

Instituto Politécnico de Portalegre
Escola Superior de Tecnologia e Gestão

**GASEIFICAÇÃO TÉRMICA DE BIOMASSA
LENHOCELULÓSICA – UMA ABORDAGEM TECNO-
ECONÓMICA DE DIFERENTES TECNOLOGIAS DE
GASEIFICAÇÃO.**

Dissertação para obtenção do grau de mestre em
Tecnologias de Valorização Ambiental e Produção de Energia

LUÍS FILIPE DO CARMO CALADO

Orientador: Prof. Doutor Paulo Brito

Co-orientador: Doutor Manuel Hermoso Orzáez

MARÇO, 2020

ÍNDICE

RESUMO	10
ABSTRACT	11
CAPÍTULO I -	12
1. INTRODUÇÃO	13
1.1. RESÍDUOS DE PRODUÇÃO ANIMAL	20
1.2. RESÍDUOS SÓLIDOS URBANOS.....	21
1.3. ÁGUAS RESIDUAIS	22
1.4. CULTURAS ENERGÉTICAS.....	23
1.5. RESÍDUOS AGRÍCOLAS E AGRO-INDUSTRIAIS.....	24
1.6. RESÍDUOS FLORESTAIS	24
1.7. LOGÍSTICA	26
1.8. CADEIA DE PRODUÇÃO DE BIOMASSA.....	27
1.9. RECOLHA DE BIOMASSA	27
1.10. TRANSPORTE.....	28
1.11. ARMAZENAMENTO.....	29
1.12. VALORIZAÇÃO ENERGÉTICA DE BIOMASSA	30
CAPÍTULO II	31
2. TECNOLOGIAS DE RECUPERAÇÃO ENERGÉTICA	32
2.1. INTRODUÇÃO.....	32
2.2. TECNOLOGIAS DE CONVERSÃO BIOLÓGICA	32
2.2.1. Digestão anaeróbia.....	32
2.2.2. Fermentação	34
2.2.3. Transesterificação	35

2.2.4.	Compostagem	36
2.3.	TECNOLOGIAS DE CONVERSÃO TERMOQUÍMICA	37
2.3.1.	Pirólise	37
2.3.2.	Carbonização	38
2.3.3.	Combustão	38
2.3.4.	Gaseificação	39
	CAPÍTULO III	41
	3. GASEIFICAÇÃO TÉRMICA	42
3.1.	INTRODUÇÃO	42
3.2.	TIPOS DE GASEIFICADOR	44
3.2.1.	Gaseificador de leito fixo	44
3.2.2.	Gaseificador de leito fluidizado	45
3.2.3.	Gaseificador de fluxo arrastado	46
3.3.	COMPARAÇÃO ENTRE OS DIFERENTES TIPOS DE GASEIFICADORES	47
3.4.	POTENCIAL ENERGÉTICO DAS TECNOLOGIAS DE GASEIFICAÇÃO ..	48
	CAPÍTULO IV	52
	4. CARACTERIZAÇÃO DAS DIFERENTES BIOMASSAS LENHOCELULÓSICAS UTILIZADAS	53
4.1.	INTRODUÇÃO	53
4.2.	ANÁLISE ELEMENTAR - CHNSO	53
4.2.1.	PREPARAÇÃO DE AMOSTRAS	54
4.3.	ANÁLISE TERMOGRAVIMÉTRICA	54
4.4.	PODER CALORÍFICO	55
4.5.	MATÉRIAS-PRIMAS	56
4.5.1.	Caracterização dos combustíveis	56
4.5.2.	Análise elementar	58

4.5.2.1.	Carbono Elementar.....	58
4.5.2.2.	Hidrogénio Elementar	58
4.5.2.3.	Azoto Elementar.....	59
4.5.2.4.	Enxofre Elementar.....	59
4.5.2.5.	Oxigénio Elementar.....	59
4.5.3.	Poder calorífico.....	60
4.5.4.	Análise termogravimetria e diferencial.....	61
CAPÍTULO V		63
5. ENSAIOS DE GASEIFICAÇÃO: UMA COMPARAÇÃO ENTRE GASEIFICADORA DE LEITO FIXO E LEITO FLUIDIZADO		64
5.1.	GASEIFICADORA DE LEITO FIXO.....	64
5.2.	GASEIFICADORA DE LEITO FLUIDIZADO	66
5.3.	ENSAIOS DE GASEIFICAÇÃO.....	69
5.3.1.	Desempenho da gaseificação	69
5.4.	RESULTADOS DE GASEIFICAÇÃO	71
5.4.1.	Gaseificação de Peletes de Bagaço de Azeitona.....	71
5.4.2.	Gaseificação de Peletes <i>Miscanthus</i>	75
5.4.3.	Gaseificação de Peletes de Pinho.....	79
5.4.4.	Resumo da compração entre os dois reatores	83
CAPÍTULO VI.....		85
6. AVALIAÇÃO ECONÓMICA		86
6.1.	METODOLOGIA.....	86
6.2.	CONFIGURAÇÃO GERAL DO SISTEMA DE LEITO FLUIDIZADO	88
6.2.1.	Principais Componentes do Processo	88
6.2.2.	Principais Indicadores de Produção da Central	88
6.2.3.	Principais Componentes da Instalação	91

Gaseificação térmica de biomassa lenhocelulósica – Uma abordagem tecno-económica de diferentes tecnologias de gaseificação.

6.2.4.	Potência Total a Instalar e Potência a Injetar no Ponto de Receção	91
6.2.4.1.	<i>Potência Total a Instalar</i>	91
6.2.4.2.	<i>Balanço Energético</i>	92
6.2.5.	Análise de viabilidade económica	95
6.2.6.	Justificação dos custos do equipamento	95
6.3.	CONFIGURAÇÃO GERAL PARA O SISTEMA DE LEITO FIXO	96
6.3.1.	Principais Componentes do Processo	96
6.3.2.	Principais Indicadores de Produção da Central	96
6.3.3.	Principais Componentes da Instalação	98
6.3.4.	Potência Total a Instalar e Potência a Injetar no Ponto de Receção	98
6.3.5.	<i>Balanço Energético</i>	99
6.3.6.	Análise de viabilidade económica	102
6.3.7.	Justificação dos custos do equipamento	102
6.4.	RESUMO DA ANÁLISE ECONÓMICA PARA OS SISTEMAS E MATÉRIAS-PRIMAS ESTUDADOS	103
6.5.	ANÁLISE SENSIBILIDADE	110
	CAPÍTULO VII	113
	7. CONCLUSÃO	114
	ANEXOS	136

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1: Distribuição de Energia Primária Global (EJ).	14
Figura 2: Distribuição de Energia Primária Global (%).	14
Figura 3: Distribuição de Energia Primária por Continente (EJ).	15
Figura 4: Distribuição de Energia Primária por Continente (%).	15
Figura 5: Evolução do Consumo Total de Energia Primária por tipo de fonte energética em Portugal (%).	16
Figura 6: Evolução do consumo total de energia final por tipo de fonte energética em Portugal (%).	16
Figura 7: Potencia instalada (MW) das Centrais de Produção de Energia Elétrica a partir de Fontes de Energia Renováveis (%) em 2017.	17
Figura 8: Energia elétrica produzida (GWh) a partir de Fontes de Energia Renováveis (%) em 2017.	17
Figura 9: Evolução da potência instalada (MW) das centrais de produção de energia elétrica a partir de fontes de energia renováveis (%).	18
Figura 10: Destino final dos RSU produzidos em Portugal em 2018.	21
Figura 11: Produção anual de RSU em Portugal.	22
Figura 12: Produção e disponibilidade anual de biomassa florestal em Portugal.	25
Figura 13: Custos logísticos de produção de biomassa.	30
Figura 14: Produtos obtidos através dos diferentes processos de pirólise.	37
Figura 15: Três tipos de gaseificador de leito fixo: Updraft, Downdraft e Crossdraft. ...	45
Figura 16: As diferentes categorias de gaseificação do leito fluidizado borbulhante, leito fluidizado circulante e leito duplo.	46
Figura 17: Projetos diferentes de gaseificadores de fluxo arrastado, gaseificador downstream e upstrem.	47
Figura 18: Diagrama de Van Krevelen para as biomassas estudadas.	60
Figura 19: a) análise termogravimétrica b) análise térmica diferencial das diferentes biomassas utilizadas.	62
Figura 20: Gaseificadora Leito Fixo PP20.	65

Figura 21: Fluxos de massa no interior da gaseificadora PP20.....	65
Figura 22: Configuração do reator.....	66
Figura 23: Gaseificadora Leito Fluidizado.....	67
Figura 24: Reator Leito Fluidizado.	69
Figura 25: Fluxograma geral de processo para o sistema de leito fluidizado e leito fixo.	90
Figura 26: Fluxograma geral de processo de fluxo de energia para o sistema de leito fluidizado relativo a um dia de trabalho.	94
Figura 27: Fluxograma geral de processo de fluxo de energia para o sistema de leito fixo.	101
Figura 28: Fluxos atualizados gaseificação leito fluidizado bagaço de azeitona.	106
Figura 29: Fluxos atualizados gaseificação leito fluidizado Miscanthus.	107
Figura 30: Fluxos atualizados gaseificação leito fluidizado pinho.....	107
Figura 31 a): Fluxos atualizados gaseificação leito fixo bagaço de azeitona.....	108
Figura 32 a): Fluxos atualizados gaseificação leito fixo Miscanthus.....	108
Figura 33 a): Fluxos atualizados gaseificação leito fixo pinho.	109
Figura 34 : Comparação entre fluxos atualizados dos processos de gaseificação e três matérias-primas diferentes.....	110
Figura 35: Análise de sensibilidade para a variação de diferentes parâmetros a) Leito fluidizado.....	111
Figura 36: Análise de sensibilidade para a variação de diferentes parâmetros b) Leito fixo.	112

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1: Potencial médio de produção de biogás em Portugal através de estrume de animal.	20
Tabela 2: Resumo dos parâmetros operatórios das diferentes tecnologias de gaseificação.	47
Tabela 3: Review de gaseificações para os diferentes tipos de resíduos lenhocelulósicos.	49
Tabela 4: Caraterização dos combustíveis utilizados.	56
Tabela 5: Caraterização da gaseificação de peletes de bagaço de azeitona no sistema de leito fixo.	71
Tabela 6: Caraterização da gaseificação de peletes de bagaço de azeitona no sistema de leito fluidizado.	72
Tabela 7: Caraterização da gaseificação de peletes Miscanthus no sistema de leito fixo.	75
Tabela 8: Caraterização da gaseificação de peletes Miscanthus no sistema de leito fluidizado.	77
Tabela 9: Caraterização da gaseificação de peletes de pinho no sistema de leito fixo... 79	
Tabela 10: Caraterização da gaseificação de peletes de pinho no sistema de leito fluidizado.	80
Tabela 11: Resumo dos parâmetros considerados.	87
Tabela 12: Caraterização da gaseificação dos três tipos de matérias-primas estudadas no sistema de leito fluidizado.	88
Tabela 13: Balanço de massas para as três matérias-primas testadas.	91
Tabela 14: Potência instalada no silo de armazenamento de matéria-prima.	92
Tabela 15: Potência instalada no moinho de martelos.	92
Tabela 16: Potência instalada na peletizadora.	92
Tabela 17: Consumo total unidade de gaseificação.	92
Tabela 18: Consumo total da unidade.	93
Tabela 19: Produção de energia elétrica total da unidade.	93

Tabela 20: Consumo total da unidade.	95
Tabela 21: Custo total das unidades previstas.	95
Tabela 22: Custo de manutenção e operação.....	96
Tabela 23: Caraterização da gaseificação das três matérias-primas para o sistema de leito fixo.....	96
Tabela 24: Balanço de massas para as três matérias-primas testadas no sistema de leito fixo.....	98
Tabela 25: Potencia instalada no silo de armazenamento de matéria-prima.	99
Tabela 26: Potencia instalada no moinho de martelos.	99
Tabela 27: Potencia instalada na peletizadora.	99
Tabela 28: Consumo total unidade de gaseificação.....	100
Tabela 29: Consumo total da unidade.	100
Tabela 30: – Produção de energia eléctrica total da unidade.	100
Tabela 31: Consumo total da unidade.	102
Tabela 32: – Custo total das unidades previstas.....	102
Tabela 33: Custo de manutenção e operação.....	103
Tabela 34: Resumo das despesas e lucros para o processo de gaseificação de leito fluidizado.....	104
Tabela 35: Resumo das despesas e lucros para o processo de gaseificação de leito fixo.	105
Tabela 36: Resumo dos três indicadores para os valores obtidos para cada projeto.	105

RESUMO

De todas as energias renováveis existentes, a biomassa é o recurso com maior disponibilidade e versatilidade, podendo desempenhar um papel importante no desenvolvimento de um sistema energético sustentável. A gaseificação térmica de biomassa é um processo termoquímico amplamente utilizado para a obtenção de produtos de maior valor e potencial para aplicações energéticas e químicas. O objetivo do presente trabalho é comparar o desempenho de dois processos diferentes de gaseificação térmica, em escala piloto, um de leito fluidizado e outro de leito fixo, utilizando como matéria-prima peletes de bagaço de azeitona (resíduos agroindustriais), peletes de *Miscanthus* (plantação energética) e peletes de pinho (resíduos agroflorestais), a diferentes temperaturas. O desempenho dos processos de gaseificação foi avaliado através do poder calorífico inferior do syngas, relação ER (razão entre o ar que entra na reação e o ar estequiométrico, relativo à combustão total dos produtos) e génese de subprodutos relativamente ao volume de syngas. Os resultados obtidos demonstram a viabilidade das tecnologias estudadas no que respeita à elevada produção de energia utilizando resíduos biomássicos como combustível. Os testes realizados apresentaram as seguintes características, para um consumo de 100 kg/h (0,17 m³/h), um LHV de syngas de 4,55 a 6,62 MJ/m³ para o leito fluidizado e de 5,12 a 5,84 MJ/m³ para o leito fixo, produção de material particulado (cinzas e carvões) e alcatrões de 0,013 a 0,016 m³ (material particulado) e 0,009 a 0,021 m³ (alcatrões) para o sistema de leito fluidizado e 0,008 a 0,015 m³ (material particulado) e 0,002 e 0,004 m³ (alcatrões) para o leito fixo, sendo que o volume de syngas produzido situa-se entre os 130,50 e 156,67 m³ e para leito fluidizado e para o leito fixo entre 230,91 e 330,68 m³. Com base nas premissas estudadas, foram propostas e comparadas duas instalações (leito fluidizado e leito fixo) para o mesmo consumo de matéria-prima (100 kg/h), localizadas junto a uma indústria de processamento florestal e/ou agroindustrial. A análise técnico-económica mostrou que o projeto de leito fluidizado não é economicamente viável nas atuais condições de mercado, para as biomassas estudadas, apresentando um VAL negativo de -75.790 € (bagaço de azeitona), -265.354 € (*Miscanthus*) e -279.928 € (pinho), uma TIR de -9,08 % (bagaço de azeitona) e não reproduzível para as restantes biomassas, e um PB de 14 anos para o bagaço de azeitona e não reproduzível para as restantes biomassas. No que respeita ao projeto de leito fixo mostrou-se economicamente viável para as biomassas bagaço de azeitona, *Miscanthus* e pinho, com um VAL positivo de 126.190 €, 10.119 € e 158.930 €, uma TIR de 47,23 %, 6,81 % e 45,32 %, e um PB de 2, 10 e 2 anos, respetivamente. Concluiu-se que a gaseificação térmica é uma tecnologia perfeitamente adequada para a valorização de matérias-primas de origem lenhocelulósicas, apresentando viabilidade económica, no que respeita à tecnologia de leito fixo.

