnologias de conversão energética, serão avaliadas do ponto de vista técnico e econômico, com o objetivo de estabelecer qual delas é mais apropriada para o caso em estudo.

Os parâmetros considerados nas análises realizadas, são baseadas em medições feitas em plantas de carbonização contínua como também, em alguns estudos já realizados que fornecem informações disponibilizadas por empresas que utilizam ou já utilizaram esta tecnologia para a produção de carvão vegetal.

De acordo com Latorre (2017), o tempo médio do ciclo desde que a madeira é carregada no topo até sua saída como carvão na parte inferior da retorta é de 13 a 15 horas, sendo 8 a 10 horas de carbonização e o restante de resfriamento.

O gás gerado durante a pirólise da madeira, sai no topo do forno a cerca de 110 °C (Fluxo 1), e parte dele é encaminhado ao queimador de gás central. Após sua combustão, o gás sai do queimador a cerca de 1000 °C (Fluxo 4), sendo enviado a um trocador de calor, onde fornece sua energia ao gás de circulação, que passa de ~110 °C (Fluxo 3) para ~430 °C (Fluxo 5), sendo introduzido na retorta para mantê-la em operação. Os gases frios seguem para a parte inferior da retorta, sendo responsáveis por esfriar o carvão produzido na zona de carbonização (Fluxo 2). Já o alcatrão e os gases excedentes do processo serão utilizados na planta de geração de eletricidade. O funcionamento do processo é ilustrado na Figura 3.1.

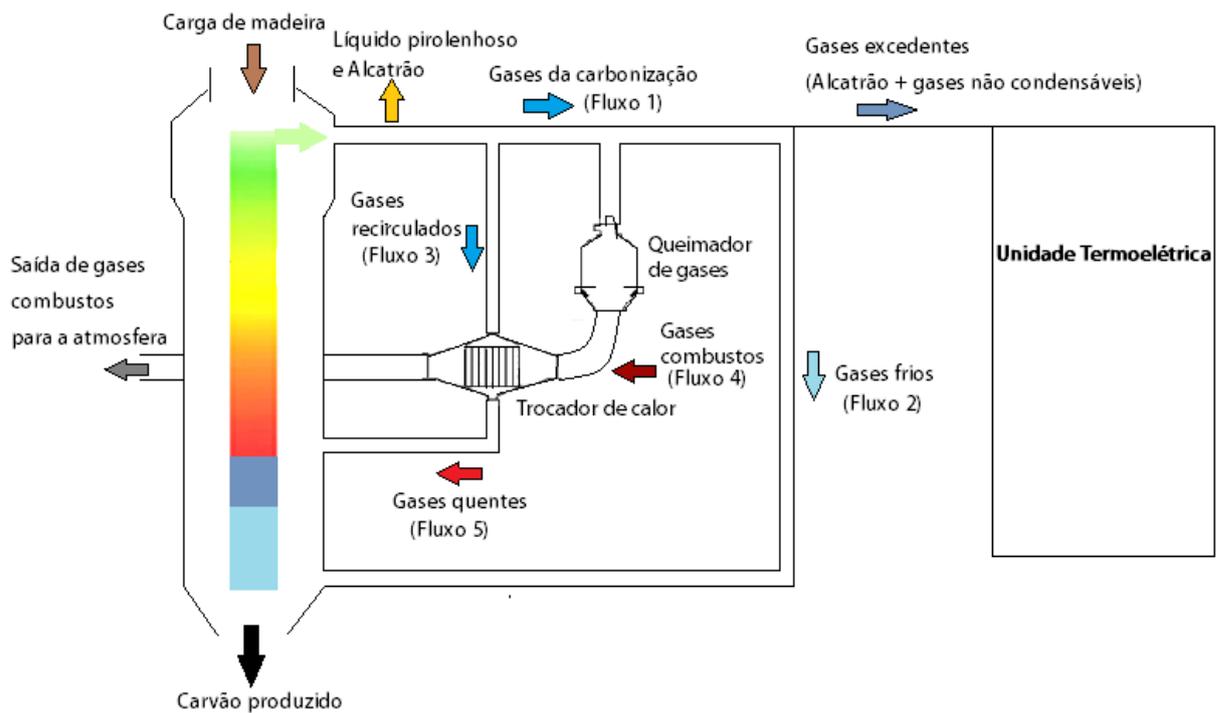


Figura 3.1 – Esquema do funcionamento da retorta (Fonte: Feita pelo autor)

O funcionamento do forno, é semelhante ao processo de carbonização contínua do modelo Carboval, como também, seus respectivos fluxos de materiais. O processo em geral segue as seguintes etapas: Recebimento da madeira / Corte da madeira de 6 m de comprimento em peças de 30 cm / Secagem da madeira / Carregamento na parte superior do forno / Operação da retorta / Resfriamento do carvão de forma a garantir que o carvão produzido esteja na temperatura ideal para descarga / Estocagem / Armazenamento / e expedição do carvão, alcatrão e pirolenhoso.

A demanda de energia para a pirólise é estimada de acordo, principalmente, com a umidade da madeira, pois quanto maior a umidade, mais energia será necessária para secá-la e elevar a temperatura até a de carbonização.

Na tabela 3.1, são mostrados alguns dados para a madeira de lei europeia, que mostram o aumento no consumo de energia e eletricidade de acordo com a umidade. Este aumento no consumo de energia quando se tem uma alta umidade, não é o único problema. Umidade elevada, diminui a capacidade instalada da planta, comprometendo sua produção. Por isso, é indicado que a madeira esteja sempre com umidade de aproximadamente 12%. Além disso, a madeira com umidade superior a 25%, faz com que o gás que sai da retorta se torne difícil de ser queimado e assim, não produzirá o gás quente necessário para mantê-la em operação.

Tabela 3.1 – Efeito da umidade da madeira no uso de energia (Pyshyev, 2021)

Umidade, %	Energia usada MJ/m <sup>3</sup>	Gás de circulação, m <sup>3</sup>	Eletricidade, kWh
5	35	210	2,5
10	40	270	3,2
15	154	490	4,4
20	293	770	5,2
25	460	1050	7,2
30	648	1400	9,0

Segundo Latorre (2017), o RG do processo Carboval é de 42%, quando se utiliza madeira com umidade por volta de 12%. Mas, com a umidade da madeira superior a 25%, o rendimento gravimétrico (RG) diminui, chegando a 33%. Portanto, para o estudo, será considerado esta faixa de variação do RG de acordo com a faixa de variação de umidade da madeira. Assim, a tabela 3.1, servirá de base para estabelecer a energia consumida pela própria retorta para manter o processo em funcionamento de acordo com a faixa de valores considerada.

As características, modelo e as dimensões do forno são baseadas naquelas já mencionados anteriormente, tendo a retorta 18 metros de altura e 3 metros de diâmetro, capaz de produzir aproximadamente 20 toneladas de carvão por dia, sob condições ideais, quando o RG é de 42% e a umidade da madeira é abaixo de 12%.

A madeira com umidade superior a 25% diminui o RG do processo, afetando também, seu desempenho e, conseqüentemente, sua produção. Por isso, quando se tem madeira com alta umidade, a capacidade de produção será considerada 10% menor, já que este valor exato não foi encontrado. A demanda de energia para a pirólise será também, estabelecida de acordo com a Tabela 3.1.

O estudo possui outras limitações relacionadas a obtenção de dados reais do processo, como a demanda exata de energia para a própria pirólise de acordo com a umidade da madeira, a composição detalhada dos gases residuais do processo, como também, o PCI do carvão do processo em análise. Por isso, se faz necessário a utilização de dados contidos na literatura, sendo a composição dos gases da carbonização obtida em laboratório e o PCI do carvão considerado é proveniente de fornos retangulares. Assim, os resultados encontrados nas análises a seguir podem ser diferentes quando comparados à realidade.

### 3.1. Balanço de massa e energia

Os balanços de massa e energia permitem conhecer os fluxos de massa e energia de processos produtivos, partindo do princípio de que massa e energia não podem ser criados e nem destruídos, apenas transformados.

Primeiramente, é necessário definir as fronteiras do sistema a ser avaliado, ou seja, qual parte do processo será estudado e onde ele começa e termina. Neste caso, a fronteira do sistema é o próprio forno de carbonização contínua.

#### 3.1.1. Balanço de massa

A lei de conservação da massa, determina que em qualquer sistema, físico ou químico, nada se cria ou destrói matéria, apenas é possível transformá-la de uma forma em outra. Com base nisso, tem-se a equação da continuidade (Eq. 3.1):

$$\frac{dm_{vc}}{dt} = \sum m_e - \sum m_s \quad (3.1)$$

Em que:

$m_{vc}$  = massa presente no volume de controle

$m_e$  = massa que entra no volume de controle

$m_s$  = massa que sai do volume de controle

Para volumes de controle quando operando em regime permanente, as massas de entrada são iguais às massas de saída, deste modo o balanço de massa pode ser escrito como na Eq. 3.2:

$$\sum m_e = \sum m_s \quad (3.2)$$

Para o caso da carbonização contínua em fornos verticais, existem apenas duas possibilidades para a massa de madeira que entra no processo, se transformar em carvão ou em gases condensáveis e não condensáveis. Portanto, para o processo, a Eq 3.2, pode ser escrita como mostra a Eq. 3.3:

$$m_{madeira} = m_{carvão} + m_{gases} \quad (3.3)$$

Em que:

$m_{\text{madeira}}$  = massa de madeira enfiada

$m_{\text{carvão}}$  = massa de carvão produzida

$m_{\text{gases}}$  = massa de gases condensáveis e não condensáveis

É válido ressaltar que o RG do processo varia de acordo com a qualidade do carvão desejado e, principalmente, a umidade relativa da madeira. Por isso, para o forno de carbonização contínua em análise, a variação do rendimento gravimétrico (RG) de 33% a 42%, foi adotado. O Carbono Fixo é de aproximadamente 80% e a densidade da madeira 450 kg/m<sup>3</sup>. O rendimento gravimétrico pode ser calculado através da razão entre a quantidade de madeira enfiada e a quantidade de carvão produzido, como apresentado na Eq. 3.4.

$$RG = \frac{m_{\text{Carvão}}}{m_{\text{Madeira}}} \quad (3.4)$$

Assim, para o rendimento gravimétrico de 42%, e com base na produção diária média de carvão de 20 t, torna-se possível conhecer a massa de madeira inserida no forno de acordo com a Eq. 3.4, sendo esta 47.619 kg. A massa de madeira encontrada, servirá como base, sendo considerada a capacidade máxima da planta.

Para o processo com RG de 33%, a massa de madeira inserida no forno, é 10% menor, devido a menor capacidade da planta quando se tem alta umidade, chegando ao valor de 42.857 kg. Com estes dados, o balanço de massa do volume de controle pode ser realizado e a massa dos gases condensáveis e não condensáveis provenientes do processo de carbonização contínua podem ser conhecidos de acordo com a Eq. 3.3.

Para estabelecer a massa de cada um dos componentes dos gases condensáveis e não condensáveis que são gerados durante o processo, é considerado os dados da Tabela 3.2 e 3.3, que apresenta a porcentagem em massa dos principais gases do processo de carbonização realizado em ambiente livre de oxigênio. Assim, é possível obter a massa de cada um dos componentes dos gases condensáveis e não condensáveis resultantes do processo em análise, para ambos os RG's.

Para o processo com o RG de 42%, a porcentagem mássica referente a cada um dos produtos líquidos e gasosos, foi estimada proporcionalmente com base na Tabela 3.2. Assim, a Tabela 3.3, mostra a porcentagem estimada dos produtos da carbonização para o RG de 42%, que será considerado neste estudo.

Tabela 3.2 – Produtos da carbonização de madeira livre de oxigênio em termos mássicos considerando o RG de 33% (Vilela, 2014)

<b>Produtos da carbonização</b>	<b>% - Base seca</b>
Carvão (80% carbono fixo)	33,0
<b>Ácido Pirolenhoso</b>	<b>35,5</b>
(Ácido acético)	5,0
(Metanol)	2,0
(Alcatrão Solúvel)	5,0
(Água e outros)	23,5
Alcatrão Insolúvel	6,5
<b>Gases não condensáveis (GNC)</b>	<b>25,0</b>
Hidrogênio	0,2
CO	8,5
CO <sub>2</sub>	15,5
Metano	0,6
Etano	0,03
Outros	0,2

Tabela 3.3 – Estimativa dos produtos da carbonização de madeira livre de oxigênio em termos mássicos considerando o RG de 42% (adaptada pelo autor)

<b>Produtos da carbonização</b>	<b>% - Base seca</b>
Carvão	<b>42</b>
<b>Ácido pirolenhoso</b>	<b>30,7</b>
Ácido acético	4,3
Metanol	1,73
Alcatrão solúvel	4,32
Água	20,3
<b>Alcatrão insolúvel</b>	<b>5,6</b>
<b>Gases não condensáveis</b>	<b>21,64</b>
Hidrogênio	0,17
CO	7,35
CO <sub>2</sub>	13,4
Metano	0,5
Etano	0,026
Outros	0,17

Com os dados das Tabelas 3.2 e 3.3, pode-se estabelecer a massa de cada um dos componentes dos gases condensáveis e não condensáveis do processo em análise, como o CO, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>, Metanol, alcatrão insolúvel, etc.

A Tabela 3.4, mostra o resultado do balanço de massa realizado de acordo com a variação do rendimento gravimétrico de 33% a 42%.

Tabela 3.4 – Resultados do balanço de massa diário do processo de carbonização contínua

	Massa de entrada (kg) RG - 33%	Massa de entrada (kg) RG - 42%	Massa de saída (kg) RG - 33%	Massa de saída (kg) RG - 42%
Madeira	42.857	47.619	-	
Carvão vegetal	-	-	14.142	20.000
Gases não condensáveis	-	-	10.714	10.285
Gases condensáveis	-	-	15.214	14.619
Alcatrão insolúvel	-	-	2.785	2.666

Na Figura 3.2 e 3.3, pode ser observado a distribuição das massas que entram e saem do volume de controle considerado de acordo com os resultados do balanço de massa obtidos para os processos com RG de 33% e 42%, respectivamente.

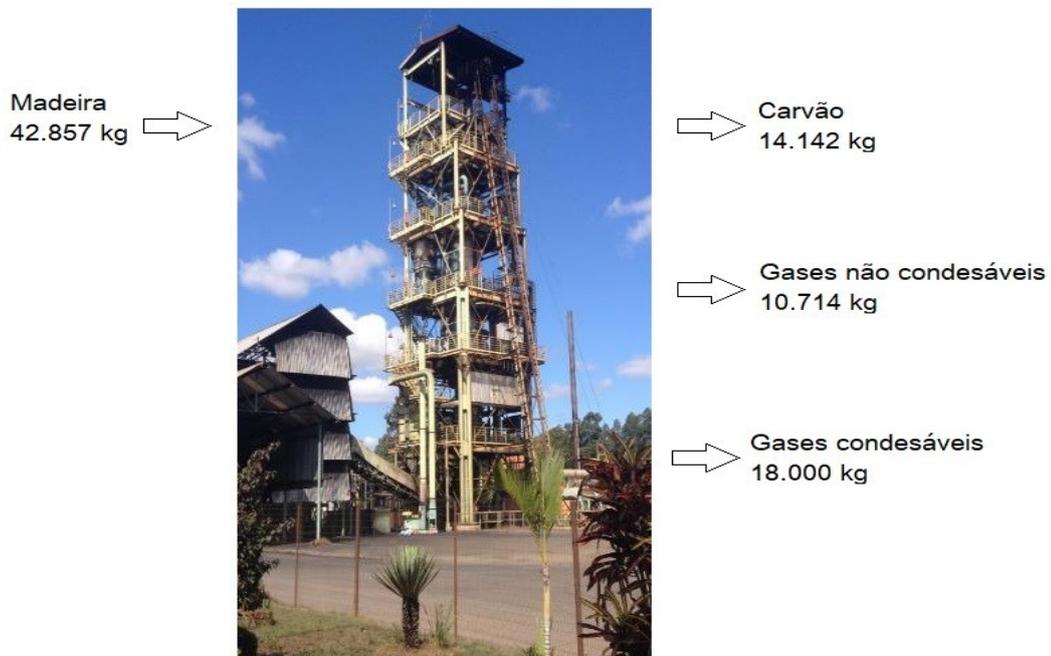


Figura 3.2 – Distribuição de massa para o processo de carbonização contínua com rendimento gravimétrico de 33%.

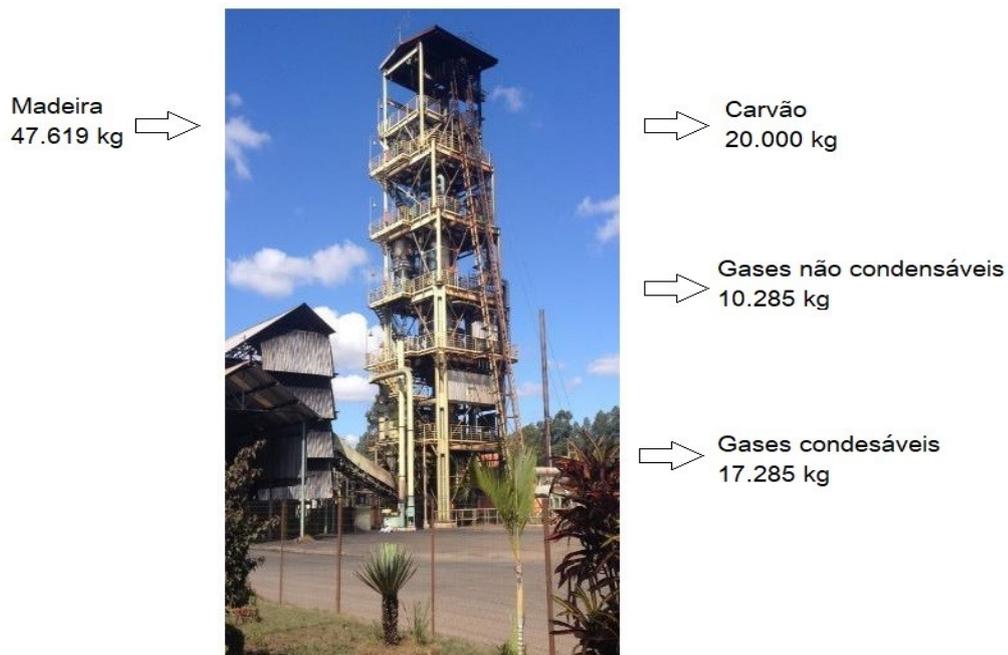


Figura 3.3 – Distribuição de massa para o processo de carbonização contínua com rendimento gravimétrico de 42%.

Com os resultados do balanço de massa do processo de carbonização contínua da madeira, estima-se que a produção total de gases (condensáveis e não condensáveis) varia de 27.570 kg a 28.713 kg por dia de acordo com a massa de entrada de madeira e o RG do processo.

Pode ser observado que, para o processo com RG de 33%, a produção de gases é maior, mesmo com uma menor entrada de madeira. Isso acontece, pois, quanto menor o RG, menor será a fração de madeira que se transforma em carvão e, conseqüentemente, maior conversão em gases condensáveis e não condensáveis.

Mesmo sendo o interesse das empresas aumentar o RG para se obter maior conversão de madeira em carvão, a produção de gases se comporta de maneira inversa, como pode ser observado nos resultados do balanço de massa. Então, quanto maior o RG, menor será a produção de gases, diminuindo assim, a disponibilidade energética para a geração de eletricidade.

### 3.1.2. Balanço de energia

A Primeira Lei da Termodinâmica fornece a base teórica para o balanço de energia. A análise aqui realizada, considera que qualquer energia consumida ou liberada durante as reações de pirólise no interior do forno de carbonização será incorporada aos produtos da reação e aos

outros fluxos energéticos, fechando o balanço de acordo com a Primeira Lei da Termodinâmica. Assim, torna-se desnecessário para este tipo de análise definir o calor de pirólise no interior do forno, não importando a dinâmica dos fluxos internos de energia, mas sim os estados inicial dos insumos e final dos produtos.

O princípio da conservação de energia (Primeira Lei da Termodinâmica) é representado pela diferença do somatório das energias das entradas e saídas. Assim, tem-se a Eq 3.5.

$$\sum E_e = \sum E_s \quad (3.5)$$

Sendo:

$E_e$  – Entrada de energia

$E_s$  – Saída de energia

Para o sistema de carbonização contínua, a Eq. 3.5 pode ser escrita como na Eq. 3.6, abaixo.

$$E_{\text{madeira}} = E_{\text{carvão}} + E_{\text{gases}} \quad (3.6)$$

$E_{\text{madeira}}$  = Energia da madeira a 25°C

$E_{\text{carvão}}$  = Energia do carvão vegetal a 25°C

$E_{\text{gases}}$  = Energia dos gases condensáveis e não condensáveis

Com os dados de poder calorífico da madeira e do carvão apresentados na Tabela 3.5, e suas respectivas massas calculadas no item anterior, é possível estabelecer a energia contida em cada um destes elementos. Assim, a energia que entra no forno na forma de madeira e a energia contida no carvão, pode ser conhecida.

É válido ressaltar que, o valor de PCI do carvão encontrado, se trata daquele obtido em processos tradicionais como os fornos de alvenaria. O PCI do carvão vegetal produzido no processo de carbonização contínua não foi encontrado, por isso, será utilizado o PCI referente ao carvão vegetal obtido através de outros processos de carbonização. Assim, torna-se possível determinar a energia que deixa o sistema na forma de gases condensáveis e não condensáveis através da Eq. 3.6.

Tabela 3.5 - Poder calorífico da madeira e do carvão vegetal (Ferreira, 2009; Biomassa, 2013; Oliveira, 2012; Carneiro et al., 2012a)

	Madeira	Carvão Vegetal
PCS [kJ/kg]	19193	31499
W% (b.u.)	18,0%	7,3%
H%	6,4%	3,7%
PCI [kJ/kg]	14231	28309

Os resultados obtidos para o balanço de energia são mostrados na Tabela 3.6 e 3.7, onde é apresentado a energia que deixa o sistema na forma de gases incluindo os condensáveis, para cada Rendimento Gravimétrico considerado.

Tabela 3.6 – Resultados do balanço de energia do processo de carbonização contínua com base no PCI - RG 33%

<b><u>Cálculos com base no PCI</u></b>			
<b>Entrada:</b>			
E <sub>Madeira</sub>	609897	MJ	100%
<b>Saídas:</b>			
E <sub>Carvão</sub>	400345	MJ	65,6%
E <sub>Gases</sub>	209552	MJ	34,4%

Tabela 3.7 – Resultados do balanço de energia do processo de carbonização contínua com base no PCI - RG 42%

<b><u>Cálculos com base no PCI</u></b>			
<b>Entrada:</b>			
E <sub>Madeira</sub>	677666	MJ	100%
<b>Saídas:</b>			
E <sub>Carvão</sub>	566180	MJ	83,5%
E <sub>Gases</sub>	111486	MJ	16,5%

Os dados das Tabelas 3.6 e 3.7, mostram o resultado do balanço energético obtido para o processo em análise, podendo ser observado a energia que deixa o processo na forma de gases

condensáveis e não condensáveis. É possível perceber que no processo com RG de 42%, a conversão energética de madeira em carvão chega a 83,5%, comprovando sua alta eficiência para a produção de carvão vegetal quando comparado a outras tecnologias.

Segundo Latorre (2016), o aporte de energia para manter o processo de carbonização quando o RG é de 42%, é aproximadamente 5% da energia contida nestes gases que deixam o processo. Portanto, a energia necessária para manter o processo em funcionamento, assim como a energia excedente que possui potencial para a geração de eletricidade pode ser vista na Tabela 3.8.

Tabela 3.8 – Distribuição de energia dos gases oriundos do processo de carbonização contínua para o RG de 42%

$E_{\text{Gprocesso}}$	5.574 MJ	5 %
$E_{\text{Gexcedente}}$	105.912 MJ	95%

Ao comparar o aporte de energia encontrado para o processo com RG de 42%, com a energia necessária para a pirólise da madeira mostrada na Tabela 3.1 (Efeito da umidade da madeira no uso de energia), quando se tem uma baixa umidade, nota-se valores semelhantes. Assim, o valor encontrado é aceitável e será considerado nos cálculos posteriores.

Para o processo com RG de 33%, que considera a umidade da madeira superior a 25%, o aporte de energia para manter o processo em funcionamento, será obtido da Tabela 3.1, que mostra o aporte de energia necessária de acordo com a umidade da madeira. Assim, pode se estimar a energia contida nos gases residuais do processo de carbonização contínua que possui potencial para a geração de eletricidade, os valores são mostrados na Tabela 3.9.

Tabela 3.9 – Distribuição de energia dos gases oriundos do processo de carbonização contínua para o RG de 33%

$E_{\text{Gprocesso}}$	43.809 MJ	22 %
$E_{\text{Gexcedente}}$	161.899 MJ	78%

Portanto, de acordo com os resultados, a energia dos gases condensáveis e não condensáveis excedentes do processo para o rendimento gravimétrico entre 33% e 42%, é de 161.899 MJ e 105.912 MJ, respectivamente.

### 3.2. Determinação do potencial energético dos gases da carbonização contínua

O processo de carbonização em retortas, possui a vantagem de produzir gás de forma homogênea e contínua, o que torna a composição do gás estável, permitindo assim, um fluxo constante. Isso, favorece sua aplicação em processos de queima como a geração termelétrica, que necessita de um fluxo de energia constante na entrada de uma caldeira.

Nesta análise, será considerado a utilização apenas dos gases não condensáveis e do alcatrão excedente na geração secundária, onde serão queimados em queimadores de caldeiras para a recuperação da energia que eles contém. Para isso, considera-se também que, o queimador da caldeira utilizada é capaz de realizar a queima simultânea dos gases não condensáveis, do alcatrão e até dos resíduos florestais.

A energia excedente mostrada na Tabela 3.8 e 3.9, estão inclusos o potencial energético também dos condensáveis. O potencial energético apenas dos gases não condensáveis e do alcatrão, foi determinado de acordo com o fluxo de massa e a composição dos gases gerados no processo, sendo possível determinar a potência térmica disponível, ao considerar o PCI de cada um dos componentes do gás. Para isso, a composição dos gases não condensáveis e do alcatrão considerada para os cálculos foi baseada nas Tabelas 3.1 e 3.2, do item anterior, e o PCI de ambos foi encontrado na literatura. Com isso, o potencial térmico dos gases pode ser calculado de acordo com a Eq. 3.6, para o fluxo de gás encontrado.

$$P=PCI*\dot{m} \quad (3.6)$$

Onde,

P = Potencial térmico

PCI = poder calorífico de gás

$\dot{m}$  = vazão mássica

A Tabela 3.10, apresenta os valores de poder calorífico inferior constante na literatura para os principais componentes dos gases não condensáveis e do alcatrão.

Tabela 3.10 – Valor do Poder Calorífico Inferior

Composto Químico	Poder Calorífico Inferior (kJ/Kg)
H <sub>2</sub>	120.000
CH <sub>4</sub>	50.000
CO	9.130
Alcatrão	25.121

Com os dados de PCI e do fluxo de massa dos principais compostos combustíveis (H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, CO e alcatrão), é possível determinar o potencial térmico dos gases não condensáveis e do alcatrão disponível para a geração de eletricidade.

Assim, o potencial energético destes subprodutos excedentes do processo de carbonização contínua podem ser aproveitados para a geração de eletricidade. Na Tabela 3.11, abaixo, é mostrado a faixa de potência térmica encontrada para os RG's considerados.

Tabela 3.11 – Potencia térmica disponível na forma de gases não condensáveis e alcatrão para os respectivos rendimentos gravimétricos de 33% e 42%.

<b>Rendimento Gravimétrico</b>	<b>33%</b>	<b>42%</b>
<b>Potencia térmica</b>	0,84 MW	0,57 MW

O potencial térmico dos gases não condensáveis e do alcatrão disponível para a geração secundária, serão utilizados na modelagem e simulação dos ciclos ORC e Rankine convencional para estabelecer a quantidade de energia elétrica que pode ser gerada a partir destes subprodutos. Estima-se que este potencial seja constante, devido o processo de carbonização em análise produzir gases de forma contínua e homogênea.

Para um melhor aproveitamento do potencial energético das florestas plantadas, será considerado também, a utilização dos resíduos florestais (cascas, folhas e galhos), para a geração de eletricidade. Os resíduos florestais representam em média 5% da massa total das florestas, e seu PCI médio de aproximadamente 12.903 kJ/kg (Castro, 2014). Assim, a Tabela 3.12, apresenta a potência térmica disponível para a geração de eletricidade, considerando também, o potencial energético dos resíduos florestais.

Tabela 3.12 – Potencia térmica disponível dos gases não condensáveis, alcatrão e resíduos florestais para os respectivos rendimentos gravimétricos de 33% e 42%.

<b>Rendimento Gravimétrico</b>	<b>33%</b>	<b>42%</b>
<b>Potência térmica</b>	1,17 MW	0,94 MW

Portanto, estes resultados mostram o potencial energético do alcatrão, gases não condensáveis e resíduos florestais, que serão utilizados na geração secundária utilizando as tecnologias selecionadas.

## **CAPÍTULO 4 – AVALIAÇÃO DAS TECNOLOGIAS DE CONVERSÃO ENERGÉTICA**

### **4.1. Avaliação das Tecnologias de Conversão Energética**

Para determinar a eletricidade a ser gerada através dos gases não condensáveis e do alcatrão proveniente do processo de carbonização contínua, será realizado uma modelagem e simulação dos ciclos de potência ORC e Rankine convencional, considerando a potência térmica bruta disponível obtida no capítulo anterior, de 0,84 MWt e 0,57 MWt, para o rendimento gravimétrico entre 33% e 42%, respectivamente. Também, será considerado a utilização dos resíduos florestais, para os quais a potência térmica disponível encontrada foi de 1,17 MWt a 0,94 MWt para os RG's considerados.

Para esta análise, considera-se uma caldeira multicomcombustível, que é capaz de realizar a queima tanto dos gases, quanto do alcatrão e dos resíduos florestais. Este modelo de caldeira possui um sistema que permite a entrada de gases combustíveis, que entram em combustão na fornalha, ao se misturar com o ar já aquecido no duto de entrada (Bueno, 2012).

A modelagem e simulação dos ciclos ORC e Rankine convencional foram realizadas com o auxílio do software EES (Engineer Equation Solver), que permite solucionar numericamente equações algébricas e diferenciais. Também, permite otimizar, analisar incertezas, gerar gráficos, etc. Uma característica importante é o banco de dados termodinâmico e de propriedades de transporte de alta precisão que é fornecido para centenas de substâncias. As propriedades das substâncias podem ser determinadas em cada ponto do ciclo e, com o equacionamento do balanço de massa e energia para cada componente do ciclo, é possível calcular as trocas térmicas e trabalhos de acordo com os parâmetros adotados.

#### **4.1.1. Ciclo Rankine a Vapor**

Como já mencionado na seção 2.6, vários fatores podem afetar a geração de eletricidade do ciclo a vapor, entre eles está a pressão e a temperatura do vapor na entrada da turbina, que influenciam diretamente a eficiência do ciclo. Quanto maiores os valores destes parâmetros, mais eficiente, sofisticado e caro é o ciclo pela necessidade de melhores materiais para a construção dos equipamentos, como caldeira, válvulas e turbinas.

No caso deste estudo, fatores como a escassez de água nos locais onde se encontram os grandes centros de carbonização, devem ser considerados, levando à necessidade da utilização de um condensador a ar, mesmo que haja uma diminuição na eficiência do ciclo. Além disso, os custos de um sistema de condensação a ar podem ser de 5 a 10% maiores quando comparado aos convencionais a água (Leme, 2016).

O condensador a ar realiza a troca de calor do fluido de trabalho que sai da turbina com o ar ambiente. A Figura 4.1, mostra um esquema típico de um condensador a ar. Neste caso, o ar é movimentado por um ventilador e a água condensada é obtida após passar pelo condensador, sendo então bombeada novamente ao circuito.