ABSTRACT

Of all the existing renewable energies, biomass is the resource with the greatest availability and versatility, and it can play an important role in the development of a sustainable energy system. Biomass gasification is a thermochemical process widely used to obtain products of greater value and potential for energy and chemical applications. The objective of the present work is to compare the performance of two different thermal gasification processes, on a pilot scale, one of fluidized bed and one of fixed bed, using olive pomace pellets (agroindustrial residues), *Miscanthus* pellets as raw material (energetic crops) and pine pellets (agroforestry waste), at different temperatures. The performance of the gasification processes was evaluated through the lower calorific value of the syngas, the ER ratio (ratio between the air entering the reaction and the stoichiometric air, relative to the total combustion of the products) and the genesis of by-products in relation to the volume of syngas. The results obtained demonstrate the feasibility of the technologies studied with regard to high energy production using biomass residues as fuel. The tests performed revealed the following characteristics, for a consumption of 100 kg/h (0.17 m³/h), an LHV of syngas from 4.55 to 6.62 MJ/m³ for the fluidized bed and from 5.12 to 5.84 MJ/m³ for the fixed bed, production of particulate material (ash and chars) and tars, of 0.013 to 0.016 m³ (particulate material) and 0.009 to 0.021 m³ (tars) for the fluidized bed system and 0.008 to 0.015 m³ (particulate material) and 0.002 and 0.004 m³ (tar) for the fixed bed, the volume of syngas produced was between 130.50 and 156.67 m³ and for fluidized bed and for the fixed bed between 230.91 and 330.68 m³. Based on the assumptions studied, two facilities (fluidized bed and fixed bed) for the same consumption of raw material (100 kg/h) were proposed and compared, located next to a forestry and/or agroindustrial processing industry. The technical-economic analysis presented that the fluidized bed project is not economically viable in the current market conditions, for the studied biomasses, presenting a negative VAL of -75,790 € (olive pomace), -265,354 € (*Miscanthus*) and -279,928 € (pine), an IRR of -9.08% (olive pomace) and non-reproducible for the remaining biomasses, and a 14-year PB for olive pomace and non-reproducible for the remaining biomasses. Regarding the fixed bed project, it proved to be economically viable for olive pomace, *Miscanthus* and pine biomass, with a positive VAL of 126,190 €, 10,119 € and 158,930 €, an IRR of 47.23%, 6.81% and 45.32%, and a BP of 2, 10 and 2 years, respectively. It was concluded that thermal gasification is a perfectly suitable technology for the valorization of raw materials of lignocellulosic origin, presenting economic viability, with respect to the fixed bed technology.

CAPÍTULO I -

1. INTRODUÇÃO

O dióxido de carbono (CO₂) na atmosfera da Terra aumentou desde 1958 (primeira medição realizada, apresentando um valor de 316 ppm), atingindo em 2018 cerca de 407,4 ppm, sendo este considerado o nível mais alto da história registada na década recente. O ciclo biogeoquímico do carbono, composto por atmosfera, oceanos e biosfera terrestre, é responsável por remover o carbono de um determinado reservatório, possibilitando que este elemento interaja com o meio e posteriormente seja devolvido à origem. Com a introdução de CO₂ com origem em fontes não renováveis, este elemento não é permutável naturalmente, aumentando a concentração na atmosfera, e juntamente com o vapor de água e CH₄ cria o designado efeito estufa [1], colocando desafios à saúde humana e de outras formas de vida. As emissões de CO₂ contribuem com uma fatia superior a 60% para as emissões de gases de efeito estufa e são um dos principais motivos pelo aquecimento global e pelas mudanças climáticas [2].

Com o aumento da poluição atmosférica e o crescimento exponencial da emissão de CO₂, aumentou a procura por energias de fontes renováveis. A geração e o uso de fontes de energia limpa, como a bioenergia e outras fontes renováveis, são as ferramentas mais eficazes para lidar com as crescentes preocupações ambientais [3].

A energia procedente de fontes renováveis representou 18,1% do consumo bruto final, de energia em todo o mundo. A Europa representou 17,5%. No início do século XXI, as energias renováveis contribuíram com uma fatia de 12 a 14% no acréscimo total de energia primária mundial, sendo que 17 a 18% são referentes ao consumo final bruto de energia global [4]. Os dados (Figura 1), relativos a 2017, referem que a contribuição das fontes de energias renováveis no total de energia primária, foi de 81,1 EJ (1,018 EJ a mais que o ano de 2016) de 585 EJ, o que significa 13,9%. Um ativo que colocou as fontes de energia renováveis na quarta posição, depois de petróleo (32%), carvão (27%), gás natural (22%) e antes de energia nuclear (5%) (Figura 2) [4].

Embora as energias renováveis tenham mostrado um crescimento notável entre 2000 e 2017, a crescente procura por energia a nível mundial garante que os combustíveis fósseis continuem a contribuir para satisfazer esta procura. A participação de energia renovável no consumo final bruto de energia em todo o mundo foi de 17,7% em 2017 - uma queda de 0,2% em relação ao ano anterior [5].

De facto, a contribuição das fontes de energias renováveis (FER) para o consumo final bruto de energia foi de 66 EJ dos 370 EJ. Assim, com 17,7%, menos 2% relativamente ao ano de 2016, as FER foram a quarta fonte de energia consumida, próximo do fornecido pelo carvão e gás natural (21% cada) e muito superior ao fornecido pela energia nuclear (2%). Apenas o petróleo conseguiu superar com larga vantagem as FER, com 38% de consumo [4]. Relativamente ao acréscimo total de energia primária, a distribuição continental aponta novamente o continente africano como o maior consumidor final de energia proveniente de fontes renováveis (57,1%). A propósito, analisando os dados globais disponíveis em 2017 sobre o consumo final bruto de energia e o fornecimento total de energia primária, pode observar-se que:

- Consumo final bruto de energia. A parcela de renováveis, igual a 17,9%, foi a soma de 13% referente à biomassa, 3% de hidroelétrica, 0,8% de vento, 0,6% de geotérmica e 0,3% e 0,1% procedentes, respetivamente, de energia solar e outras fontes de energia

renovável. Esta questão significa que a biomassa foi a quarta energia consumida depois de petróleo (38%), carvão (21%) e gás natural (21%) [4] [6].

- Distribuição total de energia primária. A percentagem total de FER, igual a 14%, relativa à soma de 9,8% da biomassa, 2,5% da hidrelétrica, 0,6% da geotérmica e 0,6% do vento, enquanto o restante foi solar (0,5%) e maré, oceano, etc. Pode concluir-se que a biomassa representa uma fatia de 70%, relativamente ao consumo total de energia primária, sendo que, se encontra na quarta posição relativamente ao consumo global, com 9,8% após petróleo (32%), carvão (27%) e gás natural (22%).

Figura 1: Distribuição de Energia Primária Global (EJ).

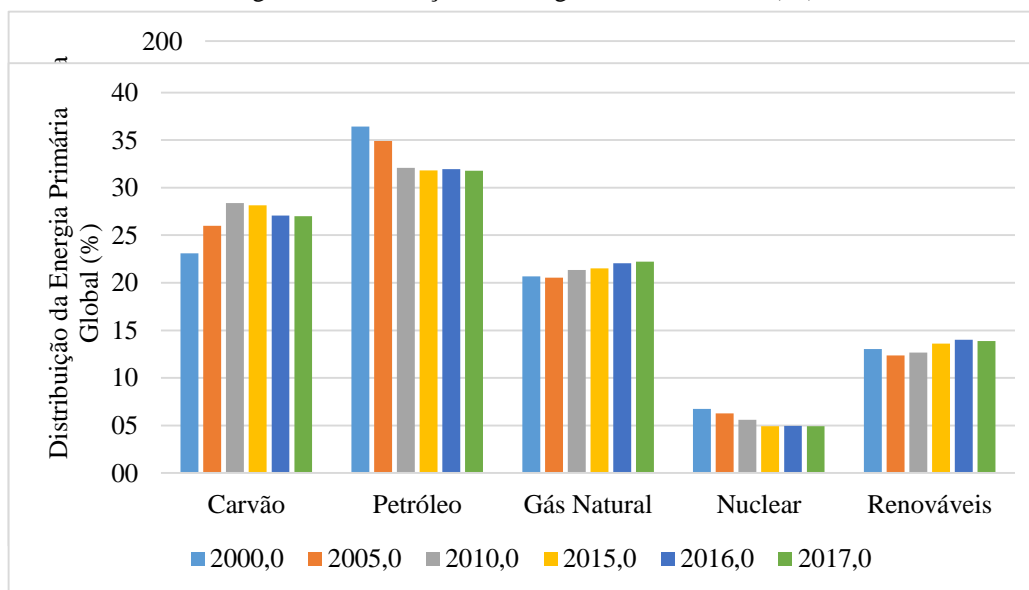


Figura 2: Distribuição de Energia Primária Global (%).

No que respeita à distribuição de energia primária pelos vários continentes, esta fornece uma imagem diferente, a participação no fornecimento renovável tem sido constante nos últimos 17 anos. Durante 2015/2016, o acréscimo de energia primária de fontes renováveis aumentou aproximadamente 3 EJ. No entanto, em 2017 o crescimento que se tinha assistido em anos anteriores, diminuiu, com menos de 0,5 EJ, enquanto, ao mesmo tempo, os combustíveis fósseis subiram 7 EJ, correspondendo assim à crescente busca global de energia. Na Figura 3, é possível observar que em 2017, o consumo de energia primária de combustíveis fósseis na Ásia (284 EJ) foi o mais alto entre todos os continentes, contribuindo com 50% do suprimento global. Europa, América do Norte e do Sul representaram 47%, enquanto que o continente africano apresenta uma participação extremamente baixa, de 6% (Figura 4). Entre o suprimento de energia renovável, devido ao uso excessivo de biomassa para cozinhar e aquecer, 47% dessa energia no continente africano surge de fontes não fósseis [4].

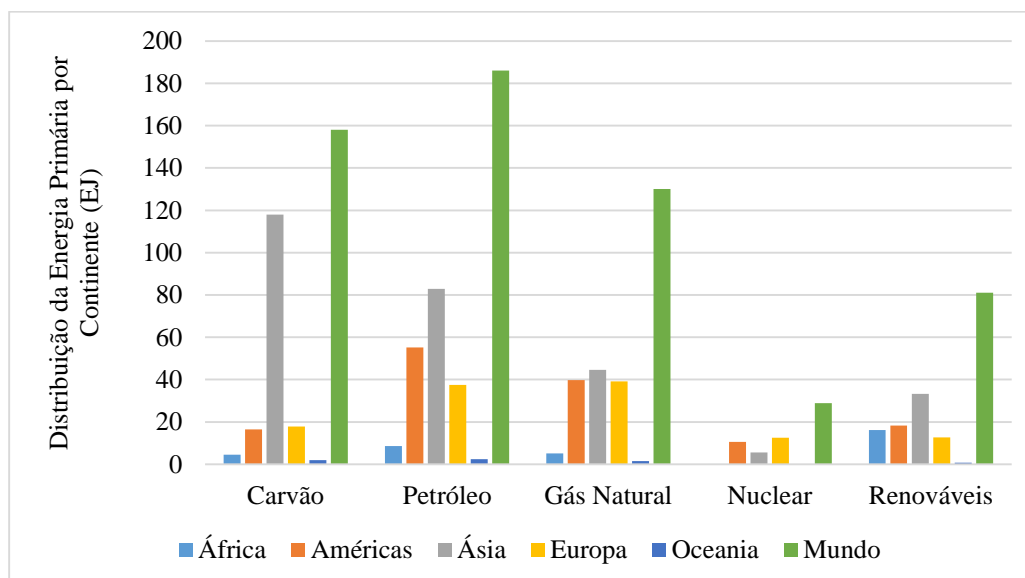


Figura 3: Distribuição de Energia Primária por Continente (EJ).

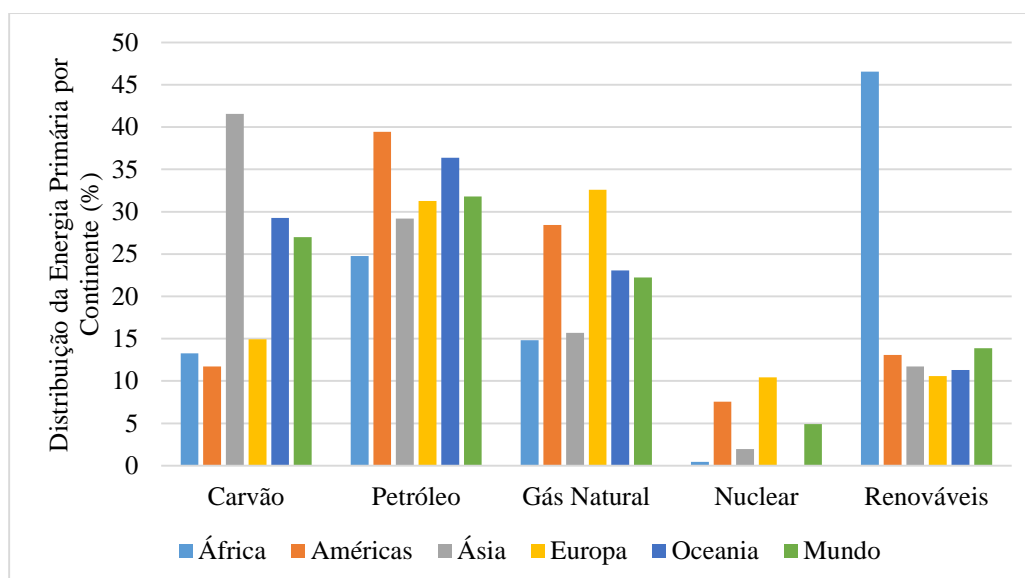


Figura 4: Distribuição de Energia Primária por Continente (%).

O uso e desenvolvimento de energia tendo como fonte a biomassa, pode ser a base de um sistema de energia sustentável, alterando o padrão de produção e consumo de energia, e assim contribuir eficientemente para o crescimento económico e fortalecer as proteções ambientais [7].

- O cenário português no que respeita à dependência de energia sempre foi substancialmente superior ao observado na UE, cerca de 80% nas últimas décadas. A estrutura do consumo primário interno, ou seja, a produção primária e as importações energéticas, revelam que o petróleo é a principal fonte de energia primária consumida na economia portuguesa. O gás natural, que passou a fazer parte do consumo doméstico de energia primária em 1997, e que atualmente é o terceiro maior componente no que respeita ao consumo final de energia, com uma participação de cerca 25% em 2017 [8]. A inclusão de gás natural no mercado energético português foi, uma das mudanças significativas que ocorreram nas últimas décadas, substituindo amplamente as importações de petróleo. De facto,

o gás natural apresenta várias vantagens, pela facilidade de transporte, conservação e baixo nível de impacto ambiental, tornam este combustível numa aposta com imensas vantagens para a atividade industrial e empresarial. Permite a redução de gastos relacionados com transporte de combustível, aquecimento direto de produtos em diversos processos e prolongamento do tempo de vida dos equipamentos. Estes dados podem ser visualizados na Figura 5 e Figura 6.

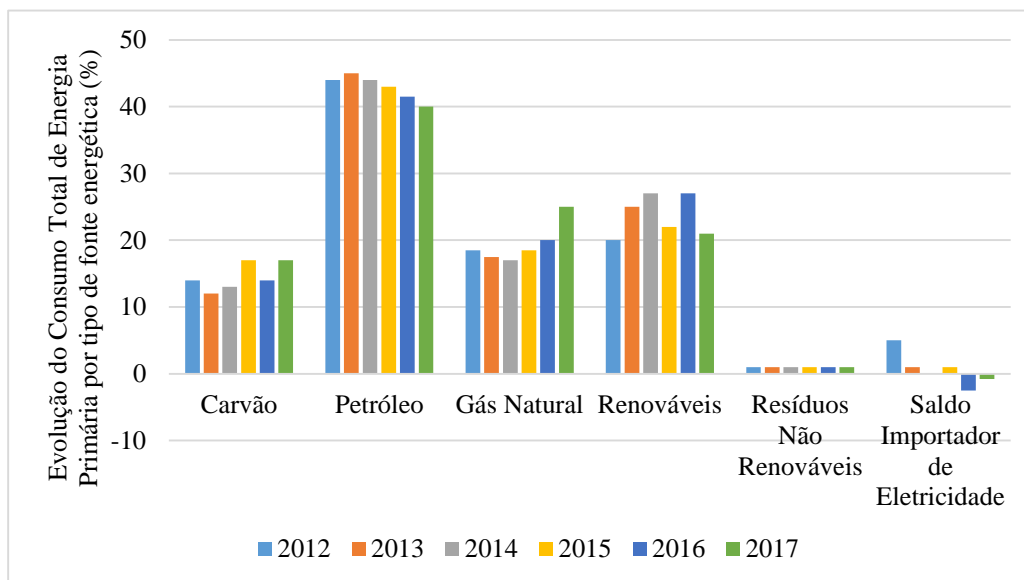


Figura 5: Evolução do Consumo Total de Energia Primária por tipo de fonte energética em Portugal (%).
Fonte: DGEG [9].

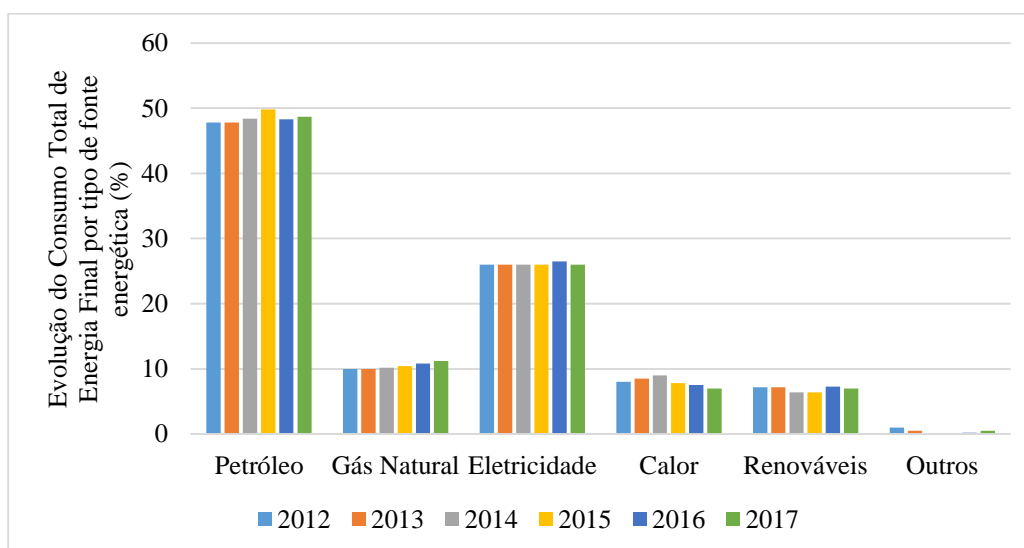


Figura 6: Evolução do consumo total de energia final por tipo de fonte energética em Portugal (%).
Fonte: DGEG [9].

No que respeita às energias renováveis desde o início da década de 1940, Portugal tem se concentrado utilização de energia hidrelétrica. A capacidade instalada atual é de aproximadamente 6 GW (Figura 7). Em 2007, foi estabelecido um Programa Nacional de Barragens Hidrelétricas de Alta Capacidade [10], com o objetivo de aumentar a produção de energia hidrelétrica e a capacidade de armazenamento de bombas. Além disso, a visão

geral de políticas e medidas específicas para promover o uso de fontes renováveis prevê a construção de novas barragens e a atualização das barragens existentes. No entanto, nos últimos anos assistiu-se a um rápido desenvolvimento da energia eólica, nomeadamente com a sua localização no Norte e no interior do país. A região do Algarve também possui áreas com alto potencial de produção de energia eólica. De facto, a energia eólica é a segunda fonte renovável mais desenvolvida em Portugal, logo atrás da energia hidrelétrica, mas a que mais contribui para a produção de energia (Figura 8) [11].

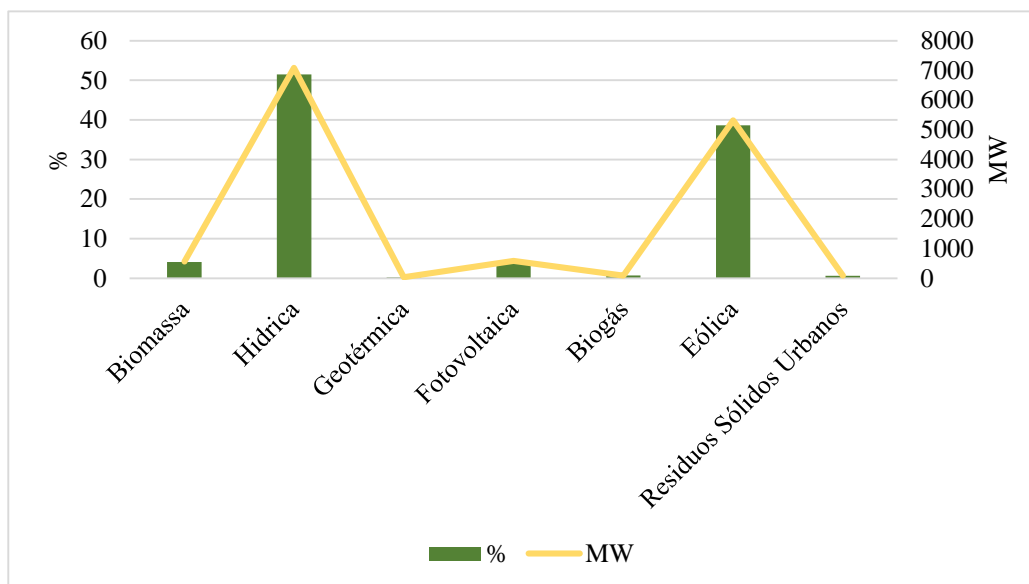


Figura 7: Potencia instalada (MW) das Centrais de Produção de Energia Elétrica a partir de Fontes de Energia Renováveis (%) em 2017.

Fonte: DGE [9].

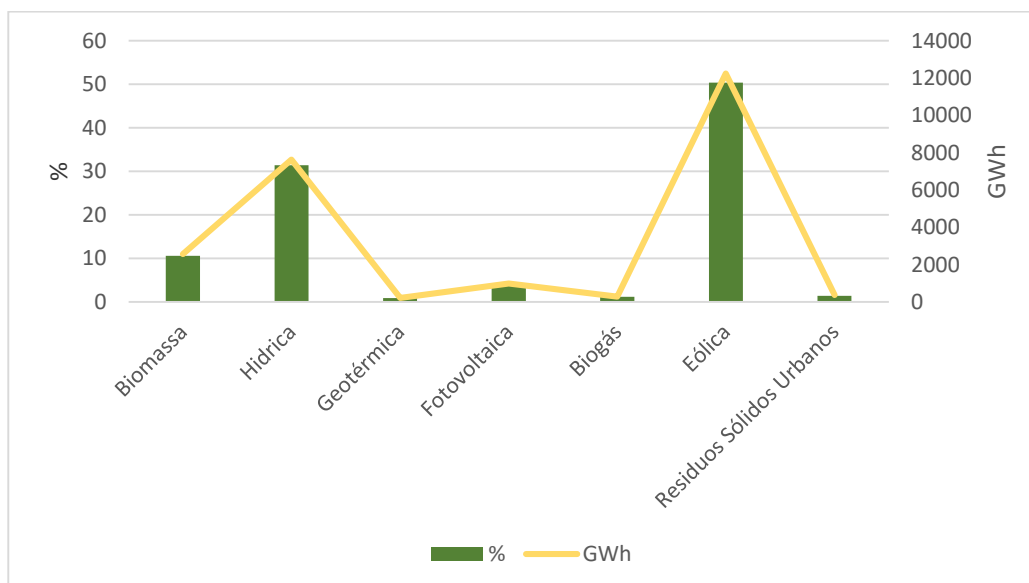


Figura 8: Energia elétrica produzida (GWh) a partir de Fontes de Energia Renováveis (%) em 2017.

Fonte: DGE [9].

Portugal tem a melhor radiação solar anual em toda a Europa (com exceção do Chipre), com valores que superam os 70% quando comparados com os valores alemães. Derivado desta exposição, Portugal possui umas das maiores centrais solares do mundo,

com uma capacidade líquida de 46 MW, localizada em Moura. Neste item também se pode destacar que a continuação do programa de micro e minigeração com especial foco no setor de serviços e indústria, que deverão instalar aproximadamente 500 MW até término do ano vigente [12].

A energia geotérmica em Portugal, está confinada ao arquipélago dos Açores. Em São Miguel, no campo de Ribeira Grande está instalada uma capacidade total de 23 MW, e no Pico Vermelho uma segunda unidade de 10 MW, cobrindo cerca de 40% da necessidade de eletricidade da ilha [13]. A biomassa é a terceira maior fonte renovável em Portugal. Esta fonte está a aumentar de ano para ano, resultado da estratégia adotada pelo governo português em 2006, que atribuiu uma cota de 100 MW para a produção de eletricidade a partir de biomassa florestal (distribuída por 15 centrais) e mais 150 MW destinados a Projetos de Interesse Público, mas também como resultado da área florestal ardida (Figura 9) [14]. A biomassa pode ser originada de florestas naturais de regeneração, plantações de florestas, produção de culturas, produção de algas ou de resíduos de qualquer uma das opções acima citadas. Também pode ser derivado de processos industriais, resíduos municipais ou operações de limpeza de terrenos [15]. Os produtos finais podem incluir calor, energia e/ou combustível (líquido, sólido ou gasoso) para uso posterior. Formas comuns de energia de biomassa incluem peletes, estilha e etanol [16].

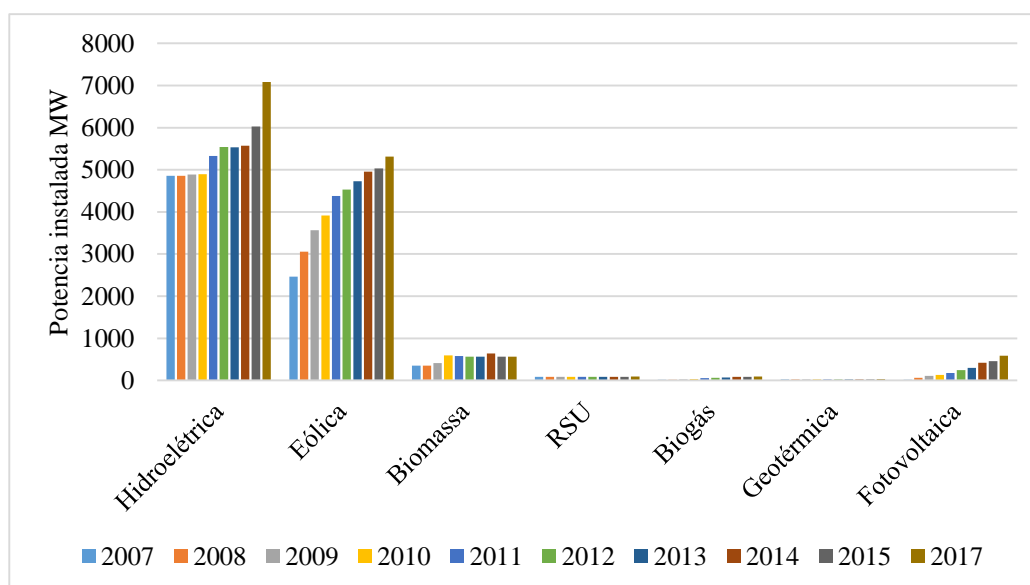


Figura 9: Evolução da potência instalada (MW) das centrais de produção de energia elétrica a partir de fontes de energia renováveis (%).
Fonte: DGE [9].

Os vários tipos de biomassa são usados direta ou indiretamente na produção de calor e eletricidade, combustível e utilizados na indústria química. Atualmente as exigências e necessidades energéticas são enormes, tendo o objetivo de auxiliar no desenvolvimento económico e social atual e futuro [17], e a bioenergia tem o potencial de abordar problemas ambientais como aquecimento global, mudanças climáticas, reduzindo assim as emissões não só de CO₂ como também NO_x, SO_x [18].

Com o Acordo de Paris, em 2015, que prevê ultrapassar o desafio das alterações climáticas e travar o aquecimento global do planeta a apenas 2°C acima dos níveis pré-

industriais, surge por parte da Comissão Europeia, uma série de pacotes estratégicos que visam dar resposta nas diferentes áreas a este desafio global. De entre os vários pacotes, destaca-se o Pacote Energia Clima 2030 [19].

A Comissão Europeia apresentou o Pacote Legislativo “Energia Limpa para todos os Europeus” de modo a promover a transição energética na década 2021-2030, de acordo com as premissas do Acordo de Paris e, simultaneamente, o crescimento económico e a criação de emprego. Este pacote prevê que cada Estado-Membro apresente um Plano Nacional Integrado de Energia e Clima (PNEC) para o horizonte 2030. Este Plano deve incluir o estabelecimento de metas e objetivos em matéria de emissões de gases com efeito de estufa, energias renováveis, eficiência energética, segurança energética, mercado interno e investigação, inovação e competitividade, bem como uma abordagem clara para o alcance dos mesmos. Ou seja, o Plano Nacional Integrado de Energias e Clima será o principal instrumento de política energética e climática para o ano que se avizinha e até 2030. O PNEC, como instrumento de política nacional decisivo para a definição das linhas estratégicas para a próxima década rumo à neutralidade carbónica, estará necessariamente alinhado com as visões e narrativas definidas no RNC 2050. Da mesma forma, tratando-se de um instrumento decisivo para a definição dos investimentos estratégicos para a próxima década na área da energia, o PNEC estará alinhado com o Plano Nacional de Investimentos 2030 (PNI) [20].

As metas visam alcançar, em 2030, 32% de consumo final bruto proveniente de FER, 32,5% de redução do consumo de energia, 40% de redução das emissões de gases com efeito de estufa relativamente aos níveis de 1990, e 15% de interligações elétricas. Neste campo, Portugal apresenta argumentos para continuar a construir uma estratégia rumo a uma economia neutra em carbono, baseada em fontes de energia renovável, com foco na eficiência energética e no consumidor de energia [21].

Mediante o exposto, a estratégia de Portugal para a próxima década, e com reflexo nas seguintes, assenta numa combinação de diversas opções de políticas e medidas, bem como de opções tecnológicas diferenciadas. Neste aspeto, os gases cujo a natureza é de fontes renováveis, como o syngas ou biogás, mas em particular o hidrogénio, podem desempenhar um papel fundamental em vários setores da economia no que respeita a descarbonização (ex.: indústria e transportes). Com o objetivo de tornar o hidrogénio numa das soluções para a descarbonização da economia, o Governo está a promover uma política em torno do hidrogénio, que se baseia num conjunto de políticas públicas que orientam, coordenam e mobilizam investimento público ou privado em projetos nas áreas da produção, armazenamento, transporte e consumo de gases renováveis em Portugal [22].

A Estratégia Nacional para o Hidrogénio (EN-H₂) visa promover e dinamizar a introdução gradual do hidrogénio, enquanto pilar sustentável e integrado, numa estratégia mais abrangente de transição para uma economia descarbonizada. A EN-H₂ enquadra o papel atual e futuro do hidrogénio no sistema energético português e, ao mesmo tempo, recomenda um pacote de medidas e metas de integração para o hidrogénio nos vários setores da economia. Derivado desta Estratégia fez necessário conceber legislação e regulamentação, segurança, *standards*, inovação e desenvolvimento, financiamento, entre outros. Por conseguinte, todas as medidas propostas têm como objetivo promover e dinamizar, tanto a produção, como o consumo nos vários setores da economia, criando as necessárias condições para uma verdadeira economia de hidrogénio em Portugal [22].

1.1. RESÍDUOS DE PRODUÇÃO ANIMAL

A biomassa que é parte integrante das energias renováveis, ocupa neste momento um lugar de destaque no debate sobre políticas e estratégias energéticas para o desenvolvimento sustentável em todo o mundo [23]. Grande parte dos países em desenvolvimento e vias de desenvolvimento, usam a energia de biomassa que supre cerca de 35% de suas necessidades energéticas, o que apresenta um impacto significativo para o consumo global de energia primária renovável (13,86%) [18]. De acordo com os autores *Bildirici e Ozaksoy* [24] a energia obtida a partir da biomassa é classificada em três grupos:

- Biomassa lenhosa ou sólida - produzida em florestas e plantações;
- Biomassa não lenhosa - produzida através de culturas agrícolas (ex. palha de arroz), folhas e caules de plantas, resíduos de serragens, bagaço, cascas de nozes e cascas e resíduos domésticos;
- Resíduos animais – resíduos produzidos na criação de animais.

A disponibilidade de biomassa em Portugal resume-se à biomassa de resíduos de produção animal, resíduos sólidos urbanos, resíduos florestais, plantações energéticas, águas residuais, resíduos agroindustriais e culturas energéticas.

Os resíduos de produção animal são obtidos da criação de animais em quintas e aviários, matadouros, laticínios, indústria de processamento de alimentos, etc. Parte da biomassa produzida pode ser usada diretamente como combustível (combustão) ou biocombustíveis através de processos como a biodigestão ou a gaseificação térmica. Para esta tipologia de biomassa, os processos mais indicados na obtenção de energia, são os processos de biodigestão, muitas vezes pelo alto teor em humidade que apresenta.

O estrume animal produzido nas quintas e/ou aviários é frequentemente usado como fertilizante do solo. Por outro lado, o biogás produzido a partir do esterco animal é um combustível promissor que pode ser usado para vários setores energéticos [25]. Na Tabela 1 são apresentadas as produções de biogás para os diferentes resíduos animais.

Tabela 1: Potencial médio de produção de biogás em Portugal através de estrume de animal.
Adaptado de *Monteiro et al.* [26].

	Biogás	
	Mm ³ /ano	GW h/ano
Aves	5,95	35,7
Suíno	14,6	87,6
Bovino	180,97	1085,8
Total	201,52	1209,1

A exploração de animais tem vindo a decrescer, segundo dados INE [27], no entanto, o número de cabeças (exceção feita ao gado suíno) tem vindo a aumentar. Como é

possível observar na Tabela 1, a produção de biogás anualmente pode chegar aos 1200 GWh/ano.