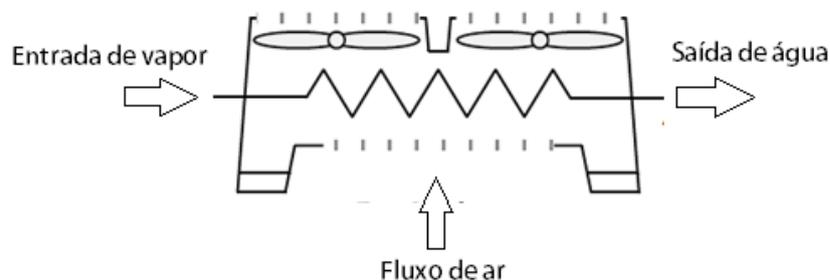


Figura 4.1 – Modelo típico de condensador a ar (Korolija e Greenough, 2016)

Este sistema possui algumas desvantagens como o alto consumo de energia dos ventiladores e também, por impor uma maior pressão na saída da turbina, que acaba diminuindo a eficiência global do ciclo e a geração de eletricidade. Quando se usa estes condensadores, elevadas temperaturas podem reduzir a capacidade de geração de 10 a 15%, principalmente nos dias mais quentes do ano, pois a temperatura e a pressão de condensação é substancialmente maior.

O calor rejeitado por um condensador a ar, é diretamente proporcional à diferença entre a temperatura de condensação e a temperatura de bulbo seco do local (Korolija e Greenough, 2016). A Figura 4.2, mostra a relação típica entre a temperatura ambiente e a pressão de condensação para cada tipo de condensador.

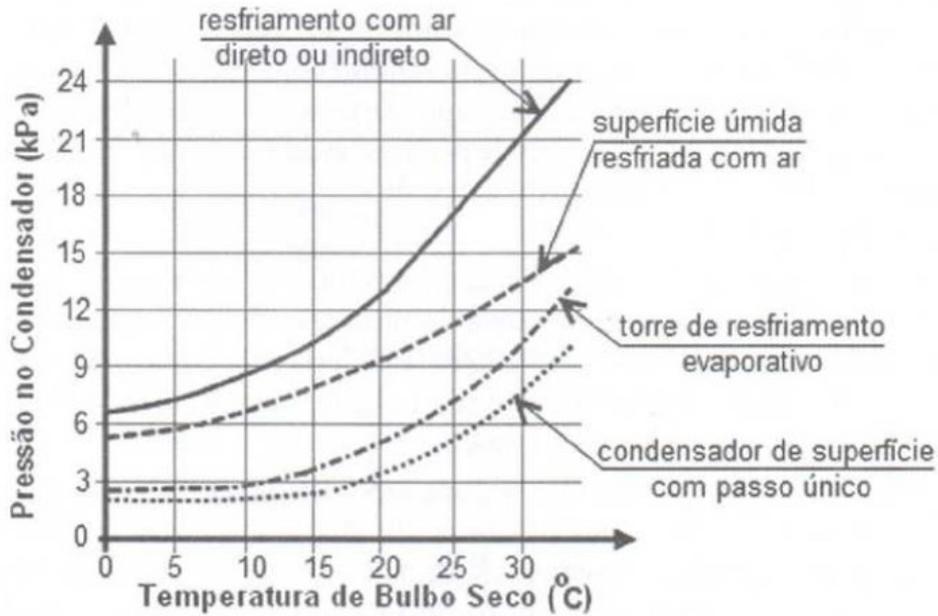


Figura 4.2 - Pressão de condensação para diferentes tipos de sistemas de resfriamento em turbinas a vapor (Leme, 2016)

Para a seleção do condensador a ar, utiliza-se como base a Diferença de Temperatura Terminal (DDT), que nada mais é que a diferença entre a temperatura do ar na saída do condensador, e a temperatura de condensação do vapor, sendo que o DDT deve estar na faixa de 5 a 15°C (Hamanaka et al., 2009).

A temperatura de projeto é considerada como sendo a temperatura ambiente nos dias mais quentes do ano. Neste caso, a temperatura de bulbo seco média do local é considerada 25°C, mas nos dias mais quentes a temperatura é mais elevada, chegando a 32°C. Então, após o ar passar pelo condensador, este sai a uma temperatura de 47°C. Com isso, a temperatura de condensação deve ser, de aproximadamente, 55°C.

Normalmente, os ciclos a vapor em geral, possuem eficiências em torno de 20%. Considerando a potência térmica bruta disponível dos gases e do alcatrão produzidos durante a carbonização contínua, conforme indicada anteriormente, a potência líquida gerada através do ciclo Rankine será de aproximadamente 140 kW.

A Solidda Energia comercializa turbinas axiais com potência nominal que vão de 0,20 MW até 10 MW, que geralmente operam com vapor na faixa de 45 bar de pressão e temperatura até 450°C. Porém, a modelagem foi realizada para dois cenários, um com o vapor a pressão de 22 bar e 300°C na entrada da turbina, e outro com pressão de 45 bar e 450°C.

A Figura 4.3, mostra um esquema do ciclo Rankine convencional que foi utilizado na modelagem para avaliar a potência elétrica a ser gerada utilizando os gases não condensáveis e

o alcatrão da carbonização contínua. Neste caso, o gás da carbonização e o alcatrão são representados pelo fluxo F1, os quais são encaminhados para queima na caldeira. Na caldeira ocorre um aumento de temperatura a pressão constante do fluido de trabalho do ciclo a vapor, que está como líquido saturado na saída da “bomba 2”, e deixa a caldeira como vapor superaquecido (F2). O vapor superaquecido sofre um processo de expansão na turbina, gerando trabalho, e em seguida, segue para o condensador a ar (F3), onde retorna ao estado líquido saturado (F5), que é bombeado ao desaerador pela “bomba 1” (F6). O desaerador também recebe um fluxo de vapor a uma pressão intermediária (F4), que é extraído da turbina. O líquido saturado deixa o desaerador e segue para a “bomba 2” (F7), onde é pressurizado e enviado novamente à caldeira (F8), para reiniciar o ciclo.

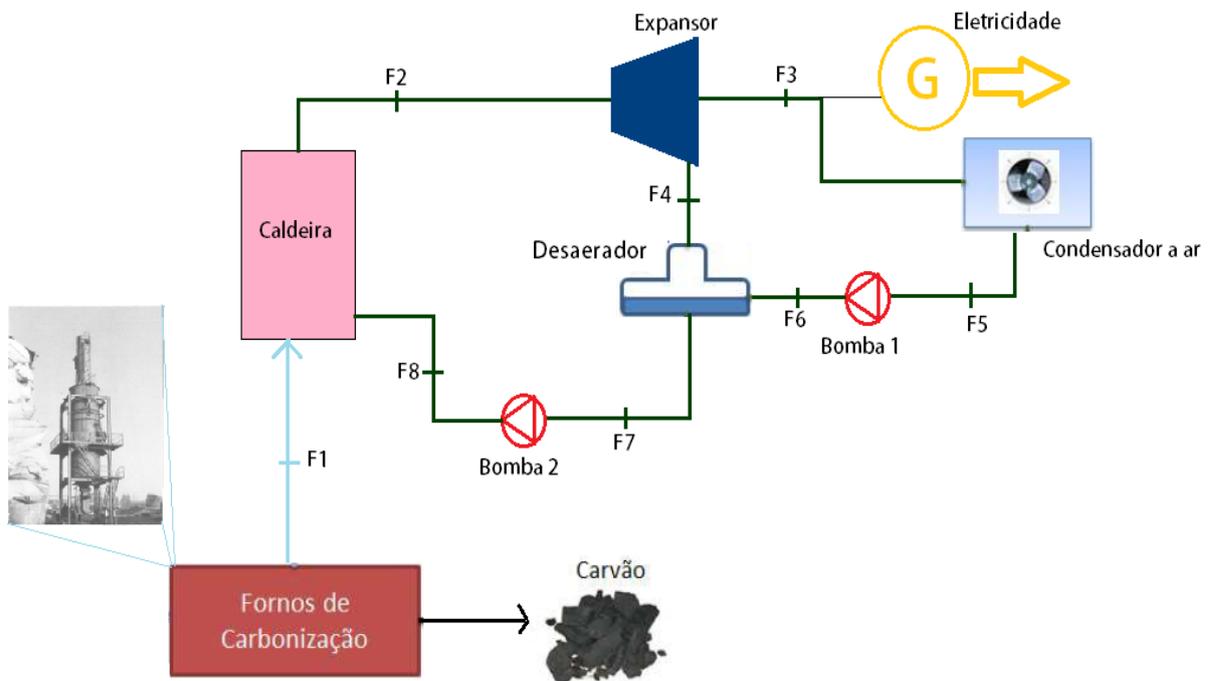


Figura 4.3 – Diagrama esquemático do sistema ciclo Rankine a vapor considerado

Os principais parâmetros e hipóteses considerados na modelagem foram definidos com fabricantes de equipamentos, podendo ser encontrados nos trabalhos realizados por (Teixeira et al., 2014; Santiago, 2021; Lora e Nascimento, 2004; Leme, 2016).

- 1 - A condição atmosférica é tomada como 32°C e 89,072 Pa;
- 2 - A pressão do condensador é de 22 kPa e no desaerador é de 137,9 kPa;
- 3 - A eficiência isentrópica da turbina a vapor é de 62%;

- 4 - A eficiência isentrópica das bombas é de 70%;
- 5 - A eficiência do gerador é de 96%;
- 6 - A eficiência da caldeira é de 85%;

As equações de balanço de massa e energia foram utilizadas para descrever as trocas de massa e energia em todos os componentes do ciclo, partindo da hipótese de regime permanente e desprezando as variações de energia cinética e potencial ao longo do sistema.

Para determinar os trabalhos envolvidos no ciclo e demais trocas térmicas, é preciso conhecer o calor adicionado a ele. Neste caso, a potência térmica resultante da combustão dos gases não condensáveis e do alcatrão provenientes do processo de carbonização contínua pode ser obtida através da Eq. 4.1.

$$Q_{comb} = \dot{m}_{GNC} \cdot PCI_{GNC} + \dot{m}_{alcatrão} \cdot PCI_{alcatrão} \quad (4.1)$$

A equação de conservação da energia para cada dispositivo do ciclo pode ser escrita como apresentado nas equações abaixo. Para determinar o calor adicionado ao ciclo na caldeira, leve-se em consideração a energia disponibilizada pela combustão dos gases não condensáveis e alcatrão,  $Q_{comb}$  e  $\eta_c$  a eficiência da caldeira, sendo:

$$Q_{ad} = \dot{m}_v \cdot (h_2 - h_8) \quad (4.2)$$

$$q_{ad} = \frac{Q_{ad}}{\dot{m}_v} = (h_2 - h_8) \quad (4.3)$$

$$\eta_c = \frac{Q_{ad}}{Q_{comb}} \quad (4.4)$$

Para a turbina:

$$\dot{W}_t = \dot{m}_v \cdot (h_2 - h_4) + (\dot{m}_v - \dot{m}_4) \cdot (h_4 - h_3) \quad (4.5)$$

$$w_t = \frac{\dot{W}}{\dot{m}} = (h_2 - h_4) + (1 - y) \cdot (h_4 - h_3) \quad (4.6)$$

$$\eta_t = \frac{w_{real}}{w_{ideal}} = \frac{h_2 - h_3}{h_2 - h_{3s}} \quad (4.7)$$

$$\eta_t = \frac{w_{real}}{w_{ideal}} = \frac{h_2 - h_4}{h_2 - h_{4s}} \quad (4.8)$$

$$y = \frac{\dot{m}_4}{\dot{m}_v} \quad (4.9)$$

Calor rejeitado pelo condensador:

$$Q = m_v \cdot (1 - y) \cdot (h_5 - h_3) \quad (4.10)$$

$$q_s = \frac{Q_{cond}}{m_v} = (1 - y) \cdot (h_5 - h_3) \quad (4.11)$$

Para a bomba 1:

$$w_{b1} = (1 - y) \cdot (h_6 - h_5) \quad (4.12)$$

$$w_{b1} = \frac{\dot{W}_{b1}}{\dot{m}_v} \quad (4.13)$$

$$\eta_t = \frac{w_{real}}{w_{ideal}} = \frac{h_{6s} - h_5}{h_6 - h_5} \quad (4.14)$$

Para a bomba 2:

$$w_{b2} = (h_8 - h_7) \quad (4.15)$$

$$w_{b2} = \frac{\dot{W}_{b2}}{\dot{m}_v} \quad (4.16)$$

$$\eta_t = \frac{w_{real}}{w_{ideal}} = \frac{h_{8s} - h_7}{h_{8s} - h_7} \quad (4.17)$$

A eficiência do ciclo pode ser calculada de acordo com a Eq. 4.18, abaixo:

$$\eta = \frac{w_t - w_{b1} - w_{b2} - w_{cond}}{q_{ad}} \quad (4.18)$$

Onde:

$\eta$  = eficiência do ciclo [%]

$\dot{m}_v$  = vazão do fluido de trabalho [kg/s]

$\dot{w}_t$  = trabalho realizado pela turbina [kW]

$\dot{w}_b$  = trabalho consumido pela bomba [kW]

$\dot{w}_{\text{cond}}$  = trabalho consumido pelo condensador [kW]

$Q_{\text{ad}}$  = fluxo de calor adicionado ao ciclo [kW]

Para obter a potência no gerador, é necessário também levar em consideração a sua eficiência.

Para isso, tem-se a Eq. 4.19:

$$\dot{W}_g = \dot{W}_t * \eta_g \quad (4.19)$$

Os resultados obtidos de acordo com os parâmetros utilizados na modelagem, são apresentados nas Tabelas 4.1 e 4.2.

Tabela 4.1 – Resultados da modelagem do ciclo Rankine a vapor - RG 33%

<b>P (Bar)</b>	<b>T (°C)</b>	<b>Eficiência (%)</b>	<b>Consumo das bombas (kW)</b>	<b>Consumo do condensador (kW)</b>	<b>Vazão do vapor (kg/s)</b>	<b>Potência Líquida (kWe)</b>
22	300	8,6	3,27	6,9	0,28	70
45	450	9,5	6,71	7,6	0,25	77

Tabela 4.2 – Resultados da modelagem do ciclo Rankine a vapor - RG 42%

<b>P (Bar)</b>	<b>T (°C)</b>	<b>Eficiência (%)</b>	<b>Consumo das bombas (kW)</b>	<b>Consumo do condensador (kW)</b>	<b>Vazão do vapor (kg/s)</b>	<b>Potência Líquida (kWe)</b>
22	300	8,6	3,27	4,7	0,19	47
45	450	9,5	6,54	5,2	0,17	52

De acordo com os resultados obtidos modelagem para o ciclo Rankine, a eficiência variou de 8,6%, para vapor entrando na turbina a 22 bar e 300°C, e 9,5% para a pressão de 45 bar e temperatura de 450°C. Assim, o ciclo que opera com 45 bar de pressão e 450°C, possui maior eficiência, sendo capaz de gerar uma potência líquida de 77 kWe e 52 kWe, para os processos com RG de 33% e 42%, respectivamente.

Com a adição do potencial energético dos resíduos florestais para a geração de eletricidade, a potência líquida torna-se ainda maior. As Tabela 4.3 e 4.4, mostram os resultados obtidos considerando o potencial energético dos resíduos florestais, gases não condensáveis e alcatrão.

Tabela 4.3 – Resultados da modelagem do ciclo Rankine a vapor considerando a utilização dos resíduos florestais - RG 33%

<b>P (Bar)</b>	<b>T (°C)</b>	<b>Eficiência (%)</b>	<b>Consumo das bombas (kW)</b>	<b>Consumo do condensador (kW)</b>	<b>Vazão do vapor (kg/s)</b>	<b>Potência Líquida (kWe)</b>
22	300	8,6	3,27	9,7	0,39	97
45	450	9,5	6,71	10,6	0,34	107

Tabela 4.4 – Resultados da modelagem do ciclo Rankine a vapor considerando a utilização dos resíduos florestais - RG 42%

<b>P (Bar)</b>	<b>T (°C)</b>	<b>Eficiência (%)</b>	<b>Consumo das bombas (kW)</b>	<b>Consumo do condensador (kW)</b>	<b>Vazão do vapor (kg/s)</b>	<b>Potência Líquida (kWe)</b>
22	300	8,6	3,27	7,8	0,31	78
45	450	9,5	6,71	8,6	0,27	86

Ao incluir o potencial energético dos resíduos florestais, a potência líquida através do ciclo Rankine convencional, que obteve a melhor eficiência, é de 107 kWe para o RG de 33%, e 86 kWe para o RG de 42%. Portanto, com a adição dos resíduos florestais na geração de eletricidade houve um aumento considerável na potência líquida obtida, fazendo com que isto se torne importante para uma maior geração.

#### 4.1.2. Ciclo Rankine Orgânico - ORC

Para a modelagem do ORC, deve-se selecionar os fluidos orgânicos mais apropriados de acordo com cada aplicação. Neste caso, são aqueles que operam em altas temperaturas, devido às características da fonte de calor.

O modelo considerado utiliza um regenerador para aproveitar o calor do vapor que sai da turbina para pré-aquecer o fluido de trabalho que vai para o evaporador. A Figura 4.4, apresenta o modelo simplificado do ciclo ORC utilizado. Os gases não condensáveis e o alcatrão provenientes do processo de carbonização (F1), são conduzidos a uma fornalha, onde são

queimados para aquecer o óleo térmico. O óleo aquecido que sai do trocador de calor da caldeira (O1), é levado ao evaporador para evaporar e superaquecer o fluido de trabalho, gerando o fluxo de vapor superaquecido (F2), que é conduzido à turbina, que produz trabalho.

O vapor deixa a turbina em baixa pressão, fluxo (F3), segue para o regenerador, onde realiza uma troca de calor com o líquido que sai da “bomba 1”. Após deixar o regenerador ainda no estado vapor (F4), o fluido segue para o condensador onde ocorre a sua condensação, saindo no estado líquido, representado pelo fluxo (F5). Em seguida o fluido é bombeado pela “bomba 1”, fluxo (F6). O líquido pressurizado segue para o regenerador, onde sofre um aumento de temperatura, para então, ser encaminhado novamente ao evaporador (F7), para iniciar novamente o ciclo.

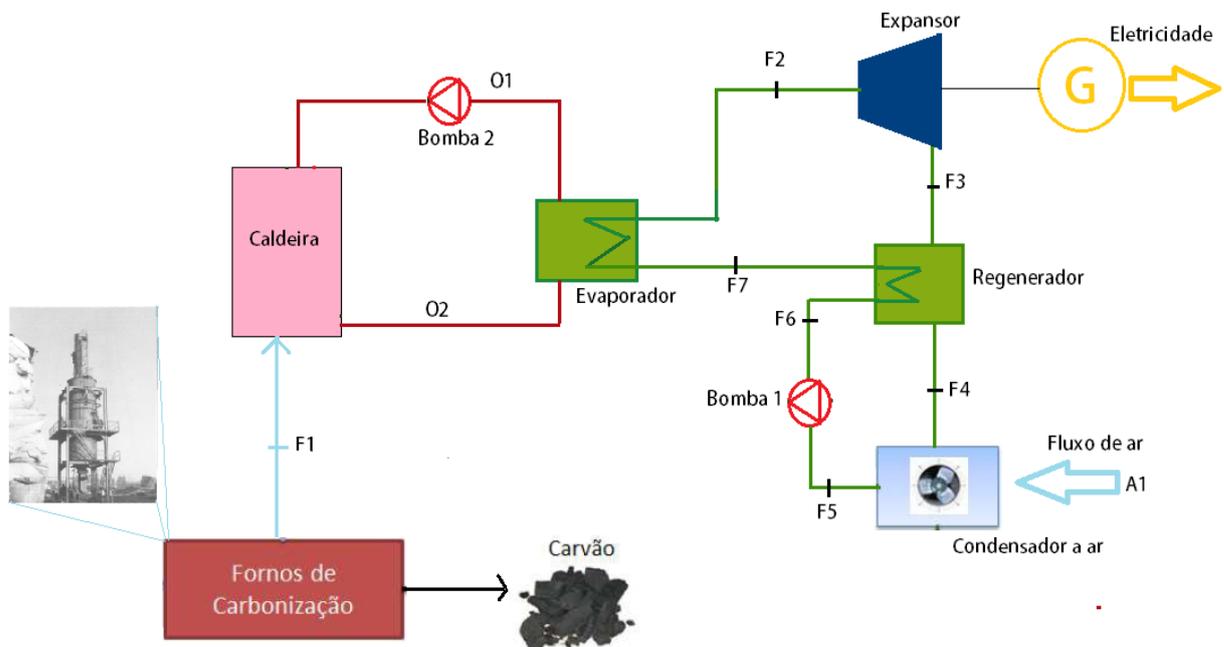


Figura 4.4 – Modelagem do ORC utilizando os gases da carbonização

O fluido utilizado para intermediar o calor da caldeira ao evaporador é o Therminol. As vantagens relacionadas à utilização do óleo térmico, é a possibilidade de controlar a temperatura do fluido para valores seguros (abaixo da temperatura crítica ou de projeto), também, a inércia térmica, boa capacidade de suportar mudanças de carga, e a possibilidade de chegar à temperatura de trabalho próximo à pressão atmosférica.

No Ciclo Rankine Orgânico, o tipo de expansor utilizado desempenha um papel fundamental na eficiência do ciclo. Portanto, para a seleção do dispositivo de expansão, deve ser levado em consideração alguns aspectos como os parâmetros de operação, características do fluido de

trabalho, a escala de potência da planta, além de sua eficiência isentrópica, complexidade, custo do sistema de controle, vibração, confiabilidade e robustez na operação (RAHBAR et al., 2017). A Figura 4.5, apresenta os tipos de expansores utilizados em plantas ORC para cada faixa de potência.

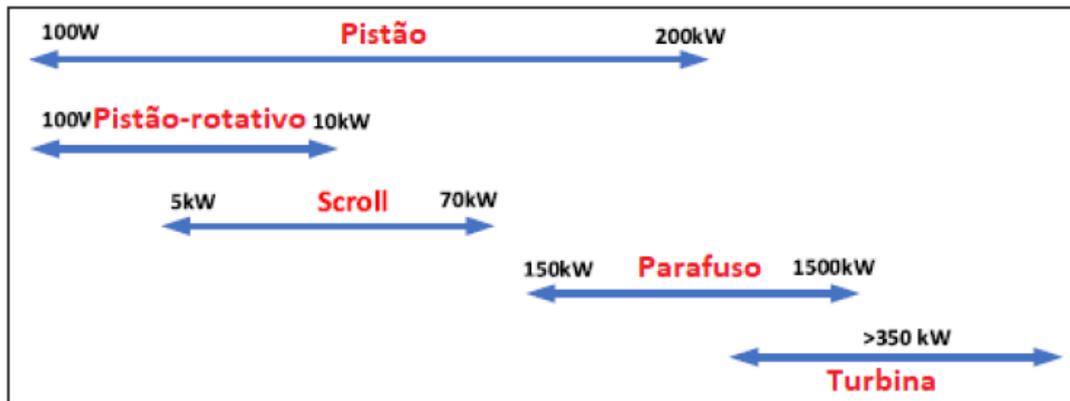


Figura 4.5 – Expansores utilizados em ORCs e faixas de potência (Zhao et al. 2019)

Com informações apresentadas na revisão bibliográfica de Zhao et al., (2019), que trata do estado atual dos expansores utilizados em usinas ORC, é possível determinar os valores de eficiências para os expansores em função da potência do ciclo, como mostrado na Tabela 4.5.

Tabela 4.5 – Expansores utilizados e eficiências isentrópicas (adaptado de Zhao et al., 2019)

Tipo de expansor	Pistão	Parafuso	Turbina	Turbina	Turbina	Turbina
Potência (kW)	100	200	500	1000	1500	2000
$\eta_{is}$ (%)	40	60	68	78	84	86

Para a eficiência da turbina, verifica-se que os expansores parafuso são utilizados para plantas com potências na faixa de 150 kW e 1500kW, sendo sua eficiência de 60%. As turbinas convencionais são utilizadas em plantas com potência superior a 350kW, sendo a eficiência reportada de 68% (Zhao et al, 2019).

Neste caso, será considerado a utilização de uma turbina convencional de simples estágio, também pelo fato de que ela atende plantas com potências maiores, visando sua utilização em centros de carbonização de maior escala, onde se tem mais de um forno de carbonização contínua em operação.

Para a análise do modelo termodinâmico, as seguintes considerações e limitações foram utilizadas.

- 1 - A eficiência da caldeira de óleo térmico é de 85%
- 2 – Eficiência isentrópica da turbina é de 68% e da bomba 70%
- 3 – Eficiência do gerador elétrico é de 96%
- 4 – Efetividade do regenerador de 90%
- 5 - Demais perdas foram desconsideradas

O ciclo foi modelado também no software EES, que já possui as propriedades termofísicas dos fluidos orgânicos analisados. Para descrever o desempenho dos componentes do ciclo, foi utilizado as equações de balanço de massa e energia, partindo da hipótese de que o processo ocorre em regime permanente e as variações de energia cinética e potencial são desprezíveis (Branchini et al., 2013; Sotomonte, 2015). As equações a seguir, são utilizadas partindo do calor fornecido ao ciclo pelo combustível, de acordo com a eficiência da caldeira.

$$Q_{comb} = \dot{m}_{GNC} \cdot PCI_{GNC} + \dot{m}_{alcatrão} \cdot PCI_{alcatrão} \quad (4.20)$$

$$Q_{ad} = \dot{m}_f \cdot (h_{o1} - h_{o2}) \quad (4.21)$$

$$q_{ad} = \frac{Q_{ad}}{\dot{m}_f} = (h_{o1} - h_{o2}) \quad (4.22)$$

$$\eta_c = \frac{Q_{ad}}{Q_{comb}} \quad (4.23)$$

Em que,

$h_{o2}$  e  $h_{o1}$  representam respectivamente a entalpia do óleo térmico da fonte de calor na entrada e saída do evaporador;

$Q_{ad}$  = Calor da fonte fornecido ao ciclo;

$\dot{m}_f$  = Fluxo de óleo térmico;

Posteriormente, o óleo térmico transfere calor para o fluido de trabalho no evaporador, podendo ser conhecido através da Eq. 4.25. O evaporador realiza a troca de calor entre o óleo térmico e

o fluido de trabalho como um trocador de calor, porém, as temperaturas finais e iniciais aceitáveis limitam seu desempenho, sendo esta, a diferença de temperatura entre a entrada e saída do fluido de trabalho. O balanço de energia no equipamento é calculado pela Eq. 4.24. O calor

$$\dot{m}_v \cdot (h_2 - h_7) = \dot{m}_{therm} \cdot (h_{o1} - h_{o2}) \cdot (1 - \varepsilon) \quad (4.24)$$

$$Q_{evap} = \dot{m}_v \cdot (h_2 - h_7) \quad (4.25)$$

$$q_{evap} = \frac{Q_{evap}}{\dot{m}_v} = (h_2 - h_7) \quad (4.26)$$

Em que,

$h_7$  = entalpia na entrada do evaporador;

$h_2$  = entalpia na saída do evaporador;

$Q_{evp}$  = Calor adicionado ao ciclo no evaporador;

$\dot{m}_v$  = fluxo do fluido de trabalho;

O fluido, aquecido no evaporador é encaminhado à turbina, onde se expande realizando trabalho. O desempenho da turbina é estabelecido em função de sua eficiência isentrópica, sendo definida pela Eq. 4.27.

$$\eta_{is,t} = \frac{\dot{W}_{real}}{\dot{W}_{is}} = \frac{h_3 - h_2}{h_3 - h_{2,s}} \quad (4.27)$$

Em que,

$\eta_{is,t}$  = Eficiência isentrópica da turbina;

$\dot{W}_{real,t}$  = trabalho real da turbina;

$\dot{W}_{is,t}$  = trabalho isentrópico realizado pela turbina;

Com a utilização de um trocador de calor interno (regenerador), a energia do fluido é parcialmente recuperada, aquecendo o fluido de trabalho de acordo com as Eq. 4.28 e 4.29.

$$\varepsilon_{reg} = \frac{Q_{reg}}{Q_{max}} = \frac{\dot{m} \cdot C_{p,liq}(T_6 - T_7)}{\dot{m} \cdot C_{p,v}(T_3 - T_4)} \quad (4.28)$$

$$Q_{reg} = \dot{m}_v \cdot (h_6 - h_7) = \dot{m}_v \cdot (h_3 - h_4) \quad (4.29)$$

Sendo,

$\varepsilon$  = efetividade do regenerador

$Q_{reg}$  = calor regenerado

Após a passagem do fluido pelo regenerador, ele encaminhado ao condensador, que atua como um trocador de calor em contracorrente. A pressão no condensador é definida em função da temperatura de condensação “T4”. O balanço de energia pode ser reescrito de acordo com a Eq. 4.30.

$$Q_{con} = \dot{m}_v \cdot (h_4 - h_5) \quad (4.30)$$

Em que,

$Q_{con}$  = calor rejeitado pelo condensador

A bomba é modelada em função da eficiência isentrópica, assim como a turbina. Seu balanço de energia pode ser realizado de acordo com a Eq. 4.31, e o trabalho consumido definido pela Eq. 4.32.

$$\eta_{is,b} = \frac{h_{6,s} - h_5}{h_6 - h_5} \quad (4.31)$$

$$\dot{W}_b = \dot{m}_v \cdot (h_6 - h_5) \quad (4.32)$$

Em que:

$\eta_{is,b}$  = Eficiência isentrópica da bomba;

$\dot{W}_b$  = Trabalho consumido pela bomba;

Para se conhecer a potência gerada no gerador, é necessário também levar em consideração a sua eficiência. Para isso, tem-se a Eq. 4.33:

$$\dot{W}_g = \dot{W}_t * \eta_g \quad (4.33)$$

Os fluidos mais apropriados para esta aplicação são aqueles que possuem altas temperaturas críticas, recomendados para o uso com fontes de calor de alta temperatura, como o Tolueno, o n-Pentano e o MM (octametildisiloxano) (Maraver et al., 2014). Assim, as temperaturas e pressões críticas dos fluidos indicados para esta aplicação considerados nesta análise, podem ser encontrados na Tabela 4.6.

Tabela 4.6 - Parâmetros termodinâmicos de alguns fluidos orgânicos (Sotomonte, 2015)

Fluído	Tc (K)	Pc (kPa)
n-Pentano	470	3370
Tolueno	592	4126
MM	518	1939

Os resultados da modelagem do ORC utilizando o Tolueno, n-Pentano e o MM como fluido de trabalho de acordo com os parâmetros considerados, são mostrados nas Tabelas 4.7 e 4.8.

Tabela 4.7 - Resultado da modelagem do ORC para o RG de 33%

Fluído	TF2 °C	P2 bar	TF5 °C	P5 bar	Eficiência %	Vazão kg/s	Potência Líquida kWe
Tolueno	300	22,1	52,8	0,19	17,7	1,07	149
n-Pentano	187	18	52,6	0,05	16,2	0,81	136
MM	220	13	61,2	0,15	14,3	1,7	120

Tabela 4.8 - Resultado da modelagem do ORC para o RG de 42%

Fluído	TF2 °C	P2 bar	TF5 °C	P5 bar	Eficiência %	Vazão kg/s	Potência Líquida kWe
Tolueno	300	22,1	52,8	0,17	17,7	0,72	101
n-Pentano	187	18	52,6	0,05	16,2	0,55	92
MM	220	13	61,2	0,11	14,3	1,2	81

Como pode ser observado, o fluido de trabalho que apresentou o melhor desempenho foi o Tolueno, sendo a eficiência do ciclo de 17,7%. O MM e o N-Pentano, obtiveram eficiências de 14,3% e 16,2%, respectivamente.

O ORC também foi avaliado considerando a queima dos resíduos florestais. A Tabela 4.9 e 4.10, apresentam os resultados obtidos na simulação do ORC, considerando o uso dos resíduos florestais para a geração de eletricidade.

Tabela 4.9 - Resultado da modelagem do ORC utilizando resíduos florestais para o RG de 33%

Fluído	TF2 °C	P2 bar	TF5 °C	P5 bar	Eficiência %	Vazão kg/s	Potência Líquida kWe
Tolueno	300	22,1	52,8	0,17	17,7	1,5	207
n-Pentano	187	18	52,6	0,05	16,2	1,14	190
MM	220	13	61,2	0,11	14,3	2,4	167

Tabela 4.10 - Resultado da modelagem do ORC utilizando resíduos florestais para o RG de 42%

Fluído	TF2 °C	P2 bar	TF5 °C	P5 bar	Eficiência %	Vazão kg/s	Potência Líquida kWe
Tolueno	300	22,1	52,8	0,17	17,7	1,2	167
n-Pentano	187	18	52,6	0,05	16,2	0,91	152
MM	220	13	61,2	0,11	14,3	1,9	134

Com a adição dos resíduos florestais (galhos, folhas e cascas) na geração de eletricidade, a potência elétrica final chega a 207 kWe e 167 kWe, para o RG de 33% e 42%, respectivamente, utilizando o Tolueno como fluido de trabalho.