1.2. RESÍDUOS SÓLIDOS URBANOS

Os resíduos sólidos urbanos (RSU) são definidos como “resíduos domésticos, bem como outros resíduos que, devido à sua natureza ou composição, são semelhantes aos resíduos domésticos”. Os RSU são caracterizados, principalmente, pelo padrão e estilo de vida dos habitantes de uma região, mas outros fatores como a abundância e a tipologia dos recursos naturais dessa região também tem grande influência [28].

Observando a Figura 10 podemos observar que Portugal fez um esforço para encerrar todas as lixeiras a céu aberto e investiu em tecnologias de tratamento de RSU, como a compostagem, inceneração e tratamento biológico. No entanto, a grande maioria dos resíduos produzidos tem como destino final o aterro. Os aterros apresentam problemas ambientais e para se atingir os objetivos do PERSU (Plano Estratégico para os Resíduos Sólidos Urbanos) II, será necessário fazer mais e melhor, limitando ou mesmo extinguindo a deposição em aterro.

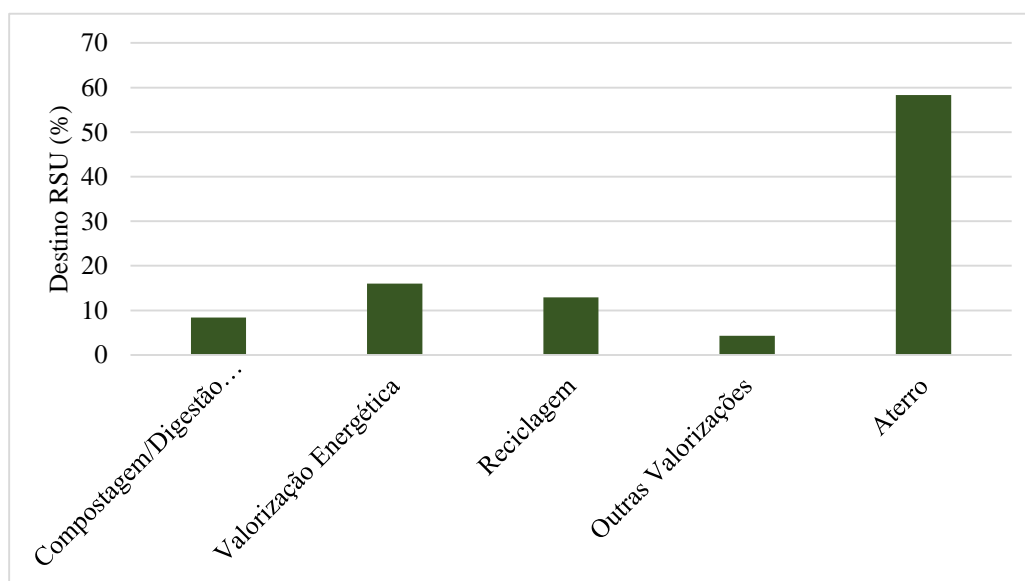


Figura 10: Destino final dos RSU produzidos em Portugal em 2018.
Fonte: APA [29].

Para o ano 2018 verifica-se que a fração total de resíduos depositados em aterro, foi cerca de 58% dos resíduos geridos (Figura 10). Valores consideravelmente superiores aos 33% apurados como destino direto, o que mais uma vez indica que a percentagem de refugos/rejeitados dos tratamentos que não é valorizada é significativa.

Considerando que a produção de RSU no ano de 2018 foi de cerca de 5200 Mt (Figura 11), e segundo *Fetene et al.* o valor do poder calorífico superior para esta fração é de 17,5 MJ/kg, sendo que o inferior é de 9,54 MJ/kg (média de 13,52 MJ/kg), a energia disponível nos RSU é de cerca de 20 TWh tendo em conta a média dos poderes caloríficos citados pelo autor [30].

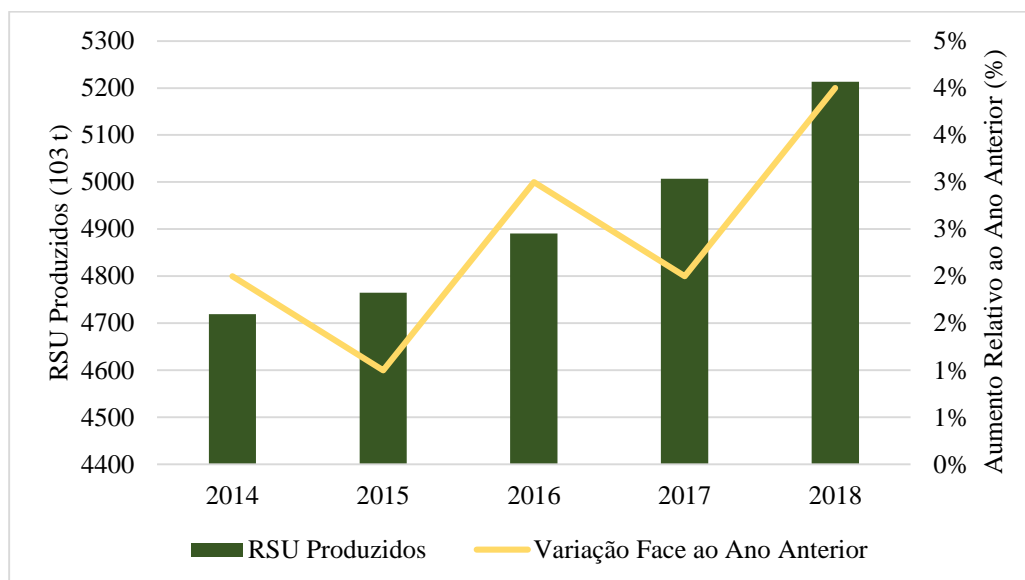


Figura 11: Produção anual de RSU em Portugal.
Fonte: APA [29].

1.3. ÁGUAS RESIDUAIS

A água, um bem cada vez mais escasso, é frequentemente poluída pelo desperdício das atividades industriais, agrícolas e cotidianas, em suma, devido ao impacto do ser humano. Provido deste facto, a proliferação de estações de tratamento de águas residuais tornou-se essencial para garantir a proteção do ambiente natural. Como consequência, a produção de subprodutos, nomeadamente lamas e gradados, tem aumentado simultaneamente com os níveis de eficiência das unidades e com o número de estações de tratamento de águas residuais. Uma vez que não mais permitido na EU a descarga deste tipo de subprodutos para o meio recetor, os processos usados principalmente para tratar as lamas de depuração são a propagação agrícola e a incineração. Porém, devido ao aumento constante da produção, tornou-se imprescindível encontrar métodos alternativos de valorização destes subprodutos [31].

O setor da água em Portugal abrange o abastecimento de água e tratamento de águas residuais, a gestão de resíduos e as atividades associadas. Os dados mais recentes, referentes a 2015, traduzem que Portugal contava com 277 unidades de gestão de abastecimento de água, responsáveis pelo abastecimento a 95% da população. Já no que respeita ao tratamento de águas residuais, existem aproximadamente 2630 estações de tratamento, e que produzem cerca de 100 mil toneladas de lamas [32]. As lamas resultantes do processo de depuração, são o principal substrato para o processo de digestão anaeróbica. O volume médio de águas residuais tratadas foi de 486 milhões de m³ [32], considerando uma produção de 0,08 m³ de biogás por cada m³ de água residual digerida anaerobiamente [33], a produção de biogás pode chegar a 38,9 milhões de m³ com um poder calorífico inferior de 6 kWh/m³ [34] o que corresponde a 233,3 GWh, considerando que a percentagem de metano no biogás é de 60%.

1.4. CULTURAS ENERGÉTICAS

A biomassa lenhocelulósica pode também ser obtida a partir de culturas dedicadas à produção de energia.

Estima-se que a quantidade de matéria-prima para suprir todas as necessidades centrais de biomassa sejam de 6,0 Mt/ano. Derivado destas necessidades, o subsetor de energia baseado na biomassa florestal pode ter que apelar ao cultivo de culturas energéticas, de modo a garantir um aumento sustentável a médio prazo para acolher um deficit de 4,0 Mt/ano de matéria-prima [35].

Este tipo de obtenção de biomassa, pode ser considerado como um método viável de aumento do suprimento para fins energéticos desde que, estas culturas sejam compatíveis com as condições climáticas, com modelos adequados de produção florestal e agrícola do ponto de vista técnico, económico e ambiental; e condições ecológicas que não compitam com as culturas de produção de alimentos ou com as atividades de produção florestal anteriormente estabelecidas, podendo também ser cultivadas junto a centrais para reduzir os custos [36].

Com a construção das centrais de biomassa previstas, nomeadamente as centrais aprovadas em 2017, Vila Velha de Rodão (55 MW), Mangualde (35 MW), Figueira da Foz (15 MW) e Famalicão (12 MW) [37], e mais recentemente uma nova central em Mortágua (10 MW) (<https://viseunow.pt/mortagua-instalacao-de-nova-central-de-biomassa-florestal/>), prevê-se também uma carência ao nível do combustível, pois a floresta portuguesa, por si só, não tem capacidade de resposta para as necessidades. Considerando uma produtividade das culturas energéticas de 20 t/ano (de acordo com os testes existentes, a produtividade varia de 10 a 40 t/ha/ano, dependendo da espécie e do solo), será necessária uma área de aproximadamente 200.000 ha para atender às necessidades de biomassa florestal (4,0 milhões de toneladas) em 2020 [35]. As culturas energéticas que poderão ser cultivadas no solo nacional serão o eucalipto, salgueiro, choupos, etc.

O governo português fez uma estimativa da área para o cultivo de culturas energéticas (450 mil ha), bem como as espécies a cultivar, no que respeita a produção de combustíveis líquidos. As culturas consideradas para a produção de bioetanol foram: milho, sorgo doce, cereais (trigo, centeio e cevada), beterraba sacarina e batata. No que respeita à produção de biodiesel, as culturas consideradas foram: soja, colza, girassol e palma. Com 380 mil ha de área potencialmente utilizável para o cultivo de diferentes culturas e mais 50 mil ha destinados ao girassol, devido à maior experiência portuguesa com essa cultura [38].

Segundo o *LNEG-ECS* [39], o total de biocombustíveis produzidos no mercado português em 2019 pelos produtores do regime geral e pelos pequenos produtores dedicados foi de 5,032 TW h (renovável). Esta situação é confirmada pelo relatório *Biomassa e Energias Renováveis na Agricultura, Pescas e Florestas* [38], que afirma que em Portugal, além do potencial para matérias-primas agrícolas materiais, a produção dessas culturas não é competitiva. A produção de culturas energéticas agrícolas seria competitiva se ocorrerem algumas das seguintes situações: qualidade diferenciada que permita a elevação dos preços, novas oportunidades de mercado que cubram os custos de produção, fornecendo subsídios a essas culturas por razões ambientais.

1.5. RESÍDUOS AGRÍCOLAS E AGRO-INDUSTRIAIS

A biomassa agrícola resulta principalmente de subprodutos da produção agrícola e da indústria ligada ao setor agroalimentar: vinho, horticultura, produção de azeite, frutas secas, cereais e forragem. Palha e restolho, caroços de azeitona/bagaço resultante da extração de óleo, resíduos sólidos gerados durante a poda de árvores de fruto e vinhas, casca de frutas secas, são alguns exemplos de biomassas que provêm destas atividades.

O sector agroindustrial vem, cada vez mais, a atrair o interesse da EU para o crescimento verde, através do desenvolvimento de energia verde em formas como biomassa, biorresíduos, biogás, biocombustíveis de segunda geração, energia eólica, solar e hidroelétrica de pequena escala, que também vão fomentar novas oportunidades de emprego nesta área. Neste ponto, a EU também considera que o principal objetivo da agricultura é a produção de alimentos, e não comprometer este objetivo com conceção de um modelo de mudança para o uso do solo em culturas energéticas, enfatizando que o foco deve ser o melhor aproveitamento dos subprodutos e resíduos da indústria agrícola e agroalimentar [40]. Mais, a EU sensibiliza que a biomassa produzida por este setor deve ser usada localmente, em pequena escala, para não prejudicar o objetivo principal da agricultura, que é a produção de alimentos [41].

Os dados disponíveis pelas fontes oficiais portuguesas não permitiram uma avaliação do potencial biomássico deste setor para fins energéticos, no entanto, em 2019/2020, houve ameaça de paragem na produção, nomeadamente no setor da produção de azeite, devido ao excedente de bagaço de azeitona.

1.6. RESÍDUOS FLORESTAIS

Os resíduos florestais podem desempenhar um papel efetivo na produção de energia de biomassa. As florestas portuguesas têm algumas características distintivas no contexto das florestas europeias [42]. Cerca de 35% do território nacional é coberto por floresta [43]. Este valor representa uma diminuição superior a 150 mil hectares de 1995 a 2010. Esta diminuição é sentida especialmente nas regiões do Norte e do Centro do país, explicada pela conversão para a classe de uso “matos e pastagens” e pela reconversão do uso florestal para uso urbano (28 mil hectares), no entanto, neste espaço temporal registou-se um crescimento da área arborizada (povoamentos) de 0.4% ao ano. Só na região do Alentejo houve um aumento líquido da área de florestal de 25 mil hectares [44].

Em Portugal existe uma grande discrepância entre a disponibilidade potencial e a disponibilidade efetiva de resíduos nas florestas. A Figura 12 ilustra as quantidades de biomassa florestal de acordo com o tipo de resíduos, distinguindo entre o que realmente é produzido pela floresta e a disponibilidade efetiva.

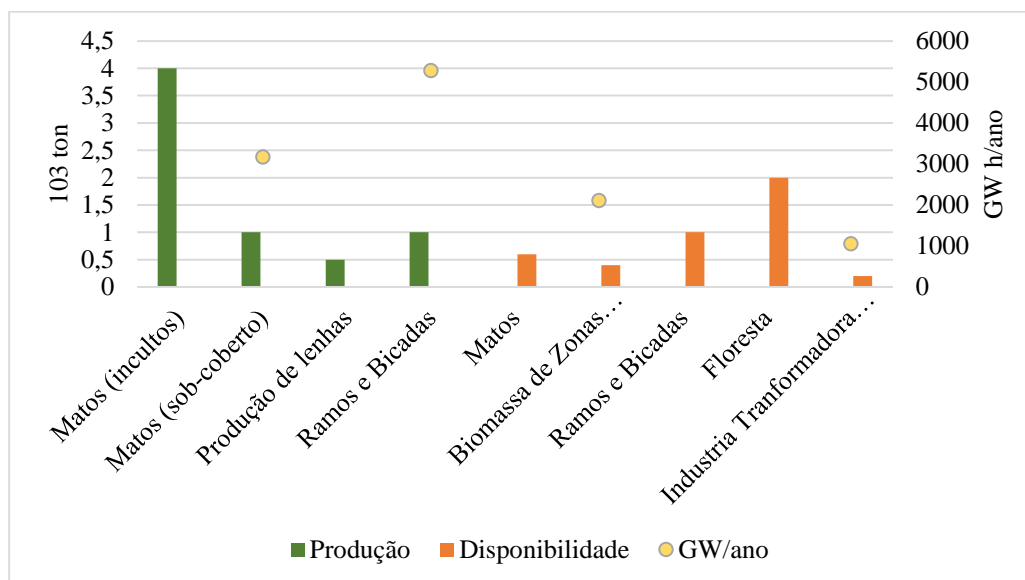


Figura 12: Produção e disponibilidade anual de biomassa florestal em Portugal.
Fonte: Assembleia da Republica - Comissão de Agricultura e Mar [44].

A quantidade de biomassa florestal disponível é de aproximadamente 2,2 milhões de toneladas por ano (soma dos matos sob coberto, ramos e bicadas, biomassa de zonas aridas e da indústria transformadora de madeiras) o que dá 11,578 GWh/ano. A grande diferença entre os valores produzidos e disponíveis de biomassa florestal em Portugal devem-se ao facto de que apenas uma pequena fatia desses resíduos, é viável economicamente para a produção de energia. Além disso, por razões sustentáveis de exploração florestal, recomenda-se que parte dos resíduos seja reintegrada em solos florestais. Uma outra questão de suma relevância, relativa ao aproveitamento de parte da biomassa florestal que, atualmente já é convertida em energia, especialmente na indústria de celulose e papel.

Devido a medidas que visavam fomentar a boa gestão da floresta, prevenção dos incêndios e a promoção da economia local a partir de recursos endógenos, o Governo, em 2006, incentivou a produção de energia elétrica de fonte renovável a partir de biomassa florestal, tendo lançado concursos públicos para a atribuição de centrais térmicas a biomassa florestal. Por outro lado, em 2010, a Estratégia para a Energia com o horizonte 2020, suportou a aposta nas energias renováveis com uma política energética que visava a promoção do crescimento e da independência energética e financeira nacional.

Esta política atingiu os objetivos assumidos para o sector da energia 31 % de energia renovável até 2020 no consumo final de energia, sendo que, o principal foco de interesse seria a possibilidade de obtenção de energia oriunda de biomassa (PNAER 2009 - [45]). No entanto, derivado do facto de existir pouca disponibilidade de matéria-prima e das centrais construídas serem de elevada potencia, estas estão a queimar na totalidade ou praticamente na totalidade, madeira de qualidade, não utilizando, como seria desejável e está contratualizado, biomassa residual.

Com o objetivo de descentralizar e resolver, em parte, a falta de matéria-prima de origem florestal e a utilização de biomassa de qualidade para produção de energia, o Decreto-Lei n.º 48/2019, de 12 de abril, veio estabelecer a prorrogação do prazo para a entrada em exploração das centrais térmicas a biomassa florestal em construção (até 31

de dezembro de 2019 ou até 31 de dezembro de 2020, no caso de projetos sujeitos a avaliação de impacto ambiental ou de avaliação de incidências ambientais). Como contrapartida da extensão excepcional, o Decreto-Lei n.º 48/2019 fixou ainda um desconto de à tarifa aplicável de 5,0% por cada mês decorrido após 31 de dezembro de 2018 ou, nos casos em que a licença de produção tenha de ser precedida de avaliação de impacto ambiental ou de avaliação de incidências ambientais, após 31 de dezembro de 2019, até serem atingidos os novos prazos agora fixados para a entrada em exploração, isto sem prejuízo dos promotores poderem optar pelo regime de mercado [46].

Tendo em conta o consumo de biomassa em 2020 e o que se perspetiva, as necessidades de combustível para abastecer todas as centrais de biomassa, será em torno de 6,0 Mton/ano. Se todas as previsões estiverem corretas, o setor energético que depende da biomassa florestal, considerando a energia a instalar, existirá necessidade de se realizar mais culturas florestais energéticas, para complementar o excedente existente. Caso contrário, considerando todos os valores anteriormente referidos, Portugal poderá apresentar um déficit de biomassa florestal em torno de 4,0 Mton/ano, se todas as centrais projetadas forem uma realidade [38].

Uma possível contribuição para superar esse déficit de biomassa florestal pode ser uma estratégia de produção sustentável de matéria-prima, baseada na transformação de parte da produção de biomassa em biomassa disponível, aproximando-se dos dois valores expressos na Figura 12. Este aspeto, pode ser feito por meio de ações diretas, como recolha de pinho e eucalipto e resíduos de limpeza florestal [47].

1.7. LOGÍSTICA

O desafio do setor de energia intimamente ligado à biomassa é, em grande parte, o desafio apresentado pela cadeia de fornecimento. Na maioria dos casos, grandes volumes com baixa densidade, consideradas matérias-primas baixo valor, devem ser transferidas dos locais de produção e recolha amplamente difundidos para as instalações de processamento centralizadas e posteriormente entregues aos consumidores na forma de produto final [48]. O baixo valor económico da biomassa sugere a necessidade de uma estratégia para cadeia de suprimentos, enquanto a natureza variável da matéria-prima e a disponibilidade, sugerem a necessidade de um design ágil para a cadeia de suprimentos [49]. Embora seja uma abordagem comum nos estudos da cadeia de suprimentos, esta questão é especialmente importante ao considerar a biomassa para energia, pois a fração maior dos custos de energia de biomassa gerada, deriva de operações de logística [50].

Uma boa estratégia de logística é essencial para que todos os elementos da cadeia de suprimentos operem em harmonia e assegurem que todo o sistema funcione da maneira mais eficiente possível [51].

Nos últimos anos, a importância e otimização da logística tem sido reconhecida como uma oportunidade única de crescimento, lucratividade e competitividade para as empresas. A questão logística aprimora os esforços de marketing, concebendo condições de vantagem competitiva no mercado [52]. A otimização cria valor agregado, tempo, qualidade e informações para a cadeia produtiva. Além disso, procura eliminar do processo tudo o que não tem valor para o cliente, o que implica apenas custos e tempo

improdutivo [53]. A logística envolve a criação de valor acrescentado, tanto para consumidores e fornecedores quanto para as partes interessadas da empresa [54].

Atualmente o preço do pelete, feito a partir de biomassa, é relativamente baixo, a rondar os 0,20 €/kg para o consumidor final, para que a utilização deste recurso energético seja viável, é necessário que o suprimento, cadeia de recolha e transporte, ao armazenamento e distribuição seja muito eficiente, muito bem definido e otimizado [55].

1.8. CADEIA DE PRODUÇÃO DE BIOMASSA

Uma cadeia de fornecimento típica de biomassa pode incluir uma combinação dos seguintes processos: preparação do campo, cultivo, recolha, armazenamento, transporte de campo/floresta, transporte rodoviário e processamento da biomassa na unidade de produção [56]. Normalmente, a cadeia de suprimentos é estudada desde a recolha até à entrega. Mas, por vezes, as operações de recolha são omitidas, embora a forma como é realizada, pode afetar drasticamente o desempenho a jusante. De um modo geral, os três componentes mais comuns da cadeia de suprimentos de biomassa são operações de recolha, transporte e armazenamento [57].

1.9. RECOLHA DE BIOMASSA

A recolha de biomassa, normalmente, é realizada em florestas, campos agrícolas ou unidades de processamento industrial, como serralharias ou indústrias de móveis. A biomassa lenhosa é recolhida na forma de troncos, bicadas ou estilhas [58].

A maioria da biomassa, independentemente da origem (agricultura ou floresta) é caracterizada pela disponibilidade sazonal. O período em que esses tipos de biomassa estão disponíveis é muito limitado e é determinado pelo período da recolha, pelas condições climáticas e pela necessidade de replantio dos campos e florestas [59]. O período de tempo limitado para recolher uma quantidade significativa de biomassa, está também dependente da necessidade sazonal significativa de recursos, equipamentos e operadores. A necessidade sazonal pode aumentar o custo de obtenção dos recursos referidos. Logo, existe a necessidade de armazenar grandes quantidades de biomassa por um período significativo de tempo para que o usuário final opere durante o ano [60]. Esta questão pode ser minimizada, com a utilização de várias matérias-primas com diferentes períodos de crescimento e de colheita. O uso de duas fontes diferentes de biomassa, em vez de uma, pode levar a uma redução de custos de 15% a 20% [61].

Os processos da cadeia de fornecimento que podem ser integrados nos itens recolha e colheita (ou utilizados posteriormente na cadeia de fornecimento) incluem secagem, trituração, peletização e embalamento [62]. De acordo com os autores *Battuvshin et al.* [63] os resíduos florestais podem ser considerados como:

- Resíduos de madeira – neste item apenas algumas partes do tronco de madeira são utilizadas na indústria dos móveis e pavimentos, os sobrantes são utilizados na indústria da celulose/papel, energia (biomassa) ou outros

similares. À medida que os preços dos combustíveis derivados da biomassa se aproximam dos preços do papel, a madeira pode começar a ser destinada a qualquer mercado. Para além da utilização de sobrantes da indústria dos moveis e pavimentos, também os as bicadas que são removidas durante o processamento dos troncos de madeira, podem ser utilizadas para a produção de energia. A produção de energia é um mercado com enorme potencial e cada vez mais amplo; portanto, no futuro, e caso não seja repensado alguns aspetos de conservação e reflorestamento, poderá não haver quantidade de madeira desejada, relativamente ao consumo.

- Resíduos triturados – parte da biomassa menos interessante para a indústria é deixada *in situ*, empilha. Esses resíduos podem ser expostos à secagem natural durante o verão e por cerca de aproximadamente 6 meses, sendo que o teor de humidade diminui de 10 a 25% [64]. Depois de secos, estes resíduos são triturados e posteriormente transportados até uma central de biomassa. No entanto, esta opção pode não ser considerada, devido à distância e ao alto custo do transporte.

1.10. TRANSPORTE

O transporte mais comum utilizado para a biomassa é o transporte rodoviário e também ferroviário [65]. Existem alguns fatores que favorecem o emprego de transporte rodoviário, entre os quais as curtas distâncias que normalmente se utilizam e a maior flexibilidade que o transporte rodoviário pode oferecer em comparação com outros meios. Meios de transporte como o marítimo ou ferroviário podem ser considerados quando a distância de transporte da biomassa é longa [66].

Neste ponto, existe algum contrassenso sobre a viabilidade económica no uso de veículos pesados ou equipamento agrícola/florestal para o transporte de biomassa para até à central de processamento. Fatores como distância média de transporte, densidade de biomassa, capacidade de carga e velocidade dos veículos e a disponibilidade, afetam a apropriação [67] [68].

A distância de transporte afeta principalmente o consumo de combustível dos veículos e o tempo de viagem afeta a proporção de depreciação, seguro, manutenção e trabalho alocado para a mesma viagem. O tempo de viagem inclui o tempo de viagem e retorno, bem como o tempo de espera entre remessas e descargas. A carga e descarga de veículos também devem ser incluídas sempre que a biomassa precisar ser deslocada de um ponto de recolha até à central [69].

Os custos de transporte rodoviário compreendem dois subcomponentes, o custo relativo ao meio de transporte e o custo do combustível. O custo do meio de transporte inclui custos de capital, manutenção (pneus, travões e lubrificantes), licença, seguro e os custos com o motorista [70].

Devido à baixa densidade de alguns tipos de biomassa, as capacidades dos meios de transporte são consideradas limitados em volume, em vez de em carga. Como resultado, existe uma necessidade crescente de equipamentos de transporte e manuseio, além de espaço de armazenamento. A baixa densidade da biomassa exponencia os custos com a recolha, manuseio, transporte e armazenamento ao longo da cadeia, tornando crítico o processo de gestão [71].

Logo, pode concluir-se que para melhorar a eficiência geral da cadeia, será necessária uma otimização na eficiência de transportabilidade de biomassa. A densificação é uma maneira comum de atingir esse objetivo. O acondicionamento da biomassa (enfardamento ou embalagem) aumenta a densidade da biomassa, facilitando o uso durante operações logísticas e reduzindo os riscos de deterioração da mesma [72].

1.11. ARMAZENAMENTO

A componente referente ao armazenamento de biomassa considera-se uma etapa muito crítica da cadeia logística. Nesta etapa existem várias opções que podem ser classificadas como armazenamentos cobertos ou armazenamento ao ar livre [73]. Na grande maioria dos casos, optam-se por soluções que minimizam o custo de armazenamento, sem analisar o efeito geral na cadeia. Grande parte das entidades armazenam a biomassa no exterior, embora o armazenamento em silos seja o mais consensual no que respeita a conservar as características da biomassa [74].

O armazenamento ao ar livre tem a vantagem de apresentar um custo muito mais reduzido, mas, por outro lado, há uma significativa perda de material e o teor de humidade não pode ser controlado e reduzido aos níveis desejados, o que conduz a problemas de qualidade na produção [75]. Além destes aspetos, podem também existir problemas de saúde e segurança, como o risco de formação de fungos e ignição espontânea devido à degradação exotérmica da biomassa. O armazenamento ao ar livre torna-se mais viável para climas áridos [76].

Nesta área, alguns autores consideram que o armazenamento de biomassa dever ser realizado em duas fazes, ou seja, existir um armazenamento intermediário entre a recolha e a central de processamento final [77].

Etapas de processamento, como a trituração ou desinfeção, podem ser adicionadas ao local de armazenamento intermediário, de modo a reduzir custos de armazenamento ou os custos de transporte secundários. Os principais riscos que o combustível biomássico corre durante o armazenamento são, a degradação da qualidade e as perdas de matéria seca da mesma. As perdas de matéria seca da biomassa são influenciadas pelo número de etapas de armazenamento e tempo de armazenamento [78]. Uma escolha correta do sistema de armazenamento e o tempo de armazenamento podem minimizar os problemas referidos. O tipo de armazenamento a ser usado depende principalmente do clima e do estágio do processo de biomassa. É um procedimento comum deixar os resíduos das operações florestais por alguns meses no local onde foi realizada a limpeza, para reduzir significativamente o conteúdo de humidade presente na biomassa [79].

A figura 13 apresenta um resumo dos custos envolvidos na cadeia de produção de biomassa.

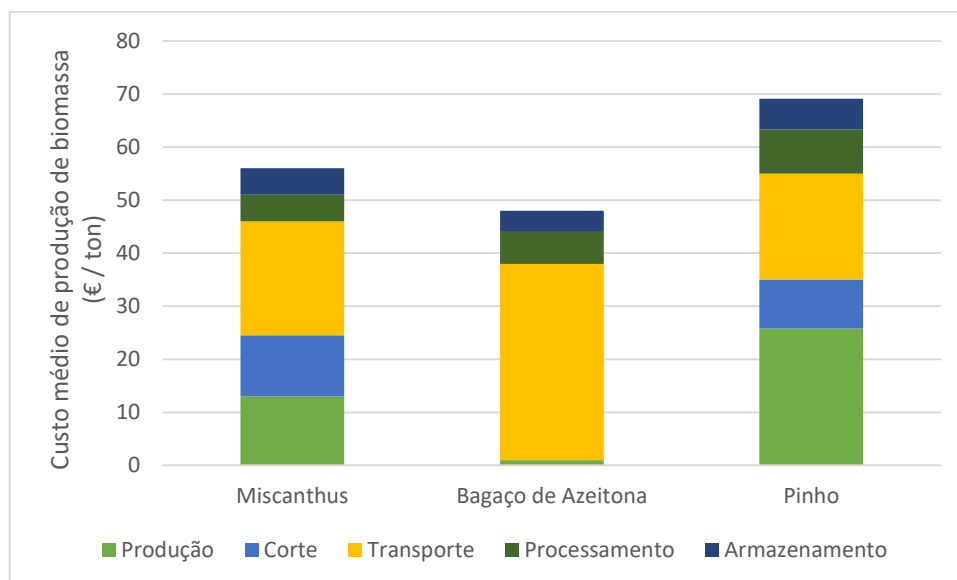


Figura 13: Custos logísticos de produção de biomassa.
Fonte: [80] [81] [82].

1.12. VALORIZAÇÃO ENERGÉTICA DE BIOMASSA

Atualmente a biomassa, no que diz respeito ao capítulo energético, tem vindo a despertar uma atenção considerável e a transformação desta em combustível e produtos químicos, está a tornar-se cada vez mais popular como forma de mitigar o aquecimento global e diversificar as fontes de energia. Estima-se que o combustível de origem na biomassa possa fornecer cerca de 25% das necessidades globais energéticas [83]. Para além deste ponto, a biomassa também pode ser uma fonte valiosa de produtos químicos, farmacêuticos e aditivos alimentares.

Vários tipos de biomassa podem ser convertidos em combustível e produtos químicos, como os resíduos florestais e agrícolas, resíduos de confinamento de animais, resíduos alimentares e lamas de ETAR. E neste âmbito, vários processos podem ser usados para converter biomassa em energia. A biomassa pode ser queimada, transformada em gás combustível através da combustão parcial, em biogás por fermentação, em bio-álcool por processos bioquímicos, em biodiesel, em bio-óleo ou num gás de síntese a partir do qual produtos químicos e combustíveis podem ser sintetizados. O capítulo seguinte tem como objetivo pormenorizar algumas das tecnologias que atualmente são empregues para a produção de combustíveis utilizando a biomassa como matéria-prima.

CAPÍTULO II

2. TECNOLOGIAS DE RECUPERAÇÃO ENERGÉTICA

Neste capítulo estão apresentadas as diferentes tecnologias para a recuperação energética de resíduos, nomeadamente digestão anaeróbia, pirólise, carbonização, combustão e gaseificação térmica.

2.1. INTRODUÇÃO

A valorização de resíduos considera o processamento de grande quantidade de resíduos e subprodutos relacionados com a produção, que se diferenciam dos resíduos domésticos por serem mais homogêneos e de maior magnitude. Os tipos de resíduos usados na valorização geralmente são classificados como não perigosos de acordo com as regulamentações ambientais em vigor [84]. A valorização de resíduos é uma das questões mais importantes e pertinentes para o conceito de economia circular, que tem vindo a ganhar considerável relevância política no seio da UE e para vários governos nacionais, incluindo China, Japão, Reino Unido, Canadá e também no mundo dos negócios [85].

A economia circular e as fontes renováveis tornaram-se cada vez mais importantes para o desenvolvimento sustentável. Como uma fonte renovável, a biomassa tem o potencial de substituir as fontes fósseis quando os resíduos das atividades relacionadas com biomassa e produtos descartados são processados numa rede da cadeia de abastecimento. Para estabelecer uma bioeconomia circular, as implicações práticas da aplicação de biomassa carecem de serem avaliadas pelas partes interessadas em toda a cadeia de valor, desde o design do produto até à gestão de resíduos. [86].