Posteriormente, o ciclo ORC utilizando o Tolueno como fluido de trabalho, será comparado com o ciclo Rankine convencional por ser o mais eficiente dos três fluidos orgânicos avaliados.

## 4.2. Comparação entre as tecnologias

Nesta etapa, será realizado uma comparação entre as tecnologias selecionadas para o aproveitamento dos gases residuais da carbonização contínua, de acordo com os resultados obtidos nos itens anteriores.

Foram selecionados para esta análise, os ciclos termodinâmicos que obtiveram as melhores eficiências, de acordo com os parâmetros de pressão e temperatura utilizados. As Tabelas 4.11 e 4.12, mostram os resultados obtidos para os ciclos ORC e Rankine convencional que se mostraram mais eficientes, assim como os parâmetros utilizados, não considerando a utilização dos resíduos florestais.

Tabela 4.11 – Melhores resultados obtidos na modelagem dos ciclos termodinâmicos para RG 33%

	Eficiência	Potência	Observações
Ciclo Rankine a vapor	9,5%	77 kWe	Parâmetros de 45 bar e 480°C
ORC	17,7%	149 kWe	Tolueno como fluido de trabalho

Tabela 4.12 – Melhores resultados obtidos na modelagem dos ciclos termodinâmicos para RG 42%

	Eficiência	Potência	Observações
Ciclo Rankine a vapor	9,5%	52 kWe	Parâmetros de 45 bar e 480°C
ORC	17,7%	101 kWe	Tolueno como fluido de trabalho

De acordo com os dados mostrados nas Tabelas 4.11 e 4.12, a tecnologia que apresenta o melhor desempenho é o ORC, com eficiência de 17,7% quando se utiliza o Tolueno como fluido de trabalho para os parâmetros adotados. No processo com o RG de 33%, a potência elétrica gerada chega a 149 kWe. Já no processo com RG de 42% a potência gerada é de 101 kWe.

Nas Tabelas 4.13 e 4.14, são mostrados os resultados do potencial de geração de eletricidade e eficiência para cada uma destas tecnologias, considerando a utilização dos resíduos florestais.

Tabela 4.13 – Melhores resultados obtidos na modelagem dos ciclos termodinâmicos para RG 33% utilizando os resíduos florestais

	Eficiência	Potência	Observações
Ciclo Rankine a vapor	9,5%	97 kWe	Parâmetros de 45 bar e 480°C
ORC	17,7%	207 kWe	Tolueno como fluido de trabalho

Tabela 4.14 – Melhores resultados obtidos na modelagem dos ciclos termodinâmicos para RG 42% utilizando os resíduos florestais

	Eficiência	Potência	Observações
Ciclo Rankine a vapor	9,5%	78 kWe	Parâmetros de 45 bar e 480°C
ORC	17,7%	167 kWe	Tolueno como fluido de trabalho

Portanto, entre as tecnologias, nota-se que o ciclo ORC possui maior eficiência e, conseqüentemente, maior geração de eletricidade. Com a utilização dos resíduos florestais, a geração de eletricidade pretendida para o ORC é de 207 kWe e 167 kWe de acordo com o RG. Porém, somente com a realização de uma análise de viabilidade econômica para ambas as tecnologias, pode-se dizer qual delas é a mais indicada.

### 4.3. Geração de eletricidade através das tecnologias ORC e Rankine convencional

Para determinar a geração de energia elétrica através das tecnologias de conversão energética selecionadas, foi realizado uma estimativa de produção de eletricidade para o processo em análise. Mesmo que a planta de carbonização contínua em estudo é capaz de operar durante o dia e à noite intermitentemente, será considerado um fator de capacidade de 85%, contando que seja necessário algumas paradas para manutenções e demais imprevistos.

Considerando os parâmetros adotados nesta análise, a geração diária de eletricidade pode chegar a 1,85 MWh e 1,25 MWh, para a faixa de RG adotada, através do ciclo Rankine convencional e, a produtividade específica vai de 130 a 62 kWh/t de carvão vegetal produzido.

Para o ORC, a eletricidade gerada varia de 3,5 a 2,4 MWh por dia e a produtividade específica de 247 a 120 kWh/t de carvão vegetal de acordo com a faixa estabelecida para o RG de 33 a 42%.

As Tabelas 4.14 e 4.15, mostram a eletricidade gerada anualmente através do aproveitamento dos gases não condensáveis e do alcatrão oriundos do processo de carbonização contínua, para os rendimentos gravimétricos considerados e de acordo com a tecnologia de conversão. Também, a energia consumida pelo próprio forno e aquela que será comercializada anualmente. O consumo de eletricidade do forno em análise é de 225 kWh por tonelada de carvão produzido.

Tabela 4.15 - Geração de energia anual através das tecnologias Rankine a vapor e ORC para RG do processo de 33%

	Ciclo Rankine a vapor MWh	ORC MWh
Energia produzida	574	1.085
Energia consumida	1.642	1.642
Eletricidade excedente	-1.068	-557

Tabela 4.16 - Geração de energia anual das tecnologias Rankine a vapor e ORC para RG do processo de 42%

	Ciclo Rankine a vapor MWh	ORC MWh
Energia produzida	387	744
Energia consumida	1.642	1.642
Eletricidade excedente	-1.255	-898

Estes resultados apresentam a geração de eletricidade utilizando cada um dos ciclos termodinâmicos avaliados neste estudo. Para estes processos avaliados, os dados mostram que a energia consumida pelo forno é maior que a eletricidade gerada. Com isso, não é possível obter receita com a venda de eletricidade. É válido ressaltar que, esta geração não contabiliza o aproveitamento dos resíduos florestais. No entanto, as Tabelas 4.16 e 4.17, mostram a eletricidade a ser gerada incluindo a utilização dos resíduos florestais na geração.

Tabela 4.17 - Geração de energia anual através das tecnologias Rankine a vapor e ORC para RG do processo de 33% incluindo os resíduos florestais

	Ciclo Rankine a vapor MWh	ORC MWh
Energia produzida	722	1.541
Energia consumida	1.642	1.642
Eletricidade excedente	-920	-101

Tabela 4.18 - Geração de energia anual das tecnologias Rankine a vapor e ORC para RG do processo de 42% incluindo os resíduos florestais

	Ciclo Rankine a vapor MWh	ORC MWh
Energia produzida	580	1.243
Energia consumida	1.642	1.642
Eletricidade excedente	-1.062	-399

Como pode-se perceber, a inclusão dos resíduos florestais se faz importante para que se tenha uma maior geração. Mesmo não sendo capaz suprir todo o consumo de eletricidade do próprio forno, a geração através do ciclo ORC, fornece de 1.531 a 1.243 MWh de eletricidade por ano, para a faixa de RG adotada. Esta geração representa de 75 a 94% da eletricidade consumida pelo forno anualmente.

Assim, estes dados de geração e consumo de eletricidade, serão utilizados na análise econômica no intuito de estabelecer a tecnologia que melhor se adequa para a conversão dos gases não condensáveis, do alcatrão e dos resíduos florestais oriundos do processo de carbonização contínua em eletricidade.

## **CAPÍTULO 5 – ANÁLISE ECONÔMICA DO APROVEITAMENTO DOS GASES RESIDUAIS DA CARBONIZAÇÃO CONTÍNUA**

Neste capítulo, será realizado uma análise de viabilidade econômica da utilização dos gases não condensáveis, do alcatrão e dos resíduos florestais provenientes do processo de carbonização contínua para a geração de eletricidade. Assim, pretende-se definir o custo da tecnologia estudada e analisar a viabilidade do projeto.

Geralmente, a análise econômica é usada na fase de planejamento e desenvolvimento para projetar os custos de construção e operação para que em seguida, possa ser colocada em operação. O objetivo é demonstrar a viabilidade econômica da proposta, mobilizar os fundos de investimento necessários e definir como eles serão gerenciados e reembolsados ao longo de sua vida útil.

Os principais custos de investimento de uma planta de geração a biomassa incluem despesas com planejamento, engenharia, custos de construção, manejo e preparo de equipamento (gerador, sistema de controle e emissões) e combustível.

Os custos de aquisição dos equipamentos, na maioria das vezes, são os maiores mas, existem outros que também podem ser altos como infraestrutura e logística, ou mesmo a conexão à rede elétrica, quando estes são alocados em áreas remotas, como é o caso da maioria das plantas de carbonização (IRENA, 2019).

No entanto, na análise aqui realizada, o custo de conexão com a rede elétrica não está incluso pois, no local já existe esta conexão. O forno de carbonização contínua possui componentes elétricos, tornando a conexão à rede essencial para o seu funcionamento. Portanto, será analisado a viabilidade econômica apenas da implantação da unidade geradora.

É válido ressaltar que os custos considerados nesta análise são apenas faixas de valores pois, há ainda uma carência de informações para se estimar com precisão os custos reais de uma planta utilizando estas tecnologias. Além disso, os custos variam de acordo com a aplicação, fonte de calor, local, instalação, etc.

### **5.2. Levantamento de Custos**

#### **5.2.1. Ciclo Rankine Convencional**

A maioria das plantas geradoras que utilizam o ciclo a vapor usam sistemas de queima direta de biomassa para a produção de vapor a alta pressão, o qual é usado numa turbina para acionar o gerador e produzir eletricidade (FEMP, 2016). No caso da recuperação de energia dos gases da carbonização, devem ser considerados os mesmos componentes e sistemas utilizados no ciclo a vapor:

- Sistema de armazenamento de combustível
- Caldeira
- Bombas
- Ventiladores
- Turbina a vapor
- Gerador
- Condensador
- Exaustor / controlador de emissões
- Sistema de controle (automação)

Para a estimativa dos custos de investimento requeridos para a tecnologia de ciclo a vapor, o método de cálculo de investimento escolhido é baseado nas equações propostas no trabalho de Valero et al. (1994), as quais foram atualizadas por Villela (2007) e aplicadas em estudos de uma planta termelétrica por Pinto (2020).

Essa metodologia leva em consideração os investimentos nos principais componentes do ciclo termodinâmico a vapor (caldeira, turbina, condensador e bombas). Para o cálculo do custo total de investimento, admite-se um fator de proporção (20% das despesas com os principais componentes), representativo aos custos com equipamentos auxiliares (Pinto, 2020). As Equações (5.1) a (5.4), representam o cálculo do investimento na aquisição de tais componentes e a Equação 5.5, representa o cálculo do Investimento Total (IT).

$$I_{CALD} = 784 \times \dot{Q}_{cald} \times \left[ 1 + \left( \frac{1-0,90}{1-n_{cald}} \right)^7 \right] \times \left[ 1 + 5 \exp \left( \frac{T_s - 866}{10,42} \right) \right] \left[ \exp \left( \frac{P_s - 28}{150} \right) \right] \quad (5.1)$$

$$I_{TV} = 7490 \times E_p^{0,70} \left[ 1 + \left( \frac{1-0,95}{1-n_{s,TV}} \right)^3 \right] \times \left[ 1 + 5 \exp \left( \frac{T_s - 866}{10,42} \right) \right] \quad (5.2)$$

$$I_{COND} = 1173 \dot{m}_V \quad (5.3)$$

$$I_B = 3540 \times W_B^{0,71} \left[ 1 + \left( \frac{1-0,80}{1-n_{s,B}} \right)^3 \right] \times 1,41 \quad (5.4)$$

$$I_T = 1,2 \times (I_{CALD} + I_{TV} + I_{COND} + I_B) \quad (5.5)$$

### 5.2.2. Custos de operação e manutenção

Para um estudo econômico, os custos de operação e manutenção das plantas também devem ser incluídos considerando o custo de mão-de-obra, seguro, manutenção, custo de substituição dos equipamentos. Estes custos variam entre 2% e 6% do custo total da instalação por ano (Visser et al., 2019).

Plantas geradoras que trabalham com combustível renovável tendem a apresentar menores custos de operação e manutenção por kW, devido à escala da planta. Os custos variáveis de operação e manutenção, em média são de 0,0005 US\$/kWh, e, portanto, é notavelmente menor do que os custos fixos (Ghosh, 2016).

A Tabela 5.1, apresenta os parâmetros adotados para a análise econômica, realizada para o sistema estudado, incluindo os custos fixos e variáveis de operação e manutenção. O custo de aquisição de combustível não foi adicionado, pois no caso em questão, o combustível utilizado na geração de eletricidade são os gases, o alcatrão e os resíduos florestais, portanto não há custos com combustível.

Tabela 5.1 – Parâmetros econômicos selecionados para análise do ciclo a vapor

Parâmetro	Valor	Referência
Horas de operação	7446	-
Vida útil	20 anos	-
C <sub>O&amp;M</sub> fixo	2,0% I <sub>t</sub> ao ano	(Visser et al., 2019)
C <sub>O&amp;M</sub> variável	0,005 US\$/kWh	(Ghosh, 2016)

### 5.2.3. Resultados e discussões

Para plantas de geração a vapor com potência entre 5 e 25 MW, os custos de investimento são de aproximadamente 3.000 e 5.000 US\$/kW de eletricidade (FEMP, 2016). Porém, estes valores variam de acordo com cada país. Na China e na Índia, por exemplo, os custos de centrais a vapor são mais baixos que países da Europa e América do Norte.

Entretanto, considerando a capacidade de geração da planta em análise, a faixa de valores encontrada para o investimento total, custos de operação e manutenção e, custo específico da instalação, são apresentados na Tabela 5.2.

Tabela 5.2 – Custos de investimentos para as tecnologias de ciclo a vapor

Indicadores Econômicos	Valores
Investimento Total $I_T$ (US\$)	1.764.743,61
$C_{O\&M \text{ fixo}}$ (US\$/ano)	98.589,72
$C_{O\&M \text{ variável}}$ (US\$/ano)	2.398,53
Investimento Espec. (US\$/kW)	3.731,46

Com base na Tabela 5.2, é possível identificar que o investimento específico da planta encontrado é de 3.731,46 US\$/kW. Ressalta-se que estes custos são valores aproximados e diferem dos custos reais. Por este motivo, se torna importante uma análise de sensibilidade variando os custos totais para mais e para menos.

No intuito de validar estes resultados, foi verificado a faixa de custos considerada em outros estudos que também analisaram a utilização dos gases da carbonização através destas tecnologias. Segundo Oliveira (2021), a faixa de valores referentes ao investimento total em plantas com potências de 500 kW a 2000kW, vai de 1.788.458,01 US\$ a 4.467.132,63 US\$. O custo de manutenção dos equipamentos e investimento específico (US\$/kW), para diferentes capacidades, podem ser vistos na Tabela 5.3, segundo o mesmo autor.

Tabela 5.3 – Custos de plantas que operam com o ciclo Rankine a vapor (Oliveira, 2021)

Indicadores Econômicos	Capacidade da Planta (kW)			
	500	1000	1500	2000
$I_T$ (US\$)	1.788.458,01	2.809.455,60	3.698.624,53	4.467.132,63
$C_{O\&M \text{ fixo}}$ (US\$)	107.307,48	168.567,34	221.917,47	268.027,96
$C_{O\&M \text{ variável}}$ (US\$)	1.861,75	3.723,50	5.585,25	7.447,00
<b>Investimento Específico (US\$/kW)</b>	<b>3.795,25</b>	<b>2.981,75</b>	<b>2.617,42</b>	<b>2.371,30</b>

É possível identificar que a faixa de valores para o investimento específico considerados por Oliveira (2021), para ciclos a vapor varia de 3.795,25 e 2.371,30 US\$/kW, para as potências consideradas. Portanto, os resultados encontrados nesta análise para plantas com capacidade de 500 kW, encontram-se dentro da faixa de valores mostrada na Tabela 5.3, e também, dentro da margem de custos estabelecida pela (FEMP, 2016).

## 5.3. Ciclo Rankine Orgânico

### 5.3.1. Levantamento de custos

Os custos dos principais equipamentos de um ciclo orgânico são usualmente calculados através de correlações empíricas, pois, atualmente, ainda há carência de informações quanto aos custos de sistemas ORC no mercado, pelo fato de haver poucos sistemas deste tipo. Além disso, o custo de investimento em um ORC incluindo equipamentos, engenharia, sistema de integração, custo de capital, estão intimamente ligados à sua aplicação.