Uma ampla gama de tecnologias de bioenergia está disponível para valorizar o potencial energético dos subprodutos biomássicos, desde sistemas muito simples para eliminação dos mesmos, até tecnologias mais complexas, capazes de lidar com grandes quantidades de subprodutos de origem industrial. Neste sentido apresentam-se as principais rotas tecnológicas disponíveis e potenciais para a valorização energética de biomassa [87]. As tecnologias de conversão de biomassa convergem principalmente para conversão termoquímica e bioquímica. Os processos de conversão de biomassa são normalmente selecionados com base nos seguintes fatores: a forma final de energia que se necessita, os padrões ambientais, o tipo e a quantidade de biomassa disponível, os fatores específicos do projeto e as políticas ambientais de cada país. No entanto, é a forma em que a energia é necessária que determina o tipo de processo, seguido pelos tipos e quantidades de biomassas disponíveis [88].

2.2. TECNOLOGIAS DE CONVERSÃO BIOLÓGICA

2.2.1. Digestão anaeróbia

A digestão anaeróbica é o processo pelo qual a matéria orgânica, como resíduos de animais ou alimentos, é decomposta para produzir biogás e biofertilizante. Esse processo

ocorre na ausência de oxigênio num tanque selado designado por digestor anaeróbico. O metano produzido durante o processo, pode ser utilizado como energia para substituir combustíveis fósseis e, assim, reduzir as emissões de dióxido de carbono. O processo de DA pode ser feito com resíduos sólidos (concentração de sólidos totais (ST) superior a 15%) e resíduos líquidos (concentração de ST entre 0,5 e 15%). Para o tratamento de efluentes com alta carga de ST, muitas vezes é necessário um pré-tratamento para permitir o posterior tratamento destes efluentes de forma mais eficiente. Com o aumento dos sólidos observa-se uma redução na eficiência da digestão devido à baixa biodegradabilidade da matéria orgânica sólida, sendo necessários maiores tempos de retenção. Pode ainda ocorrer um aumento na concentração de ácidos orgânicos, promovendo a inibição do processo [89].

O processo de digestão anaeróbia divide-se em várias etapas. A primeira etapa do processo designa-se por hidrólise onde, macromoléculas orgânicas complexas são hidrolisadas em moléculas solúveis mais simples. Numa segunda etapa os compostos orgânicos mais simples são fermentados em ácidos orgânicos, dióxido de carbono e hidrogénio pelas bactérias fermentadoras. No terceiro estágio, o metano é formado por bactérias metalogénicas, decompondo os ácidos em metano e dióxido de carbono ou reduzindo o dióxido de carbono com o hidrogénio. As condições termodinâmicas desempenham um papel fundamental na formação de metano. Portanto, condições ambientais apropriadas devem ser fornecidas [90].

O processo digestão anaeróbica, pode ser considerado por duas vias: produção de biogás através da decomposição de biomassa na ausência de ar e, produção de biogás gerado no aterro sanitário, que representa a digestão anaeróbica de RSU enterrados em aterros [91]. Estes gases podem ser utilizados em motores com geradores acoplados ou então a turbinas a gás, para produção de energia com uma eficiência que se situa entre os 10 e 16% [88].

Os digestores anaeróbicos são classificados de acordo com o tipo de operação: *batch*, semi-contínuo ou contínuo. Estas tecnologias atualmente apresentam uma *technological readiness level* (TRL) de 9, ou seja, já são comercializadas e apresentam viabilidade económica, não só pela simplicidade de instalação com também pela eficácia no tratamento e valorização do subproduto [92]. As unidades já não se destinam quase exclusivamente a pequenas centrais agrícolas comuns (volume de reator <150 m³), mas também a unidades de larga escala com mais de 7000 m³ de volume de reator [93].

A digestão anaeróbia em Portugal iniciou-se com a introdução de pequenos reatores em explorações animal [94]. A produção de biogás a partir de biomassa de origem animal em Portugal, é insuficiente para que se atinjam as metas reivindicadas pela UE, sendo necessário recorrer a biomassa de outras origens, como por exemplo, lamas de ETAR ou Resíduos Sólidos Urbanos [95] [96].

O interesse pelas lamas produzidas nas ETAR's e pelos Resíduos Sólidos Urbanos tratados nos CITVRSU, bem como a sua recuperação energética, começam a despertar muito interesse em Portugal. Atualmente, estão em funcionamento 35 sistemas de produção de biogás integrados à cogeração, totalizando uma potencia de 51,38 MW [97].

2.2.2. Fermentação

A fermentação é um processo que se utiliza em larga escala para produzir bioetanol a partir de culturas ricas em açúcar e amido. O bioetanol pode ser produzido a partir de fermentação da biomassa, onde o amido é convertido em açúcares por enzimas e posteriormente em etanol, e purificado por destilação.

A escolha da matéria prima a utilizar é de suma importância, pois vai afetar os custos de produção, que geralmente representam uma fatia entre 55 a 80% do preço final do etanol [98]. Por exemplo, existem algumas diferenças importantes no processamento de amido de milho em relação à matéria prima lenhocelulósica sem valor nutricional, como a palha. A palha requer mais manuseio; prevê-se que a palha seja entregue em fardos que devem ser lavados, triturados e, em seguida, moídos para atingir um tamanho de partícula que possa ser transportado para o processo. O milho requer moagem para ter um tamanho de partícula ideal para o processo de fermentação. As etapas para reduzir os polímeros de carboidratos a açúcar simples demoram consideravelmente mais e são mais intensivas em energia do que o amido. A celulose requer pré-tratamento com uma temperatura entre 180 a 200 °C com ácido diluído para tornar a celulose digerível pela enzima celulase, no entanto o amido necessita de temperaturas na ordem dos 80 a 90 °C para o mesmo processo. Após o pré-tratamento, a enzima celulase e o organismo de fermentação requerem cerca de 7 dias para a conversão em etanol, relativamente ao amido, requer 2. O tempo de residência mais longo aumenta o risco de contaminação, devido ao maior teor de sólidos. Já amido é convertido usando duas enzimas principais, alfa-amilase e glico-amilase. Estas enzimas convertem todo o amido em glicose, desde que o milho seja finamente moído e devidamente cozido [99].

No que respeita aos diferentes tipos de matéria-prima, a biomassa com base em amido é usualmente mais barata relativamente à biomassa com base em açúcar, mas requer processamento adicional; por outro lado, a biomassa lenhocelulósica, são matérias-primas mais disponíveis, mas requerem um pré-tratamento com custos elevados, como referido anteriormente [100].

O processo para a obtenção do etanol consiste num esmagamento da biomassa, onde se mistura com água (hidrólise) e fermento, e é mantida a temperaturas adequadas em tanques designados por fermentadores. Posteriormente a este processo, é produzido um caldo de fermentação com concentração entre 5% - 10% de etanol por volume, já que o próprio etanol é tóxico para os microrganismos. Instalações mais avançadas são capazes de aumentar a concentração em até 20% devido ao uso de leveduras adaptadas e especializadas. O upgrade deste processo inclui a recuperação e concentração de etanol do caldo de fermentação. Portanto, as seguintes etapas tecnológicas são aplicadas:

- Evaporação do etanol: nesta etapa é realizada a primeira evaporação do etanol para obtenção do etanol “bruto” com concentração em torno de 45% por volume;
- Retificação: na etapa de retificação, a concentração de etanol é aumentada para 96% por volume;
- Desidratação: por desidratação, a água azeotrópica restante é removida para se obter uma concentração necessária de 98,7% por massa e conteúdo de água abaixo de 0,3% por massa [101].

No que respeita à conversão da biomassa lenhocelulósica, devido à presença de moléculas de polissacarídeos de cadeia longa, será necessário realizar um procedimento adequado de pré-tratamento que envolve (1) quebrar as ligações de hidrogénio na celulose cristalina, (2) quebra da matriz entre corpos hemicelulósicos e lignina e, finalmente, (3) aumentar a porosidade e a área superficial da celulose para posterior hidrólise enzimática. Por outro lado, independentemente do método de pré-tratamento utilizado neste processo, alguns compostos inibitórios são produzidos, incluindo derivados de furano, compostos fenólicos derivados de lignina e ácidos carboxílicos. Esta geração de compostos durante o pré-tratamento com efeitos inibitórios pode levar a efeitos negativos nas etapas subsequentes, como a hidrólise [101].

2.2.3. Transesterificação

O processo de transesterificação é um método químico para a obtenção de um combustível, designado por biodiesel. O biodiesel forma-se através de uma reação química de lipídios, óleos ou gorduras, de origem animal ou vegetal, com um álcool na presença de um catalisador. O alto custo do processo de produção de biodiesel é um dos *handycaps* em comparação ao diesel com base no petróleo [102].

Os álcoois mais comumente utilizados na produção do biodiesel são o metanol e o etanol. O etanol será o mais adequado para a produção do biodiesel, uma vez que provém de fontes renováveis, no entanto, a utilização deste álcool dificulta a separação de ésteres etílicos [103].

O catalisador também desempenha um papel essencial na produção de biodiesel. Os catalisadores podem ser, catalisador ácido, catalisador básico e catalisador enzimático com base em seus locais ativos. A escolha de um catalisador apropriado depende principalmente do teor de ácidos gordos livres e de água presente na matéria-prima [104].

A produção de biodiesel, vinculada à produção de álcoois como metanol e etanol, apresenta uma *technological readiness level* (TRL) elevada e disseminada por todo o mundo, sendo um dos principais produtores os Estados Unidos e o Brasil, derivada da grande produção de milho e de cana de açúcar, respetivamente [105]. Na Europa, principalmente na França e Alemanha, a produção de biodiesel atinge quantidades significativas, no entanto, este processo ainda exige subsídios substanciais para competir com o diesel. Em Portugal, a recente isenção tributária do biocombustível está alinhada com essas políticas [106]. O PNAER - Estratégia para as Energias Renováveis 2020 contempla que a gasolina 95 tenha 5% em conteúdo energético de etanol e a gasolina 98 possua 10%, no que respeita ao diesel, atualmente a mistura é de 7%, mas prevê-se um aumento de mais 3% de biodiesel. Em 2012 ocorreu o registo de seis empresas ligadas ao ramo dos combustíveis, classificadas como Produtores de Regime Geral (GRP), dedicados à produção de Biodiesel. Nesse período, a produção total de biodiesel foi de 351.345 m³ (3219,3 GWh), com uma quota de 89% de mercado [39]. No entanto, ocorreu uma alteração profunda no setor nos últimos quatro anos, pois em 2014 cerca de 96% dos biocombustíveis produzidos foram obtidos a partir de óleos vegetais virgens (palma, soja, colza) e apenas 4% de matérias residuais, verificando-se uma maior utilização de matérias residuais (61,8%) nas quais prevalecem significativamente os óleos alimentares usados (OAU). Em 2018 foram declarados pelos OE 342.618 m³ (3139,3 GWh) de

biocombustíveis (produção e importação). Destes, no que respeita a conteúdo energético, apenas 4,5 % correspondem a biocombustíveis importados [39].

2.2.4. Compostagem

A compostagem é um processo que acelera a decomposição natural do material orgânico, através de microrganismos. O produto final desse processo de decomposição concentrada é um composto rico em nutrientes [107].

O ciclo da compostagem é formado por três estágios principais os quais, se distinguem pelos diferentes tipos de microrganismos que neles prosperam. O primeiro estágio, com a duração de apenas alguns dias, é composto por microrganismos mesófilos que prosperam a temperaturas entre os 20 e 45°C, e onde tem início a decomposição dos compostos biodegradáveis. Esta atividade microbiana é exotérmica e rapidamente aumenta a temperatura para mais de 40°C [108].

O segundo estágio pode demorar alguns meses, e os microrganismos mesofílicos são substituídos por microrganismos termofílicos (microrganismos que se desenvolvem com o aumento da temperatura). Este tipo de microrganismos tem como função quebrar os materiais orgânicos em pedaços mais finos. As temperaturas mais altas são mais propícias à quebra de proteínas, gorduras e carboidratos complexos. Além deste aspeto, durante o segundo estágio, as temperaturas continuam a subir, obrigando a uma monitorização mais regular pois, as temperaturas das pilhas de compostos podem atingir valores tão elevados que podem levar à mortalidade de toda a fauna microbiológica. Técnicas como revirar e arejar a pilha de composto podem ajudar a manter a temperatura abaixo de 65°C, além de fornecer oxigénio adicional [109].

No que respeita ao terceiro estágio, com uma duração temporal de vários meses, este tem início quando os microrganismos termofílicos utilizam o suprimento disponível no composto. As temperaturas começam a baixar e os microrganismos mesofílicos recomeçam a sua atividade, transformando a matéria orgânica restante em húmus utilizável [110].

O calor produzido durante o processo de compostagem é uma fonte alternativa de energia viável para necessidades de aquecimento localizadas. Durante este processo as temperaturas podem exceder os 70 °C por várias semanas, existindo um recurso potencialmente valioso e recuperável que pode ser aproveitado para fins energéticos. A captura de energia está diretamente relacionada com o diferencial entre as temperaturas do vapor do composto e do dissipador de calor, com vários estudos a concluir que a captura de energia varia de 17.700 a 32.940 kJ/h numa faixa de temperatura do vapor do composto de 51-66 °C [111]. A média de RSU produzidos na União Europeia aumentou nos últimos anos, e para minorar o impacto ambiental, a Comissão Europeia pretende atingir a meta dos 65% de reciclagem e reutilização, para 2030 [112]. Dados da Comissão Europeia referem que apenas 43% dos resíduos urbanos gerados são reciclados e 31% depositados em aterros ou incinerados diretamente (26%) [113] [114].

2.3. TECNOLOGIAS DE CONVERSÃO TERMOQUÍMICA

2.3.1. Pirólise

A pirólise é o processo de conversão térmica de materiais de origem carbonácea, que utiliza um catalisador na ausência de oxigénio e a uma temperatura limite predefinida, durante um tempo limitado. A natureza de seu produto depende de vários fatores, incluindo temperatura de pirólise e taxa de aquecimento [115].

Existem três tipos de pirólise: 1) pirólise lenta; 2) pirólise rápida; e 3) pirólise ultrarrápida/flash (figura 14).

A pirólise lenta é utilizada para transformar o material sólido em carvão e minimizar a produção da fase líquida. A pirólise rápida e a pirólise flash, são utilizadas para uma maximização das frações gasosa e líquida. A pirólise rápida caracteriza-se por uma decomposição térmica acelerada de materiais carbonáceos na ausência de oxigénio em taxas de aquecimento moderadas a altas. É o método mais comum, tanto no que respeita à pesquisa, quanto à aplicação prática deste processo. O principal produto é o bio-óleo [116].

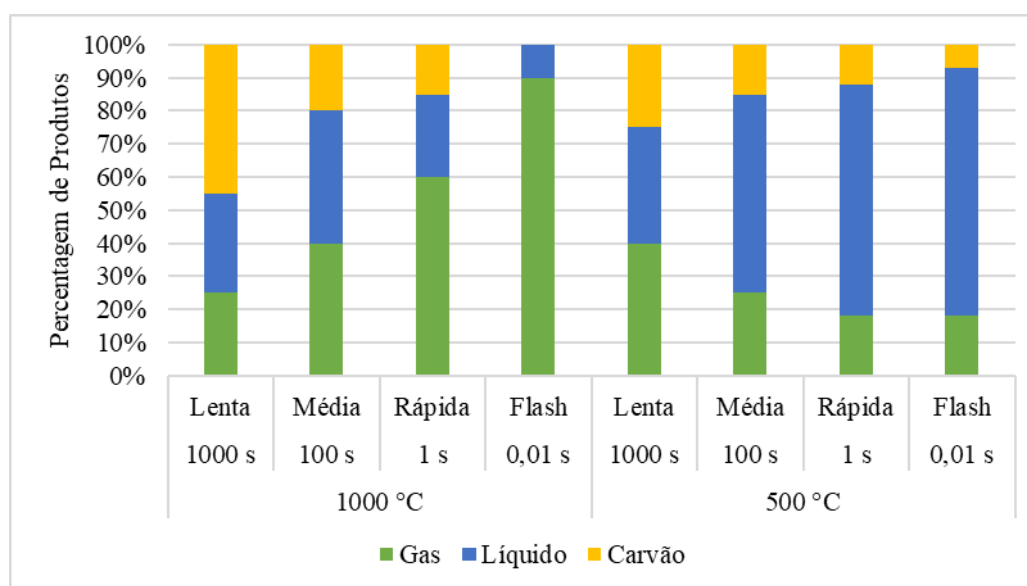


Figura 14: Produtos obtidos através dos diferentes processos de pirólise.

Fonte: Adaptado de Clifford [116].

O processo de pirólise é conduzido tendo em consideração os efeitos da temperatura, carga do catalisador (normalmente, zeólito) e taxa de fluxo do gás portador no rendimento e na qualidade dos produtos finais. Os produtos obtidos na pirólise são gasosos, sólidos e líquidos [117]. O bio-carvão obtido contém um valor relativamente alto de poder calorífico, quando comparado com uma biomassa florestal, e apresenta uma alta relação entre superfície/volume de poros [118]. O produto líquido apresenta compostos fenólicos, altamente relevantes para a indústria química. Outros subprodutos, produzidos por pirólise, também podem ser reutilizados, aumentando a eficiência do processo, reduzindo o custo total e diminuindo das emissões de NO_x e SO_2 [119] [120].

O processo de pirólise em Portugal não está muito expandido, limitando-se a pequenas unidades que produzem carvão vegetal para venda ou a centrais piloto em

empresas e universidades, estas últimas, à escala laboratorial [121]. Atualmente a pirólise tem despertado um maior interesse como uma etapa de pré-tratamento para o transporte a longa distância de bio-óleo, que pode ser usado em outros processos de conversão (por exemplo, turbinas e motores) [122].

2.3.2. Carbonização

O processo de carbonização, utiliza temperaturas mais baixas que a pirólise. Este processo pode ser pirolítica ou hidrotérmica, está a ser utilizada como uma das principais tecnologias para o pré-tratamento dos resíduos que serão posteriormente utilizados para a produção de biocombustíveis [123].

O processo de carbonização pirolítica é uma pirólise realizada a baixas temperaturas, convertendo a matéria-prima presente a uma atmosfera livre de oxigénio em *biochar*, onde para além do *biochar*, os principais produtos são o syngas e o bio-óleo [124]. Já a carbonização hidrotérmica (HTC) é um método de tratamento que melhora as características combustíveis da biomassa sem secagem preliminar. No decorrer do processo, a matéria prima é submetida a temperaturas entre os 180 a 250°C, sendo necessário a adição de líquidos. A carbonização hidrotérmica pode vir a demorar minutos ou até mesmo horas [125]. Relativamente a Portugal, este processo é basicamente estudado nas universidades, como um pré-tratamento a processos termoquímicos posteriores.

2.3.3. Combustão

A combustão é uma tecnologia amplamente usada para converter a energia química armazenada na biomassa em calor, energia mecânica ou eletricidade. A combustão de biomassa pode ser definida pelas seguintes etapas, remoção da humidade da matéria; desvolatilização, combustão de voláteis e combustão do carbono fixo [126].

A combustão é bastante aplicada a nível doméstico como por exemplo, fogões, fornos e caldeiras, no entanto estas aplicações ainda apresentam alguma ineficiência, por vezes na ordem dos 90% [127]. No que se refere a uma escala mais industrial, as centrais queimam biomassa, resíduos florestais e agroindustriais para produzir calor para o processo ou energia para autoconsumo ou para o consumidor final. Estas centrais são dimensionadas de acordo com a disponibilidade do combustível e raramente superam os 25 MW de produção de energia, no entanto, se houver uma cultura energética dedicada para aumentar ou substituir a principal fonte de combustível, estas centrais podem atingir o dobro da produção [128]. De referir que a eficiência do sistema de combustão aumenta significativamente quando se utiliza a cogeração, sistemas combinados de produção de calor e energia [129].

Atualmente o nível tecnológico dos sistemas de aquecimento, tanto domésticos como industriais, já permite eficiências de superiores a 70%. Esta melhoria na eficiência energética deve-se, sobretudo, à utilização de biocombustíveis padronizados, como os briquetes e os peletes. A adaptabilidade a este tipo de combustíveis de biomassa, tanto por parte dos consumidores, como pelos fabricantes de tecnologia, renovou o interesse dos biocombustíveis sólidos para aquecimento doméstico em toda a Europa [130]. No

que respeita a Portugal, os sistemas de aquecimento a biomassa são muito comuns a nível doméstico, embora não exista uma contabilidade bem documentada do uso deste tipo de tecnologias. À escala industrial, Portugal apresenta várias centrais de biomassa de média e grande escala, construídas principalmente na última década. Em 2006, o governo português lançou um concurso para a instalação de mais 100 MW para as centrais a biomassa agrupados aos 150 MW já instalados em projetos de interesse público, sendo que o objetivo seria atingir os 250 MW. Neste momento estão apenas instalados 108 MW, ou seja, muito distante do objetivo definido. Pode haver várias justificações para este fracasso, como por exemplo, o custo/benefício relativamente ao combustível e venda de energia, localização das centrais, logística de transporte e disponibilidade de combustível e falta de verbas de financiamento [44].

2.3.4. Gaseificação

A gaseificação é um processo no qual um combustível sólido (biomassa, carvão etc.) é aquecido, em condições inferiores à estequiometria, ou seja, com uma limitação de agente oxidante numa faixa de temperaturas entre os 600 e 1000°C, resultando em vários produtos intermediários, entre os quais num gás contendo monóxido de carbono, hidrogénio e uma pequena concentração de metano, entre outros hidrocarbonetos leves [131]. O gás produzido, designado por syngas ou gás de síntese, apresenta baixo poder calorífico (cerca de 4-6 MJ/Nm³) e pode ser utilizado diretamente ou usado como combustível para motores a gás e turbinas a gás [127]. Dependendo do sistema de gaseificação, bem como das características do combustível, a eficiência da gaseificação (mecânica) pode variar entre 60 e 75%, Equação (1) [132]:

$$\eta_m = \frac{H_g \times Q_g}{H_s \times M_s} \times 100 \quad (1)$$

No caso de aplicações térmicas, a eficiência pode chegar a 93%, como se pode observar na Equação (2) [132]:

$$\eta_t = \frac{(H_g \times Q_g) + (Q_g \times \rho_g \times C_p \times \Delta T)}{H_s \times M_s} \times 100 \quad (2)$$

Onde:

- η_m = Eficiência de gaseificação (%) (mecânica);
- H_g = Poder Calorífico do syngas (kJ/m³);
- Q_g = Caudal do syngas (m³/s);
- H_s = Poder Calorífico Inferior do combustível (kJ/kg);
- M_s = Caudal de Biomassa consumido (kg/s);
- η_t = Eficiência de gaseificação (%) (térmica);
- ρ_g = Densidade do syngas (kg/m³);
- C_p = Calor específico do syngas (kJ/kg°K);
- ΔT = Diferença entre a temperatura do syngas à entrada do queimador e a temperatura do combustível à entrada do gaseificador (°K).

Os gaseificadores mais comuns que se encontram nas diferentes aplicações são, do tipo leito fluidizado com fluxo ascendente e leito fixo de fluxo descendente. O gasificador é classificado pela forma como a alimentação é feita no reator, pois pode diferir se é feita por cima ou feita por baixo ou de forma lateral. O tipo de leito dos gaseificadores também pode diferir, entre fluidizado (com material no leito que fomenta uma melhor mistura entre agente oxidante e combustível, ao mesmo tempo que pode possuir propriedades catalíticas de quebra de alcatrões) e leito fixo [133]. Cada um dos sistemas é concebido para diferentes tipos de potência, por exemplo, leito fixo (fluxo ascendente e descendente) adequa-se mais a sistemas de menor escala (0,01 MW a 10 MW), leito fluidizado são sistemas para escalas intermédias (5 MW a 100 MW) e os reatores de leito arrastado são utilizados em centrais com grande potência (>50 MW) [134].

A importância do combustível é um dos parâmetros mais relevantes quando se aborda o dimensionamento e potencia de um gaseificador. Características como forma, tamanho, teor de humidade, densidade, conteúdo energético, conteúdo inorgânico e composição química, todas estas características conjugadas definem o tipo de tecnologia a adotar [135]. Um dos parâmetros mais importantes a analisar num determinado combustível, é a humidade. Altos teores de humidade podem influenciar o aumento da produção de alcatrões no syngas impedindo as reações de *cracking* e numa menor eficiência térmica, pois será necessária mais energia para evaporar a água. O nível de humidade não deve ultrapassar os 30%, no entanto, secar um combustível abaixo dos 10% de humidade requer um aumento muito grande de gastos energéticos, sendo preferível gaseificar biomassas com teores de humidade entre 10 e 20% [136]. A percentagem de material inorgânico presente no combustível varia entre menos de 1% (base de massa seca) em combustíveis lenhocelulósicos e superior a 20% em alguns adubos e culturas herbáceas. Combustíveis com baixa percentagem de cinza (inferior a 5%) são preferíveis para gaseificar, por problemas relacionados com a remoção do material. O conteúdo inorgânico também pode ser bastante problemático no que se refere ao baixo ponto de fusão, mais concretamente em reatores de leito fluidizado, pois a fusão de cinzas pode aderir as partículas do leito, danificando o mesmo e obrigando uma paragem para substituição e reparação do equipamento [137].

Em Portugal, de acordo com *Ferreira et al.* [138] só há registos de duas centrais de gaseificação: a central da Quimigal Amónia e a central de leito fluidizado atmosférico da Portucel.

Gaseificação térmica de biomassa lenhocelulósica – Uma abordagem tecno-económica de diferentes tecnologias de gaseificação.

CAPÍTULO III

3. GASEIFICAÇÃO TÉRMICA

Neste capítulo estão apresentadas as diferentes tecnologias de gaseificação térmica disponíveis atualmente. Será ainda apresentada uma revisão bibliográfica dos principais estudos para as diferentes tecnologias de gaseificação térmica de biomassa lenhocelulósica.

3.1. INTRODUÇÃO

Os recursos biomássicos estão altamente disponíveis a nível mundial e relativamente fáceis e atraentes de serem transformados em biocombustíveis, como a transformação termoquímica da biomassa lenhocelulósica destinada à recuperação de produtos gasosos, líquidos e sólidos [139].

A gaseificação é um processo muito antigo, então por que o interesse atualmente? Certamente, existem muitas razões, mas as principais razões devem-se à evolução dos preços do gás natural e dos combustíveis para transporte. Outra razão é a necessidade de independência energética. A utilização de fontes “domésticas” de energia, como carvão, não apenas para produção de eletricidade, mas também para gás natural sintético (SNG) e líquidos para transporte é uma obrigação [140].

Durante o processo de gaseificação são obtidos três produtos, um gás, um líquido e um sólido. O gás de síntese ou syngas produzido através da conversão termoquímica de biomassa pode ser utilizado para produção de energia e/ou síntese de biocombustíveis. A fase sólida (carvão concebido durante a gaseificação da biomassa) trata-se de um material inerte orgânico composto basicamente por carbono e cinzas. A obtenção de carvões demonstra uma oxidação parcial ou incompleta do carbono presente na biomassa, que ocorre na presença de agentes oxidantes em quantidades inferiores à estequiometria, como vapor, dióxido de carbono, ar ou oxigénio [141]. Um dos principais problemas da gaseificação de biomassa, é lidar com a remoção do alcatrão formado durante a fase de pirólise. O syngas produzido normalmente é constituído por hidrocarbonetos pesados (alcatrões) na forma de aerossol, que podem condensar e formar depósitos pegajosos. Estes depósitos de alcatrão podem provocar colmatações no equipamento e até mesmo corrosão [142].

Os produtos da gaseificação, syngas, carvão e alcatrões são fortemente dependentes da matéria-prima utilizada e dos parâmetros operacionais de gaseificação. Normalmente, o poder calorífico inferior do syngas resultante de uma gaseificação térmica ronda de 4-13 MJ/Nm³ [143]. A quantidade de carvão produzido depende quase exclusivamente do método de gaseificação e dos parâmetros operacionais. O poder calorífico inferior de um carvão situa-se entre 25-30 MJ/kg. A energia térmica necessária para a gaseificação no caso do método auto-térmico, normalmente é fornecida pela combustão dos carvões na zona de oxidação do reator. Já no método alotérmico, a energia térmica deriva de fontes externas ao reator [144].

Dependendo do agente oxidante utilizado, os processos de gaseificação térmica podem ser repartidos em gaseificação com ar atmosférico, gaseificação com oxigénio,

gaseificação com vapor, gaseificação com dióxido de carbono, gaseificação de água supercrítica, etc. Geralmente, quando se realiza uma gaseificação cujo o agente oxidante não é o ar, os resultados apresentam um poder calorífico do syngas muito superiores, no entanto, a gaseificação a ar é o processo mais amplamente estudado e aplicado, porque o agente oxidante é abundante e ao mesmo tempo sem custos, o processo de reação é fácil, a estrutura do reator é simples [145].

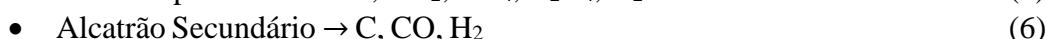
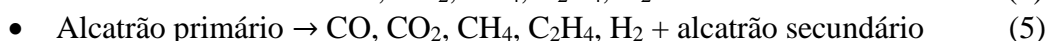
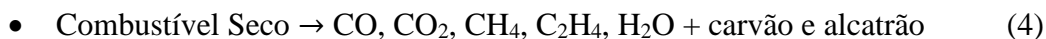
Quando se utiliza gaseificação com vapor, água supercrítica ou dióxido de carbono a reação geral de gaseificação é vulgarmente endotérmica e, portanto, é necessária energia externa durante todo o processo de gaseificação. No entanto, quando se utiliza o ar ou oxigénio como agentes oxidantes, a gaseificação geral pode ser endotérmica ou exotérmica. As reações podem ser controladas ou alteradas variando as concentrações destes agentes. Geralmente, um conteúdo específico de ar ou oxigénio corresponde a uma temperatura de gaseificação, no caso de não existir nenhuma fonte externa de fornecimento de energia [146].

Para a gaseificação que utiliza ar atmosférico como agente oxidante, o processo de gaseificação ocorre entre 800 e 1800°C e o interior do reator pode ser dividido em: secagem, desvolatilização/pirólise, combustão e redução [147].

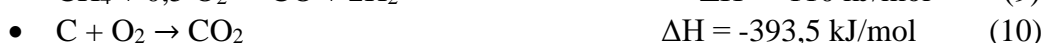
Secagem:



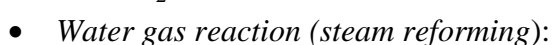
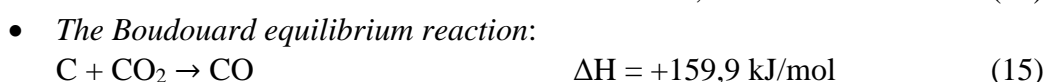
Desvolatilização ou pirólise:



Combustão:



Redução:





- *Methane production reaction:*



A gaseificação a ar atmosférico é a mais utilizada, pela sua simplicidade e baixo custo para obtenção do agente oxidante, no entanto, a alta concentração de Azoto presente no ar (79%) apresenta grande influencia no poder calorífico final do syngas, uma vez que não participa na reação de gaseificação; portanto, o valor do poder calorífico do syngas gerado é relativamente baixo, cerca de 3 a 5 MJ/Nm³ [148].

A gaseificação é um processo de obtenção de energia sensível e complexo, é altamente influenciado pela composição da biomassa, dimensão do combustível, temperatura da gaseificação e razão de equivalência (ER). O ER (Equação 18) é uma variável operacional crucial na gaseificação de biomassa. É a razão entre a quantidade real de ar necessária para a gaseificação por unidade de massa de biomassa e a quantidade teórica de ar necessária para a combustão completa [149]:

$$ER = \frac{Ar_{inlet}}{Ar_{est}} \quad (18)$$

Onde:

- Ar_{est} . = ar estequiométrico (mol ou Nm³);
- Ar_{inlet} = quantidade real de ar fornecido ao processo de gaseificação (mol ou Nm³).

3.2. TIPOS DE GASEIFICADOR

O local onde ocorrem as reações de gaseificação designa-se por reator. O *design* de um reator é um fator muito importante que afeta os processos, reações e produtos de gaseificação. Comumente, os gaseificadores podem ser classificados em três grupos amplos:

- Gaseificadores de leito fixo;
- Gaseificadores de leito fluidizado;
- Gaseificadores de fluxo arrastado.

3.2.1. Gaseificador de leito fixo

O primeiro tipo é de reatores de leito fixo ou móvel, onde a biomassa está colocada no interior do reator e move-se lentamente pelo reator à medida que é consumida, este tipo de reator é geralmente considerado adequado para uma escala menor ou inferior a 5 MWth. O reator de leito fluidizado, tanto de borbulhante como circundante, é geralmente considerado adequado entre 5 MWth e 200 MWth. O reator do tipo de fluxo arrastado, considera-se adequado para 100-700 MWth [150].

Os gaseificadores de leito fixo são os menos eficientes dos três e produzem syngas com baixo poder calorífico inferior; este tipo de gaseificadores são mais adequados para unidades de pequena e média escala. Consequentemente, neste tipo de reatores a mistura

entre ar e combustível não é a mais apropriada, daí, ser muito difícil obter uma temperatura uniforme no reator. O tempo de permanência do combustível no gaseificador é longo e a velocidade do gás é baixa. Os gaseificadores tradicionais de leito fixo são adequados apenas para matérias-primas que possuem alta densidade aparente, para garantir um fluxo estável de combustível. Este método foi usado durante a 2ª Guerra Mundial para colocar os veículos a andar. Este tipo de gaseificador pode ainda ser dividido em subgrupos, como *Updraft*, *Downdraft* e *Crossdraft*, como é possível verificar na Figura 15 [150].