Dados experimentais sobre tendências em plantas ORC indicam que o desempenho dos sistemas favorecem os benefícios econômicos. Portanto, é importante analisar o desempenho do sistema em relação à fonte de calor e temperatura de evaporação em sistemas ORC movido a biomassa, incluindo uma avaliação termo econômica (Zhu, 2020).

Também, há uma lacuna de conhecimento para a seleção do fluido de trabalho em baixas temperaturas, até mesmo a própria análise econômica em plantas de cogeração que utilizam ORC (Zhu, 2020).

A maioria dos pesquisadores usam correlações matemáticas para cada equipamento específico do ciclo: o evaporador, o conjunto expensor/gerador, o condensador e o sistema de bombeamento.

Para o cálculo do Custo de Aquisição de Equipamentos (CAE) foram utilizados as correlações de Turton (2013) para ciclos a vapor orgânicos. As expressões matemáticas foram desenvolvidas com base nos parâmetros técnicos de operação de cada componente do sistema de geração. Para calcular os custos com evaporador, turbina e bombas, utiliza-se a correlação apresentada na Equação (5.6).

$$\text{Log}_{10}C_p^0 = K_1 + K_2\text{Log}A + K_3[\text{Log}A]^2 \quad (5.6)$$

Onde,  $C_p$  é o custo de aquisição do referido equipamento,  $A$  é o parâmetro técnico que caracteriza o equipamento, como por exemplo, para o evaporador é o calor trocado e para bombas a potência de acionamento, todos em kW. Os valores dos coeficientes  $K_1$ ,  $K_2$ , e  $K_3$  para cada um dos componentes, assim como, a correlação para condensadores e conjunto turbina e gerador são apresentadas na Tabela 5.4, tal que,  $Q$  é o calor desprendido pelo sistema de condensação e  $P$  é a potência elétrica produzida no gerador. A soma de todos os componentes apresentados no ciclo compõe o custo de aquisição de equipamento.

Tabela 5.4 – Coeficientes e correções para a estimativa do custo de aquisição

Componente	Coeficiente e Correlações
Evaporador	$K_1 = 4,6656 \quad K_2 = -0,5157 \quad K_3 = 0,1547$
Bomba	$K_1 = 3,3892 \quad K_2 = 0,0536 \quad K_3 = 0,1538$
Condensador	$C_P^0 = 12300 \times \left(\frac{Q}{50}\right)^{0,76}$ para Q em KW
Turbina e Gerador	$C_P^0 = 185000 \times \left(\frac{P}{11800}\right)^{0,94}$ para P em KW

Os custos totais de instalação dos ciclos ORC é baseado na metodologia apresentada em Lemmens (2016), em que são definidas as estimativas a partir de porcentagens do custo de aquisição de equipamentos para o ciclo. As porcentagens aplicadas para definição dos custos associados à instalação, são apresentadas na Tabela 5.5

Tabela 5.5 – Parâmetros para o cálculo do custo específico de investimento.

Capacidade da Planta (KW)	
Custo Fixo de Investimento (CFI)	
<b>- Custo Fixo Direto (CFD)</b>	
- Custos Locais	
Custo de Aquisição de Equipamento (CAE)	
Instalação de equipamento	45% do CAE
Tubulações	31% do CAE
Instrumentação e Controle	10% do CAE
Equipamento e materiais elétricos	11% do CAE
- Custos off-site	
Trabalho estrutural, construção civil e arquitetura	44% do CAE
Instalações de trabalho	20% do CAE
<b>-Custos Fixos Indiretos</b>	
Engenharia e supervisão	30% do CAE
Custos de construção	15% do CFD
Contingências	10% do CFI
Custos Legais	2% do CFI
<b>- Outros custos</b>	
Custos de inicialização da planta	10% do CFI

A razão da soma de todos os custos apresentados (CTI) pela capacidade instalada da planta de geração (W), conforme Equação 5.7, fornece o custo específico de investimento (CEI), o qual é comumente utilizado em análises econômicas preliminares de sistemas ORC (Van Kleef et al., 2019).

$$CEI = \frac{CTI}{W} \quad (5.7)$$

Os custos totais de investimento (CTI), são compostos pela soma dos custos apresentados na Tabela 5.5, e  $\dot{W}$  é a capacidade de geração da planta.

Além disso, as correlações de Turton (2013), fornecem os custos em dólares americanos referentes ao ano de 2010, exceto para as expressões do conjunto turbina gerador e do condensador, que são referentes ao ano de 2013 (Toffolo et al., 2014). Diante disso, os custos devem ser atualizados de acordo com a conjuntura econômica atual. Para isso, utiliza-se o índice CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*), sendo que o valor mais atual, é referente ao ano de 2019 (607,5) e os índices de 2001 e 2013 são, respectivamente, 397,0 e 567,3.

### 5.3.2. Resultados

Os resultados referentes à estimativa de custos estão apresentados na Tabela 5.6, já com seus valores corrigidos para a atual conjuntura econômica. Os custos apresentados são referentes ao ciclo ORC avaliado, com o fluido de trabalho selecionado (Tolueno), e considera-se os custos de aquisição apenas dos componentes indispensáveis ao funcionamento do sistema de geração. A tabela também apresenta o custo total do investimento ou custo específico de investimento (CEI) em US\$/kW.

De acordo com Lummens (2016), os resultados dessa metodologia são maiores do que o custo real de um sistema desse tipo. Entretanto, deixa claro que as estimativas desse gênero têm como objetivo incrementar discussões da ordem de grandeza dos custos e incorporar estudos econômicos preliminares, pois operam em uma estreita faixa de precisão.

Tabela 5.6 - Custos estimados para o ciclo ORC

Fluído: Tolueno	Custo de aquisição U\$\$
Evaporador	262.587,55
Condensador	208.723,12
Bomba	6.387,52
Turbina e gerador	97.520,20
Regenerador	320.731,00
Invest. Específico (US\$/kW)	9.243,12

Para o cenário avaliado e a capacidade da planta, o custo específico encontrado é de 9.243,12 US\$/kW. A tendência comum é a diminuição dos custos específicos com o aumento na capacidade.

Ressalta-se que os equipamentos de troca de calor (condensadores, evaporadores e regeneradores), são os componentes com custos mais altos, os quais aumentam conforme a intensidade de troca de calor, portanto para sistemas com maior capacidade de geração, maiores são os custos com a aquisição de tais componentes.

No intuito de comparar os valores encontrados, foi verificado os custos utilizados no estudo de Oliveira (2021). Porém, os valores são referentes a outros fluidos como o N-decano e MDM pois, o autor não considera a utilização do Tolueno, n-Pentano e MM como fluido de trabalho. Portanto, estes valores servem apenas como base para compará-los com os valores obtidos nesta análise. Os valores são mostrados na Tabela 5.7.

Tabela 5.7 – Custos estimados para o ciclo ORC com regenerador e sem superaquecimento

Fluído: MDM Custo de Aquisição (US\$)	Capacidade da Planta (kW)			
	500	1000	1500	2000
Evaporador	317.288,19	515.487,42	705.552,46	893.239,10
Condensador	151.247,42	256.136,08	348.578,11	433.764,05
Bomba	101.477,08	194.686,64	285.011,20	373.511,81
Turbina	7.338,44	10.185,90	12.713,82	15.078,81
Regenerador	672.618,21	1.203.317,38	1.742.973,31	2.297.567,39
<b>Custo Específico de Investimento (US\$/kW)</b>	<b>10.069,33</b>	<b>8.779,92</b>	<b>8.310,30</b>	<b>8.082,17</b>

Tabela 5.7 – Custos estimados para o ciclo ORC com regenerador e sem superaquecimento  
(continuação)

<b>Fluido: n-Decano</b>	<b>Capacidade da Planta (kW)</b>				
	<b>Custo de Aquisição (US\$)</b>	<b>500</b>	<b>1000</b>	<b>1500</b>	<b>2000</b>
Evaporador		1.261.159,19	2.419.314,85	3.649.190,46	4.950.628,13
Condensador		131.854,46	223.376,19	303.957,70	378.285,48
Bomba		101.477,08	194.686,64	285.011,20	373.511,81
Turbina		6.655,52	9.036,68	11.135,23	13.086,59
Regenerador		462.105,82	789.837,30	1.113.784,18	1.440.029,47
<b>Custo Específico de Investimento (US\$/kW)</b>		<b>15.815,29</b>	<b>14.646,20</b>	<b>14.401,05</b>	<b>14.410,65</b>

Ao analisar os custos de aquisição dos equipamentos apresentados na Tabela 5.6, nota-se que os valores obtidos se aproximam dos valores obtidos. Portanto, os custos encontrados serão utilizados na análise econômica para avaliar a viabilidade financeira do empreendimento.

#### 5.4. Análise econômica dos ciclos

Nesta análise econômica, será utilizada a taxa de câmbio atual de 5,07 US\$/R\$ para realizar um fluxo de caixa que permite calcular os indicadores financeiros, como o Valor Presente Líquido (VPL) e a Taxa Interna de Retorno (TIR), o qual apresenta os custos e receitas anuais do projeto ao longo de 25 anos. O fluxo de caixa possui todas as entradas e saídas de capital a cada ano, incluindo receitas diretas e indiretas, investimento, custos operacionais e impostos.

As informações contidas na Instrução Normativa SRF nº162, de 31/12/1998, foram utilizadas para determinar a taxa de depreciação dos equipamentos, sendo a taxa anual de 10% e prazo de 10 anos de vida útil para caldeiras, demais componentes mecânicos, turbina a vapor, gerador e outros.

Os impostos relacionados às receitas com a venda de eletricidade para termoelétricas são:

IR+CSSL: 34% sobre o lucro Tributável

PIS/PASEP+COFINS: 3,65% da receita

Os custos totais estimados de CAPEX e OPEX para as tecnologias consideradas são mostrados nas Tabelas 5.8 e 5.9.

Tabela 5.8 - CAPEX e OPEX finais para a tecnologia Rankine convencional

Pot (kW)	500
Custo do queimador (US\$)	322.731,06
Custo da usina de geração (US\$)	1.764.743,15
<b>CAPEX (US\$)</b>	<b>2.087.474,21</b>
<b>CAPEX + impostos (US\$)</b>	<b>2.479.218</b>
<b>OPEX (US\$)</b>	<b>61.518</b>

Tabela 5.9 - CAPEX e OPEX finais para a tecnologia ORC

Pot (kW)	500
Custo do queimador (US\$)	275.388,11
Custo da usina de geração (US\$)	2.682.934,94
<b>CAPEX (US\$)</b>	<b>2.958.323,05</b>
<b>CAPEX + impostos (US\$)</b>	<b>3.679.218</b>
<b>OPEX (US\$)</b>	<b>92.518</b>

O preço de venda de eletricidade é de R\$/MWh 271,26, de acordo com o último leilão de energia a biomassa A5, segundo CCEE (2021).

Porém, com os dados de geração e consumo, estima-se que a usina não terá uma receita direta com a venda de energia. A geração de eletricidade se mostrou menor que o consumo mas, poderá evitar a compra de parte da energia consumida pelo próprio forno para manter seus equipamentos elétricos.

Após a realização do fluxo de caixa considerando os valores acima citados, é possível obter os resultados para os indicadores econômicos avaliados das devidas tecnologias, sendo mostrados nas Tabelas 5.10 e 5.11.

Tabela 5.10 - Resultados da análise econômica RG-33%

	VPL	TIR
Ciclo Rankine a vapor	- 21.061.956,24	-12%
ORC	-29.029.783,31	-19%

Tabela 5.11 – Resultados da análise econômica RG-42%

	VPL	TIR
Ciclo Rankine a vapor	- 20.491.684,51	-15%
ORC	-29.981.367,74	-20%

De acordo com os resultados obtidos para os indicadores financeiros, as tecnologias não apresentaram lucro financeiro, como mostra o VPL negativo para ambos os casos. O valor de TIR encontrado, também foi negativo, portanto, a conversão dos gases e do alcatrão em eletricidade, não se mostrou atraente financeiramente para nenhuma das tecnologias.

Além disso, o ciclo Rankine convencional, possui melhores resultados pois, o custo de aquisição utilizado na análise é mais baixo que custo do ORC.

Também foi analisado a utilização dos resíduos florestais na unidade geradora. O resultado dos indicadores financeiros são mostrados nas Tabelas 5.12 e 5.13.

Tabela 5.12 - Resultados da análise econômica RG 33%

	VPL	TIR
Ciclo Rankine a Vapor	-19.556.841,53	-11%
ORC	-27.757.280,63	-17%

Tabela 5.13 – Resultados da análise econômica RG 42%

	VPL	TIR
Ciclo Rankine a Vapor	- 19.953.103,33	-14%
ORC	-28.588.872,30	-20%

Com a utilização dos resíduos florestais, os resultados dos indicadores financeiros se mostram melhores. Mesmo assim, ambos os valores de TIR e VPL permanecem negativos.

Para o projeto em análise, o aproveitamento dos resíduos florestais se mostrou importante, porém, não obteve um considerável aumento na geração de eletricidade, por isso os resultados dos indicadores não tiveram uma mudança significativa.

Como os custos das tecnologias na realidade podem ser diferentes daqueles encontrados nesta análise, foi realizado uma análise de sensibilidade para ambas as tecnologias, variando os custos em 30%, para mais e para menos. Os resultados são mostrados nas Tabelas 5.14, 2.15, 5.16, 5.17.

Tabela 5.14 – Resultados da análise econômica para o CRV com RG 33%

	Custo 30% inferior		Custo normal		Custo 30% superior	
	VPL	TIR	VPL	TIR	VPL	TIR
ORC	-13.760.055,91	-9%	-19.556.841,53	-11%	-25.353.627,16	-13%

Tabela 5.15 – Resultados da análise econômica para o CRV com RG 42%

	Custo 30% inferior		Custo normal		Custo 30% superior	
	VPL	TIR	VPL	TIR	VPL	TIR
ORC	-14.156.317,71	-12%	-19.953.103,33	-14 %	-25.749.888,56	-16%

Tabela 5.16 – Resultados da análise econômica para o ORC com RG 33%

	Custo 30% inferior		Custo normal		Custo 30% superior	
	VPL	TIR	VPL	TIR	VPL	TIR
ORC	-19.154.714,74	-15%	-27.757.280,63	-17%	-36.070.181,85	-19%

Tabela 5.17 – Resultados da análise econômica para o ORC com RG 42%

	Custo 30% inferior		Custo normal		Custo 30% superior	
	VPL	TIR	VPL	TIR	VPL	TIR
ORC	-19.986.306,40	-18%	-28.588.872,30	-20 %	-37.191.438,19	-22%

Mesmo com os custos de aquisição dos equipamentos 30% menor, os indicadores financeiros ainda permanecem negativos e, os motivos pelos quais as tecnologias não se mostraram atraentes financeiramente, são: o elevado custo de aquisição dos equipamentos, a depreciação e, também, fatores como a baixa eficiência que afeta a geração de eletricidade, não se mostrando suficiente nem para manter os equipamentos elétricos do próprio forno.

Outro possível motivo encontrado é que a unidade geradora possui uma potência de 500kW. Uma unidade como esta é capaz de suportar até três fornos de carbonização contínua operando ao mesmo tempo. Então, a mesma análise de sensibilidade foi realizada considerando a utilização de três retortas operando simultaneamente, proporcionando uma maior quantidade de gases e um maior potencial energético. O intuito é encontrar uma forma que torne sua aplicação mais viável, pois, até agora o empreendimento se mostrou inviável economicamente. Os resultados são mostrados nas Tabelas 5.18, 5.19, 5.20, 5.21.

Tabela 5.18 – Resultados da análise econômica para o CRV com RG 33%

	Custo 30% inferior		Custo normal		Custo 30% superior	
	VPL	TIR	VPL	TIR	VPL	TIR
ORC	-9.730.464,09	-3%	-15.527.249,72	-6%	-21.324.035,34	-7%

Tabela 5.19 – Resultados da análise econômica para o CRV com RG 42%

	Custo 30% inferior		Custo normal		Custo 30% superior	
	VPL	TIR	VPL	TIR	VPL	TIR
ORC	-10.919.249,49	-6%	- 16.716.035,11	-8 %	-22.512.820,74	-10%

Tabela 5.20 – Resultados da análise econômica para o ORC com RG 33%

	Custo 30% inferior		Custo normal		Custo 30% superior	
	VPL	TIR	VPL	TIR	VPL	TIR
ORC	-10.554.159,35	2%	-19.156.725,25	-1%	-26.890.297,10	-3%

Tabela 5.21 – Resultados da análise econômica para o ORC com RG 42%

	Custo 30% inferior		Custo normal		Custo 30% superior	
	VPL	TIR	VPL	TIR	VPL	TIR
ORC	-13.048.934,34	-1%	-21.651.500,23	-4 %	-30.254.066,13	-6%

Os resultados obtidos na análise quando considera a utilização dos gases, alcatrão e resíduos florestais de três retortas operando simultaneamente na planta de geração, possui melhores valores para os indicadores financeiros. Destaca-se que, nesta condição os indicadores financeiros para o ciclo ORC, passaram a ser mais atrativos que o ciclo Rankine convencional, justamente pelo fato de apresentar maior eficiência e, conseqüentemente, maior geração de eletricidade, evitando assim, a compra de uma maior parcela de eletricidade para manter sua operação. Assim, o ciclo ORC se torna mais indicado quando se pretende operar com mais retortas em uma única planta de geração.

O melhores resultados encontrados, foi o VPL de R\$ -10.554.159,35, e TIR de 2%, para o ORC quando se tem os custos 30% inferior, a utilização dos resíduos florestais e o RG de 33%. Mesmo encontrando valores positivos para a TIR, o VPL permanece negativo, indicando a sua inviabilidade.

Os fatores que mais prejudicam a viabilidade econômica deste empreendimento, são os altos preços de aquisição dos equipamentos e a depreciação. Espera-se que, futuramente, estas tecnologias possam apresentar custos mais baixos e, também, maior eficiência para que a

geração supere o consumo de eletricidade do próprio equipamento, tornando possível obter receita com a venda de eletricidade e, assim, viabilizar a sua implantação.

Como o ciclo ORC se mostrou mais atraente para esta aplicação quando pretende-se operar um maior número de retortas, foi realizado um gráfico que possibilitasse conhecer os custos nos quais o VPL se mantém positivo. A Figura 5.1, mostra o custos da tecnologia ORC em função do VPL para o processo com RG de 33%.

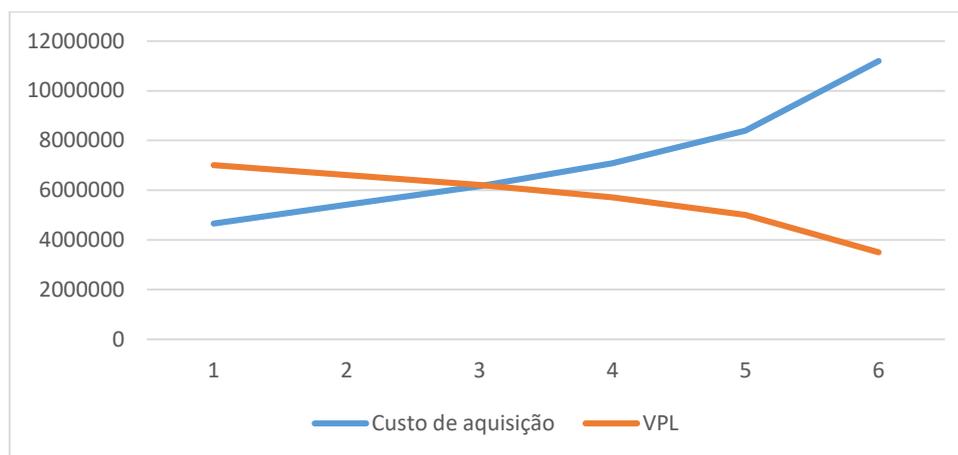


Figura 5.1 – Custo da tecnologia em função do VPL para o ORC com RG de 33%

Como pode ser observado na Figura 5.1, para que o VPL apresente valores positivos, o custo de aquisição dos equipamentos não devem ultrapassar os R\$ 6.000.000,00, nas condições avaliadas.

O mesmo foi realizado para o processo com RG de 42%, os resultados são mostrados na Figura 5.2.

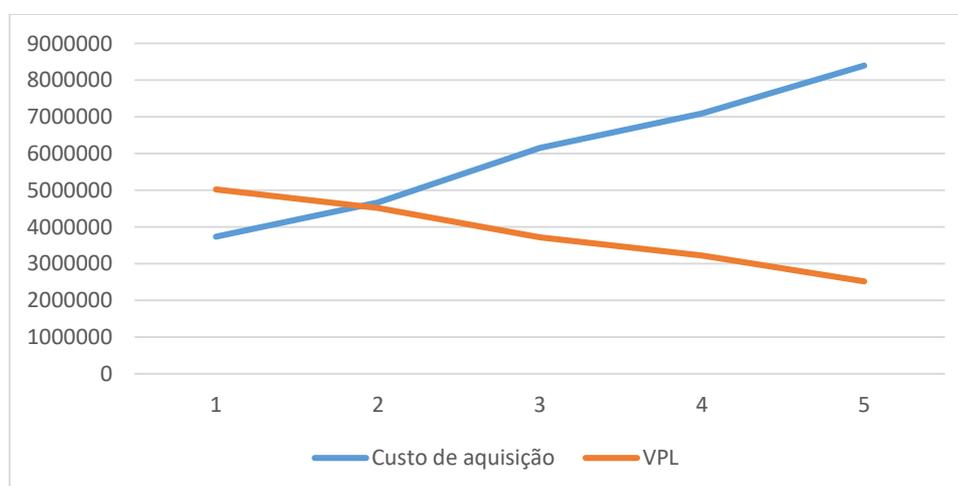


Figura 5.2 – Custo da tecnologia em função do VPL para o ORC com RG de 42%

De acordo com a Figura 5.2, para que o VPL apresente valores positivos quando se tem um processo com RG de 42%, o custo de aquisição dos equipamentos devem ser abaixo de R\$ 4.500.000,00.

Uma alternativa que também possibilita melhorar os resultados da análise financeira, é a receita com a venda de créditos de carbono, que é uma grande tendência mundial para os próximos anos. Com o protocolo de Kyoto de 1990, determinou-se que, algumas metas devem ser batidas buscando diminuir as emissões de Gases de Efeito Estufa (GEE). Então, foi criado um mercado onde os créditos de carbono pudessem ser comercializados. Isto, se tornou um certificado digital que atesta que 1 tonelada de CO<sub>2</sub> ou CO<sub>2</sub> equivalente, deixou de ser emitido ou foi mitigada por meio de um projeto de desenvolvimento sustentável (Stenavato, 2022).

Este é um dos mecanismos de flexibilização que apresenta um cenário promissor para o Brasil, principalmente as Reduções Certificadas de Emissão, que a partir de projetos aprovados e efetuados no âmbito do Mecanismo de Desenvolvimento Limpo, terão influência no desenvolvimento da economia nacional de forma sustentável (Barros, 2011).

O crédito de carbono é um bem intangível, perene, dolarizado e digital. De acordo com o site [investing.com](http://investing.com), os créditos de carbono estão sendo vendidos atualmente na faixa de 79 R\$. Assim, empresas que não conseguem atingir as metas de emissões, podem comprar os créditos de carbono de outras empresas que possuem processos que evitam as emissões de gases de efeito estufa, como é o caso da carbonização em fornos contínuos.

No processo com RG de 33% analisado, somente com a queima do CH<sub>4</sub>, pode-se evitar a emissão de 8,4t de CO<sub>2</sub> equivalente por dia. Assim, pode ser gerado uma receita anual acima de R\$ 242.214,00 apenas com a venda dos créditos de carbono.

Outros aspectos que também podem favorecer para que os indicadores financeiros se tornem mais atraentes, é a utilização de uma maior quantidade de fornos de carbonização contínua na central de geração. Assim, pode-se obter melhores preços pois, a tendência é a redução do custo específico com o aumento da potência da unidade.

O fluxo de caixa realizado para as tecnologias avaliadas, são mostrados no APÊNDICE 1, deste trabalho.

## CAPÍTULO 6 – CONCLUSÕES

Atualmente, o Brasil é o maior produtor de carvão vegetal do mundo mas, devido às tecnologias utilizadas para tal produção, uma enorme quantidade de energia é desperdiçada na forma de gases, que são lançados na atmosfera, causando poluição e desperdício de energia renovável. Para diminuir os impactos ambientais causados pelo setor e permitir o aproveitamento dos gases residuais do processo de carbonização, a tecnologia conhecida como Carbonização Contínua ou retorta contínua foi avaliada.

O estudo mostrou que esta tecnologia é bastante eficaz para produção de carvão vegetal, possibilitando maior aproveitamento da energia da madeira do que os fornos tradicionais de alvenaria, utilizados na maioria dos casos. Segundo os resultados do balanço energético, da energia da madeira que entra no forno em análise, parte é transformada em carvão vegetal e outra parte em gases condensáveis e não condensáveis, que podem ser aproveitados para fornecer calor ao próprio processo como também, para gerar eletricidade.

Uma grande vantagem do processo de carbonização contínua em fornos verticais (retorta), é que a produção de carvão acontece de forma contínua, proporcionando um carvão mais homogêneo, devido ao fato de que todas as peças de madeira passam pelas mesmas condições de tempo e temperatura dentro do forno. Isso, faz com que a composição e a produção dos gases seja praticamente constante ao longo do tempo, favorecendo o seu aproveitamento em processos de queima, como na geração termoelétrica.

A recuperação da energia presente nos gases não condensáveis e no alcatrão da carbonização contínua avaliada, possui um potencial de 840 a 570 kWt, dependendo do RG do processo. Para a conversão dos gases não condensáveis e do alcatrão em eletricidade, os ciclos termodinâmicos, Rankine a vapor e ORC, foram avaliados do ponto de vista técnico e econômico, no intuito de determinar a melhor tecnologia a ser utilizada. O ciclo a vapor foi modelado utilizando diferentes parâmetros de vapor na entrada da turbina, 22 bar e 300°C e 45 bar e 450°C, os quais apresentaram eficiências elétricas de 8,6% e 9,5%, respectivamente. O ORC foi modelado para três fluidos de trabalho, n-Pentano, MM e Tolueno, apresentando eficiências de 16,2%, 14,3% e 17,7%, respectivamente.

Nesta análise, foram considerados dois RG's para o processo de carbonização contínua, sendo eles: 33% e 42%. De acordo com a capacidade de produção de carvão da tecnologia de 20 toneladas por dia, estima-se uma produtividade específica de eletricidade de 130 kWh/t<sub>carvão</sub> e 247 kWh/t<sub>carvão</sub> para o ciclo Rankine a vapor e ORC respectivamente, para o rendimento

gravimétrico de 33%. Para o rendimento gravimétrico de 42%, a produtividade específica do ciclo Rankine é de 62 kWh/t<sub>carvão</sub> e do ORC de 120 kWh/t<sub>carvão</sub>.

Os ciclos foram comparados através de uma análise econômica, onde o Ciclo Rankine convencional apresentou melhores resultados quando se tem apenas uma retorta em operação. Os resultados também mostraram que para um maior número de retortas operando simultaneamente, o ORC passa a ser mais vantajoso de acordo com os indicadores econômicos utilizados, TIR e VPL. Porém, ambas as tecnologias mostraram valores negativos de VPL e TIR. O que mais influenciou para que estes resultados se tornassem negativos, foi o alto custo de aquisição dos equipamentos, a depreciação, a falta de receita com a venda de eletricidade, a baixa eficiência das tecnologias e o alto consumo de eletricidade do forno em análise.

De acordo com a análise financeira, a tecnologia ORC é mais atrativa economicamente para o projeto que visa a utilização de duas ou mais retortas. O que influencia diretamente estes resultados, é o fato de que o ORC é uma tecnologia mais eficiente para a faixa de potência encontrada. Para se obter melhores resultados financeiros, a utilização dos resíduos florestais e a venda dos créditos de carbono são essenciais para aumentar a receita do empreendimento e torná-lo mais lucrativo.

Entretanto, deve-se levar em consideração que esta tecnologia se mostrou muito eficaz de acordo com a alta conversão de massa e energia de madeira em carvão, sendo ainda menos agressiva ao meio ambiente que as tecnologias tradicionais utilizadas atualmente. Através do sistema de aproveitamento dos gases residuais, toda energia contida na madeira pode ser aproveitada e, com a queima dos gases gerados durante o processo, a tecnologia permite a geração de eletricidade além de uma drástica redução nos impactos ambientais causados pelo setor.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABRAF. Associação brasileira de produtores de florestas plantadas. Anuário estatístico da ABRAF: ano base 2013. Brasília, 2012. 145p.

Albuquerque, J. S. (2019) *Produção de carvão vegetal: desafios e oportunidades*.

Almado M.S. R. Setor de Carvão Vegetal Renovável. Gerência de Pesquisa e Meio Ambiente, Campinas – SP Arcelor Mittal BioEnergia. Apresentação, Congresso da Madeira (2014).

ANEEL – Agência Nacional de Energia Elétrica (2021).

Antal, M.J. and M. Gronli, 2003. The art, science and technology of charcoal production. *Industrial and Engineering Chemistry Research*: pp. 1619-1640.

AMS, 2004. Associação Mineira de Silvicultura – AMS. Silvicultura desenvolvimento social, econômico e ambiental com plantios florestais. Encarte. 2004.

Arruda T. P. M.; Pimenta A. S.; Vital B. R.; Lucia R. M. D.; Acosta F. C. Avaliação de duas rotinas de carbonização em fornos retangulares. *Rev. Arvore* vol.35 no.4 Viçosa July/Aug. 2011. <http://dx.doi.org/10.1590/S0100-67622011000500020>

Bailis, R. et al. Innovation in charcoal production: a comparative life-cycle assessment of two kiln technologies in Brazil. *Energy for Sustainable Development*, v.17. n.2, p.189-200, 2013.

Basu, P. Biomass Gasification and Pyrolysis: Practical Design and Theory. Elsevier/Academic Press: Kidlington(UK)/Burlington (MA), 365 pp., 2010.

Barros, J. P. N. Reduções Certificadas de Emissões (Rces): Tratamento Jurídico e Regulação no Mercado de Capitais. 2011. 82 p. Monografia (Direito) – Pontífica Universidade Católica do Rio de Janeiro.

Barse, Kirtipal and Mann, Michael, "Maximizing ORC performance with optimal match of working fluid with system design" (2016). *Chemical Engineering Faculty Publications*. 1.

BEN, 2019. Empresa de Pesquisa Energética (EPE); Balanço Energético Nacional 2019, Ministério de Minas e Energia.

BEN, 2020. Empresa de Pesquisa Energética (EPE); Balanço Energético Nacional 2020, Ministério de Minas e Energia.

Branchini, L.; de Pascale, A.; Peretto, A. Systematic comparison of ORC configurations by means of comprehensive performance indexes. *Appl. Therm. Eng.* 2013, 61, 129–140.

Bridgwater, A. V. A review of biomass pyrolysis and pyrolysis Technologies, in *Biomass pyrolysis liquids upgrading and utilization*. Londres: Elsevier Applied Science, 1991, vol. 1, pp. 11-93

Brito, J. O. Princípios de produção e utilização de carvão vegetal de madeira. Documentos florestais. Universidade de São Paulo, Escola superior de agricultura “luiz de queiroz”, Departamento de Ciências Florestais. Piracicaba (9): 1 –19, mai. 1990

Brito, J. O., Barrichelo L. G. Consideracoes Sobre a Producao de Carvao Vegetal com Madeiras da Amazonia. Instituto de Pesquisas e Estudos Florestais, Departamento de Silvicultura da E.S.A.L.Q. – USP. IPEF – Ser. Tec. Piracicaba v.2 n.5 p. 1 – 25 Mar. 1981

Brownsort, Peter A. *Biomass Pyrolysis Processes: Review of Scope, Control and Variability*. 2009. 39 folhas. Newcastle University.

CGEE - Centro de Gestão e Estudos Estratégicos. “Mapeamento de ações institucionais para sustentabilidade da produção de ferro-gusa a partir de carvão vegetal.” Subsídios 2014 ao Plano Siderurgia do MDIC: Modernização da produção de carvão vegetal. Contrato Administrativo CGEE/MDIC 49/2013. Brasília, 2014

CGEE - Centro de Gestão e Estudos Estratégicos. *Modernização da produção de carvão vegetal no Brasil: Subsídios para a revisão do plano siderurgia*. Brasília- DF, 2015. 150p

Chidumayo, E. N. Woody biomass structure and utilisation for charcoal production in a Zambian Miombo Woodland. *Bioresource Technology*, v. 37, p. 43–52, 1991.

Doat, J. & Petrof, G. *La Carbonization des Bois Tropicaux*. Bois et Forets des Tropiques, Nogent sur Marne, (159): 55-64, 1975.

DPC. *Processos Termoquímicos*. Disponível em: <http://dpcbiomassa.com.br>, acesso em Fevereiro de 2021.

Fantozzi, F.; Colantoni, S.; Bartocci, P.; Desideri, U. Rotary Kiln Slow Pyrolysis for Syngas and Char Production from Biomass and Waste — Part II: Introducing Product Yields in the Energy Balance. *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power* 129 (4), 908-913 (Jan 05, 2007) (6 pages) doi:10.1115/1.2720539.

FAO - Food and agriculture organization of the united nations. Simple technologies for charcoal making - Mechanical Wood Products Branch. Forest Industries Division. FAO Forestry Department. Forestry paper 41. Rome, 1987

FAO. Industrial Charcoal Making. Rome, 1985, FAO Forestry Paper 63.

Froehlich, P. L.; Moura, A. B. D. (2014). Carvão Vegetal: Propriedades físico-químicas e principais aplicações', p. <http://docplayer.com.br/23235971-Carvao-vegetal-pr>.

Garcia-Perez, M., Garcia-Nunez, J. A., Kruger, C., Kantor, S. Methods for Producing Biochar and Advanced Bio-fuels in Washington State. Part 3: Literature Review, Technologies for Product Collection and Refining. Biological Systems Engineering Department, Washington State University. May 2012. Publication no. 12-07-034

Ghosh, S. K (2016) Biomass & Bio-waste Supply Chain Sustainability for Bio-energy and Bio-fuel Production. Procedia Environmental Sciences. Volume 31, 31-39 p.

IBA. 2020. Brazilian Tree Industry: a report of the Brazilian Tree Industry, Brasília, p. 122.

IPCC 2007: Technical Summary. In: Climate Change 2007: The Physical Science Basis. Contribution of Working Group I to the Fourth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change [Solomon, S., D. Qin, M. Manning, Z. Chen, M. Marquis, K.B. Averyt, M. Tignor and H.L. Miller (eds.)]. Cambridge University Press, Cambridge, United Kingdom and New York, NY, USA

Kato, M. et al. World at work: charcoal producing industries in northeastern Brazil. Occupational Environmental Medicine, v.62. n.2, p.128-132, 2005.

Korolija, I., Modelling the Influence of Climate on the Performance of the Organic Rankine Cycle for Industrial Waste Heat Recovery. 2016

Landelle, A., Tauveron, N., Haberschill, P., Revellin, R., Colasson, S., Performance Evaluation and Comparison of Experimental Organic Rankine Cycle Prototypes from Published Data, 2017.

Latorre, F., Cunha, W. P. Evolução da produção e utilização de energia renovável na Acesita Energética. 2006. Seminário: Prática, Logística, Gerenciamento e Estratégias para o Sucesso da Conversão da Matéria Lenhosa em Carvão Vegetal para Uso na Metalurgia e Industria. Belo Horizonte, MG.

Latorre, F., Mendes, F. Soares, L. Sampaio, R. A carbonização contínua carboval e a cogeração de energia, 2017. Seminário de Redução de Minérios e Matérias-Primas. São Paulo, SP.

Leme, M. M. V. (2016), Estudo Técnico, Econômico e Ambiental da Utilização de Alternativas Tecnológicas para a Geração de Eletricidade na Cadeia Produtiva do Carvão Vegetal no Brasil, 230p. Tese de Doutorado (Doutorado em Conversão de Energia) - Instituto de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Itajubá.

Lemmens, S. Cost Engineering Techniques and Their Applicability for Cost Estimation of Organic Rankine Cycle Systems. *Energies*, v. 9, 485, 2016.

Lohria, C. R., Rajabub, H. M., Sweeney, D. J., Zurbrugga, C. Char fuel production in developing countries – A review of urban biowaste carbonization. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. Volume 59, June 2016, Pages 1514–1530

Lora, E. S.; Andrade, R.V. Biomass as energy source in Brazil. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, Oxford, v.13, p.777-788, 2009.

Lora, e., & Nascimento, M. (2004). Geracao termelétrica. Rio de Janeiro: Interciencia. Mackay Green, 2016. Mackay Green Energy Technologies. [ONLINE] Disponível em: <http://mackaygreenenergy.ph/>. [Acessado em 30 de Maio de 2016].

Lora, E. E. S., Teixeira, F. N., Carpio, R. C., Geração de Energia Elétrica em Pequena escala utilizando ciclos a vapor e lenha como combustível.

Marcos Martin, F. El carbón vegetal. Madri: Mundi-Prensa Castelló, 1989

Meira, A. M.; Brito, J. O.; Rodriguez, L. C. E. Estudo de aspectos técnicos, econômicos e sociais da produção de carvão vegetal no município de Pedra Bela, São Paulo, Brasil. **Revista Árvore**, v.29, n.5, p.809-817, 2005.

Medeiros, A.C. e Rezende, M.E.A. Alcatrão Vegetal: Perspectivas de Produção e Utilização. Fundação João Pinheiro, Belo Horizonte, 1983.

Mendes, J.B. Incentivos e Mecanismos financeiros para o Manejo Florestal Sustentável na Região Sul do Brasil. FAO-Food and Agricultural Organization of the United Nations. Curitiba: 2004. 136 p.

- Miranda, R. C., Bailis, R., Vilela, A. O. Cogenerating electricity from charcoaling: A promising new advanced technology. *Energy for Sustainable Development*, Volume 17. 2013, Pages 171-176
- Monteiro, M.D.A. Em busca de carvão vegetal barato: o deslocamento de siderúrgicas para a Amazônia. *Novos Caderno NAEA- Núcleo de Altos Estudos da Amazônia*, Belém, v. 9, n. 2, p. 55-97, dez. 2006.
- Mohan, D.; Pittman, C.; Steele, P. Pyrolysis of wood/biomass for bio-oil: a critical review. *Energy & Fuels*, v. 20, n. 3, p. 848-889, 2006.
- Moran, M., e Shapiro, H. N. (2006). *Fundamentals of Engineering thermodynamics*. John Wiley & Sons.
- Morello, T.F. Carvão vegetal e siderurgia: de elo perdido a solução para um mundo pósKyoto. 171 f.. Dissertação (Mestrado em Administração e Contabilidade), Universidade de São Paulo, São Paulo, 2009
- Mota FCM. *Análise da cadeia produtiva do carvão vegetal oriundo de Eucalyptus sp. no Brasil* [dissertação]. Brasília: Universidade de Brasília; 2013.
- Muylaert, M. S.; Sala, J.; Freitas, M. A. V. The charcoal' s production in Brazil – process efficiency and environmental effects. *Renewable Energy*, v.16, n.1-4, p.1037-1040, 1999.
- Nogueira, L. A. H.; Lora, E. E. S. *Dendroenergia: fundamentos e aplicações*. 2. ed. Rio de Janeiro: Interciência, 2003. 140 p.
- Oliveira, A.C. Sistema forno-fornalha para produção de carvão vegetal. 2012. 73f. Dissertação (Mestrado em Ciência Florestal) – Universidade Federal de Viçosa, Viçosa, MG, 2012.
- Oliveira, M. G. Potencial de Geração de Eletricidade Proveniente dos Gases Efluentes da Produção de Carvão Vegetal em Minas Gerais. Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de Itajuba, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica. Itajubá, 2021.
- Oliveira, R. Lima, M. Instrumentação e análise térmica do processo de produção de carvão vegetal. Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de Uberlândia, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica. Uberlândia, 2009.
- Overend, R. P. (2004). Thermochemical Conversion Of Biomass, in *Renewable Energy Sources Charged with Energy from the Sun and Originated from Earth-Moon Interaction*, [Ed.

Evald E. Shpilrain], in Encyclopedia of Life Support Systems (EOLSS), Developed under the Auspices of the UNESCO, Eolss Publishers, Oxford, UK, [<http://www.eolss.net>]

Pimenta, A. S. et al. Avaliação do perfil dos trabalhadores e de condições ergonômicas na atividade de produção de carvão vegetal em bateria de fornos de superfície do tipo "rabo-quente". Revista *Árvore*, v.30, n.5, p.779-785, 2006.

Pinheiro, P. C. C. et al. A produção de carvão vegetal: teoria e prática. Belo Horizonte, 2006

Pinto, G. M. (2020), Análise termoeconômica de uma central de ciclo combinado de 826 MW - Estudo de caso utilizando um simulador full-scope, Itajubá, 140 p., Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Instituto de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Itajubá.

Pyshyev, S., State of the art in the production of charcoal: A Review. 2021

Quoilin, S. et al. Techno-economic survey of organic rankine cycle (orc) systems. 2013.

Raad, T. J., 2018, Cadeias de Produção de Carvão Vegetal para o Setor Siderúrgico.

Disponível em: <https://www.tecnologias+de+carboniza1595967174159&ei=xoYgX5>. Acesso: 28/07/2021.

Raad, T. J.; Melo, V. F. Avaliação sócio ambiental dos obstáculos econômicos, técnicos e regulatórios para atingimento da meta de redução e emissões na siderurgia brasileira. Brasília: Centro de Gestão e Estudos Estratégicos, 2014, 19 p.

Raad, T.J. Simulação do processo de secagem e carbonização do *Eucalyptus* spp. Tese. Departamento de Engenharia de Mecânica da UFMG, Belo Horizonte. 2004.

Rahbar, K.; S. Mahmoud, S.; Al-Dadah, R. K.; Moazami, N.; Mirhadizadeh, S. A., 2017, Review of organic Rankine cycle for small-scale applications, *Energy Convers. Manag.*, vol. 134, no. 56, pp. 135–155,.

Reynolds, W. C. Stanjan. Thermochemical Equilibrium Software, version 3.91; Stanford University: Stanford, CA, 1987.

Rezende, J.B.; Santos, A.C.D. A cadeia produtiva do carvão vegetal em Minas Gerais: pontos críticos e potencialidades. Viçosa: EPAMIG. Boletim Técnico, 2010.

Rezende, J. L. P.; Oliveira, A. D. Análise econômica e social de projetos florestais. Viçosa, MG: Universidade Federal de Viçosa, 2001. 389p.

Sampaio, R.S. Uso de carvão vegetal em mini altos fornos. Situação atual com tendências 2025. Nota técnica. Centro de Estudos e Gestão Estratégica. 2008.

Sánchez, C. G. Tecnologia da Gaseificação de Biomassa. Campinas, Sp. Editora Átomo. 2010.

Santos, S. F. O. M. Produção De Carvão Vegetal em Cilindros Metálicos Verticais: Alguns Aspectos Referentes a Sustentabilidade. Dissertação de Mestrado. Universidade tecnológica federal do Paraná, Campus ponta grossa. Programa de pós-graduação em Engenharia de Produção – PPGEP. Ponta grossa, Dezembro – 2007

Santos, S. F. O. M.; Hatakeyama, K. Processo sustentável de produção de carvão vegetal quanto aos aspectos: ambiental, econômico, social e cultural. Produção, v.22, n.2, p.309-321, 2012.

Santos ID. Influência dos teores de lignina, holocelulose e extrativos na densidade básica e contração da madeira e nos rendimentos e densidade do carvão vegetal de cinco espécies lenhosas do cerrado [dissertação]. Brasília: Universidade de Brasília; 2008.

Silva L, E. E.; Quintero B., Q. R.; Escobar P., J. C. Generación de energía eléctrica com biomasa. In: RINCÓN M., J. M.; SILVA L, E. E. (Eds.). Bioenergía: fuentes, conversión y sustentabilidad. Primera Ed ed. Bogotá D.C: Red Iberoamericana de Bioenergía, 2015. p. 247–274.

Silva, E. E., Castillo, Y. C., Quintero, Q. R., Venturini, O. J., Escobar, J. C., Cobás, V. M., Násner, A. M., del Olmo, O. A (2019) Metodología para la selección de tecnologías de generación de electricidad basadas en la conversión termoquímica de biomasa en pequeña, mediana y escala industrial. Congreso Iberoamericano de Ingeniería Mecánica. Cartagena, Colombia

Silva, P. M. F.; Teotonio, V. C. H.; Sousa, C. E. D. Eficiência Energética do carbonizador Metálico Semi-Contínuo. Revista Ambiental V.1, n. 1, p.71-81, Jan/Mar, 2015.

Sotomonte, C. A. R. Otimizacao Multiobjetivo para a Selecao de Fluidos de Trabalho e Parametros de Projeto no Ciclo Rankine Organico. Tese de Doutorado, Programa de Pos-Graduacao em Engenharia Mecanica. Universidade Federal de Itajuba (UNIFEI), Instituto de Engenharia Mecanica (IEM). Itajuba, Junho 2015

Southon, M. (2015) ‘Performance and cost evaluation to inform the design and implementation of Organic Rankine Cycles in New Zealand (Master Thesis)’.

Speight, J. G. Chemical and process design handbook. Library of Congress Cataloging-in-Publication Data. 2002. ISBN 0-07-137433-7

Stevanato, L. H. A. Inventário de descarbonização para conquista de crédito de carbono – Rosana, 2022.

Taccini MM. Estudo de metodologias da convenção-Quadro das Nações Unidas sobre Mudanças Climáticas, referentes à avaliação de emissões de gases de efeito estufa na produção de carvão vegetal [dissertação]. Piracicaba: Departamento de Ciências Florestais, Escola Superior de Agricultura “Luiz de Queiroz”, Universidade de São Paulo; 2010.

Tchanche, B. F. F., Lambrinos, G., Frangoudakis, a., & Papadakis, G. (2010). Exergy analysis of micro-organic Rankine power cycles for a small scale solar driven reverse osmosis desalination system. *Applied Energy*, 87(4), 1295–1306.

Toffolo, A.; Lazzaretto, A.; Manente, G.; Paci, M. A multi-criteria approach for the optimal selection of working fluid and design parameters in organic Rankine cycle systems. *Applied Energy*, v. 121, p. 219-232, 2014.

Turton, R.; Bailie, R.C.; Whiting, W.B.; Shaeiwitz, J.A.; Bhattacharyya, D. Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, 4th ed.; Pearson Education International: Upper Saddle River, NJ, USA, 2013.

Van Kleef, L. M. T.; Oyewunmi, O. A.; Markides, C. N. Multi-objective thermo-economic optimization of organic Rankine cycle (ORC) power systems in waste-heat recovery applications using computer-aided molecular design techniques. *Applied Energy*, v. 251 (1), 2019.

Vale AT, Dias ÍS, Santana MAE. Relações entre propriedades químicas, físicas e energéticas da madeira de cinco espécies de cerrado. *Ciência Florestal* 2010; 20(1): 137-145.

Vélez, F., Segovia, J. J., Martín, M. C., Antolín, G., Chejne, F., & Quijano, A. (2012). A technical, economical and market review of organic Rankine cycles for the conversion of low-grade heat for power generation. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*.

Vilela, A. O. et al. Biomass and Bioenergy, v. 69, p. 222-240, Outubro 2014. ISSN <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2014.06.019>.

Visser, H., Thopil, G. A., Brent, A (2019) Life cycle cost profitability of biomass power plants in South Africa within the international context. *Renewable Energy*. Volume 139, August 2019, 9-21 p.

Vital, M.H.F.; Pinto, M.A.C. Condições para a sustentabilidade da produção de carvão vegetal para fabricação de ferro-gusa no Brasil. *BNDS setorial* 30, p. 237-297. 2011.

Zhu, Q. High-efficiency power generation – review of alternative systems. [ONLINE] IEA Clean Coal Centre, March 2015.

Zhu, Y., Li, W., Li, J., Wang, Y., Thermodynamic Analysis and Economic Assesment of Biomass-fired Organic Rankine Cycle Combined Heat and Power System Integrated with CO2 Capture, 2020.