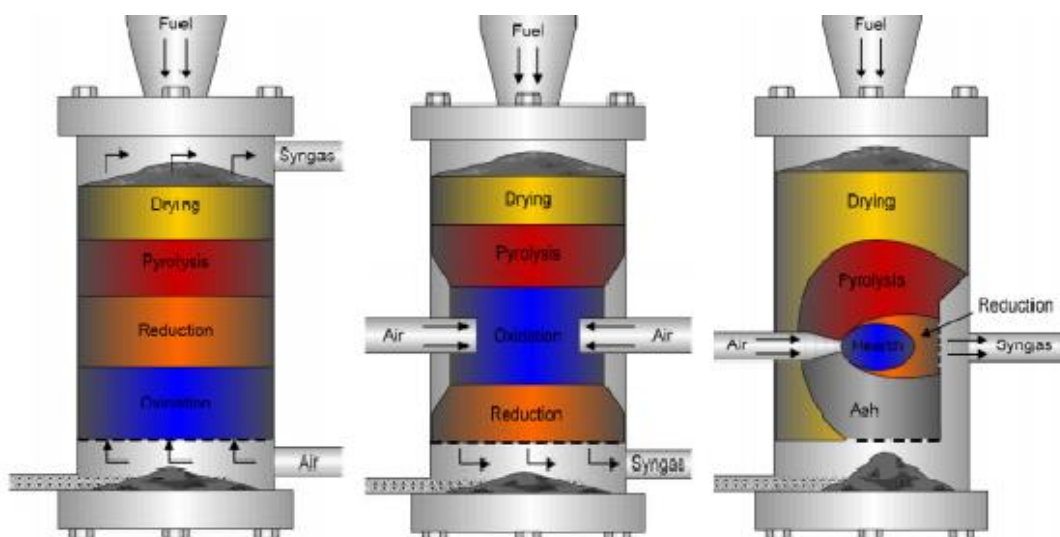


Figura 15: Três tipos de gaseificador de leito fixo: *Updraft*, *Downdraft* e *Crossdraft*.
Fonte: *Hansson, Leveau e Nordlight, 2011* [151].

Independentemente do tipo de gaseificador de leito fixo utilizado, o combustível é sempre inserido na parte superior. A temperatura de operação varia de 300 a 1000°C, dependendo do local onde é inserido o agente oxidante, aliás sendo local que determina a subcategoria do reator. A característica mais proeminente deste tipo gaseificador é a construção simples e oferece uma qualidade de gás relativamente boa, apesar da simplicidade do sistema [152].

3.2.2. Gaseificador de leito fluidizado

Os gaseificadores de leito fluidizado, diferem em três grupos, como é possível observar na **Erro! A origem da referência não foi encontrada.** O gaseificador do tipo leito fluidizado borbulhante, a matéria-prima é introduzida logo na parte superior do leito que contém o catalisador (vulgarmente um carbonato de cálcio) e o agente oxidante é usado para criar bolha no leito (inserido na parte inferior). Este tipo de gaseificador apresenta velocidades de arraste de 2 a 3 m/s e a temperatura de gaseificação varia entre 650 e 900°C. Nos gaseificadores do tipo circulante, a velocidade é muito superior, entre 5 e 10 m/s, o que implica que as partículas de carvão com menos densidade, cinzas, alguma matéria-prima e catalisador presente no leito sejam arrastados pelo fluxo gasoso, retornando novamente ao leito através do filtro ciclone. A gaseificação dá-se a uma temperatura entre 800-1000°C [150].

A maioria dos conceitos propostos atualmente combina combustão num reator de leito fluidizado com gaseificação num reator do mesmo tipo – designando-se por gaseificadores de leito fluidizado duplo (*Dual Fluidized Bed* - DFB). Os sistemas de gaseificação DFB são apropriados para permitir fluxos elevados de calor em sistemas de gaseificação relativamente reduzidos. A energia térmica é transmitida através da circulação de sólidos quentes ou aquecimento indireto com permutadores de calor integrados. O termo “DFB” geralmente aplica-se a sistemas de gaseificação de leito fluidizado interconectados [153]. A principal vantagem dos sistemas de gaseificação de leito fluidizado duplo é a separação - pelo menos no que diz respeito às fases gasosas - da reação de gaseificação e da reação de combustão, que é necessária para fornecer o calor à reação de gaseificação. Este conceito permite a gaseificação indireta sem diluição de azoto no gás de síntese produzido. O valor do poder calorífico do gás de síntese é elevado e a concentração de hidrogénio é comparável a processos de gaseificação autotérmica operada com misturas de vapor-oxigénio. Uma alternativa à aplicação de tecnologias de leito fluidizado para gaseificação indireta de biomassa com vapor, poderá ser a gaseificação por plasma com fluxo de vapor, onde a energia térmica necessária para a reação, provém da eletricidade [154].

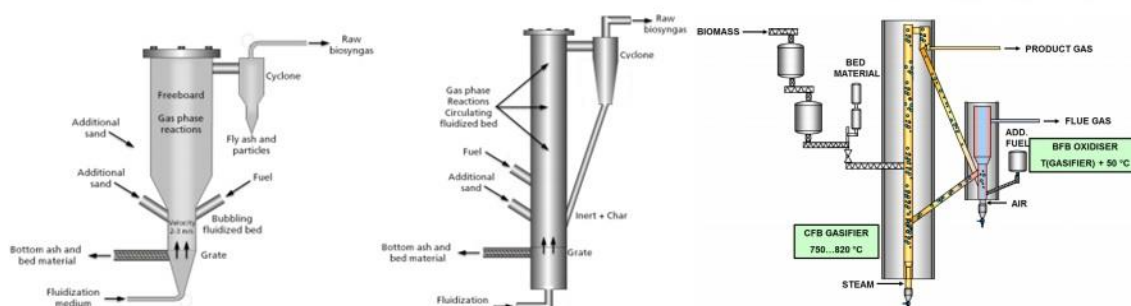


Figura 16: As diferentes categorias de gaseificação do leito fluidizado borbulhante, leito fluidizado circulante e leito duplo.

Fonte: Heyne, Liliedahl and Marklund, 2013 [155] e [156].

Ambos os gaseificadores operam com depressão ou pressão atmosférica e realizam uma melhor mistura ar/combustível graças ao catalisador, no entanto, também aumenta o teor de material particulado no syngas [150].

3.2.3. Gaseificador de fluxo arrastado

Os gaseificadores de fluxo arrastado são os mais comuns quando se aborda a tecnologia de gaseificação (Figura 17). Estes tipos de reatores baseiam-se no carvão como matéria-prima e operam a temperaturas superiores a 1200°C, para derreter as cinzas de carvão em escórias inertes. Estes gaseificadores são alimentados por finos de carvão e o agente oxidante pela parte superior do gaseificador, como resultado o agente oxidante arrasta as partículas de carvão à medida que elas fluem através do gaseificador. A alimentação feita com partícula finas de carvão e a alta temperatura de gaseificação permitem que a reação ocorra a uma taxa muito elevada, com alto rendimento de conversão de carbono (98-99,5%). O alcatrão, fenóis e outros produtos líquidos

Gaseificação térmica de biomassa lenhocelulósica – Uma abordagem tecno-económica de diferentes tecnologias de gaseificação.

produzidos a partir da desvolatilização do carvão são decompostos em hidrogénio, monóxido de carbono e pequenas concentrações de hidrocarbonetos leves [150].

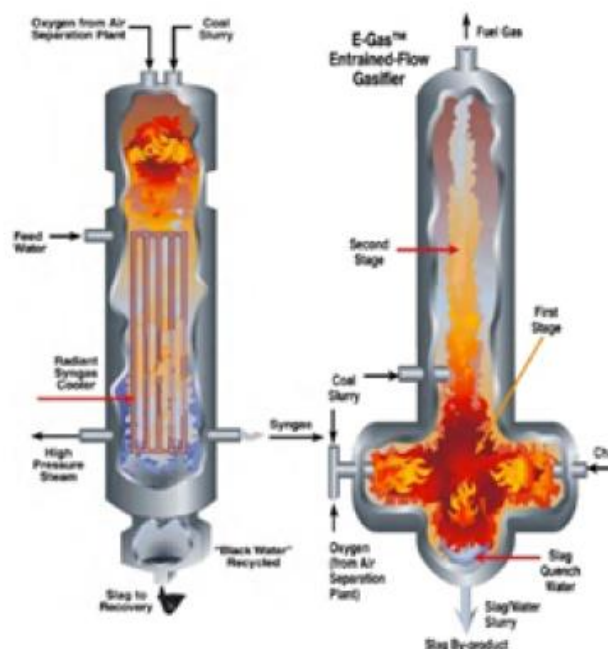


Figura 17: Projetos diferentes de gaseificadores de fluxo arrastado, gaseificador *downstream e upstream*.
Fonte: Adaptado de USPTO [157].

3.3. COMPARAÇÃO ENTRE OS DIFERENTES TIPOS DE GASEIFICADORES

Em resumo, a Tabela 2 apresenta uma comparação entre os três tipos de tecnologias de gaseificação.

Tabela 2: Resumo dos parâmetros operatórios das diferentes tecnologias de gaseificação.

Leito Fixo	<ol style="list-style-type: none"> 1. Pequena capacidade (0,01 a 10 MW) 2. Admite grande variedade de matéria prima 3. Baixa temperatura de syngas (450 a 650°C) 4. Alto teor de partículas no syngas 5. Alto consumo de agente oxidante 6. Produção de cinza seca ou escória 7. Pode produzir um alto teor em alcatrão (0,01 a 150 g/Nm³)
Leito Fluidizado	<ol style="list-style-type: none"> 1. Média Capacidade (1 a 100 MW) 2. Distribuição uniforme da temperatura 3. Melhor mistura ar/combustível 4. Altas temperaturas de operação (1000 a 1200°C)

	5. Baixa produção de material particulado no syngas
	6. Tecnologia apropriada para combustível com baixo teor de cinzas
	7. Cinza removida seca ou como escória
Leito Arrastado	1. Grande capacidade (60 e1000 MW)
	2. Combustível com baixa granulometria (<0,1 a 0,4)
	3. Temperatura de operação muito alta (>1200°C)
	4. Não aconselhável a combustíveis com alto teor em cinzas
	5. Necessita de muito agente oxidante
	6. Tempo de residência muito curto
	7. A cinza é removida em escória
	8. Baixa produção de alcatrão

3.4. POTENCIAL ENERGÉTICO DAS TECNOLOGIAS DE GASEIFICAÇÃO

O potencial energético de uma tecnologia de gaseificação pode ser avaliado pela eficiência de gás frio ou “*cold gás efficiency*” (CGE), Equação 19 [158], eficiência energética, eficiência exergética [159]. Já o syngas pode ser avaliado pelo PCI, rendimento de syngas, rendimento de CH₄ e rendimento de H₂ [160]. Entre todos os métodos de avaliação, a CGE é a mais utilizado e define-se como:

$$CGE = \frac{PCI_{syngas} \times Q_{syngas}}{PCI_{fuel} \times Q_{fuel}} \quad (19)$$

Onde:

- PCI_{syngas} = poder calorífico inferior (PCI) do syngas (MJ/Nm³);
- Q_{syngas} = caudal de produção de syngas (Nm³/s);
- PCI_{fuel} = poder calorífico inferior (PCI) da biomassa (MJ/kg);
- Q_{fuel} = caudal de alimentação de biomassa (kg/s).

Numa gaseificação com ar como agente oxidante, o alto conteúdo de Azoto presente no ar vai diminuir o PCI do syngas e consequentemente o CGE. A Tabela 3 apresenta uma *review* com os principais gases responsáveis pelo PCI do syngas com gaseificadoras de leito fixo *downdraft* e leito fluidizado *updraft*, para os diferentes tipos de combustível (o mesmo tipo de tecnologia e a mesma biomassa utilizada nos testes de comparação) e diferentes agentes oxidantes.

Tabela 3: *Review* de gaseificações para os diferentes tipos de resíduos lenhocelulósicos.

Tipo de Gaseificadora	Tipo de combustível	Agente Oxidante	Temperatura (°C)	Composição Syngas %			Referência
				CH ₄	CO	H ₂	
Leito Fixo		CO ₂	800 - 900	10,42 - 19,71	64,27 - 73,21	18,8 - 21,61	[161]
Leito Fixo <i>Downdraft</i>		Ar	701 - 1046	0,3 - 4,02	19,73 - 33,83	10 - 26,56	[162]
Leito Fixo	Pinho	CO ₂	800	3,23 - 23,99	19 a 47	3,23 a 23,99	[163]
Leito Fixo <i>Downdraft</i>		Ar	900	1,5 - 2	21 - 25	17 - 19	[164]
Leito Fluidizado <i>Updraft</i>		CO ₂	800 - 900	8 - 10	30 - 60	25 - 30	[165]
Leito Fixo <i>Downdraft</i>		Ar	400 - 980	0,22	19,3	3,25	[166]
Leito Fluidizado <i>Updraft</i>	<i>Miscanthus</i>	Azoto	645 - 726	12	39,5	18,25	[167]
Leito Fixo		Ar	700 - 980	2 - 4	11 - 17,5	7 - 10	[168]

Leito Fluidizado		Vapor	815 - 880	18	30	28	[169]
Leito Fluidizado		Ar	660 - 850	4,4	16,4	8,6	[170]
<hr/>							
Leito Fixo		Ar	650	1,2	19,26	12,6	[171]
Leito Fixo		CO ₂	750 - 950	4 - 9	19 - 20	28 - 32	[172]
Leito Fixo	Bagaço Azeitona	Ar	700	2,3 - 2,5	12,4 - 12,9	9,2 - 10,1	[173]
Leito Fixo		Vapor	750 - 1050	12 - 18	22 - 26	12 - 40	[174]
Leito Fluidizado		Ar	750 - 850	1,7 - 4,2	13 - 16	13 - 24	[175]
<hr/>							

Pode constatar-se que as concentrações de CH₄, CO e H₂ diferem com a tecnologia utilizada, mas principalmente com o agente oxidante. Numa primeira análise, pode observar-se que a gaseificação com CO₂, independentemente da tecnologia utilizada ou do combustível gaseificado, apresenta sempre melhores resultados que a gaseificação a vapor ou a ar. Este fato deve-se principalmente ao aumento da concentração de CO e CH₄ no syngas, enquanto que as concentrações de H₂ e CO₂ variam de forma inversamente proporcional. Por outro lado, devido à reação reversa *water gas shift*, mais CO₂ e H₂ são consumidos para produzir CO e H₂O quando se aumenta a concentração deste agente oxidante (CO₂) [176]. A gaseificação com vapor é frequentemente preferida, para melhorar o syngas em termos de concentração de Hidrogénio e reduzir a concentração de Azoto, por outras palavras, a gaseificação com vapor realiza-se com o objetivo de produção de Hidrogénio. Além do aspeto mencionado, este processo de gaseificação possui vantagens adicionais, como maximizar o valor do poder calorífico do syngas, baixo tempo de residência e redução eficiente de alcatrão e carvão [177].

A gaseificação enriquecida com oxigénio é outro processo utilizado para aumentar a concentração de H₂ e CO e a diminuir a presença de N₂ no syngas, quando comparado com a gaseificação a ar, como agente oxidante. Consequentemente, o poder calorífico também aumenta para cerca dos 11 a 12 MJ/Nm³ e também fornece uma utilização mais ampla para processo de gaseificação. Embora seja uma tecnologia promissora, a utilização de oxigénio traz custos adicionais, devido aos custos relacionados com a obtenção de oxigénio. Alguns estudos sugerem a adição de percentagens de O₂, entre 30 a 40%, de modo a diminuir os custos associados [178]. Outra forma de redução de custos pode passar pela utilização de uma membrana de filtração do ar ou aproveitamento do O₂ produzido em processos de eletrólise [179].

Na gaseificação com ar como agente oxidante, os valores dos diferentes gases presentes no syngas mostram que, são muito aproximados e seguem um padrão. Os resultados da literatura pressupõem uma maior concentração de metano na tecnologia de leito fluidizado. Com um processo relativamente lento, a reação de metanação é melhorada com o aumento do tempo de contato, pelo contrário, a decomposição da metanação é exponenciada com o aumento da temperatura da reação. Portanto, o processo de leito fluidizado com uma melhor mistura ar/combustível e melhor eficiência de transferência de calor, torna-se mais propício para um maior rendimento de concentração metano no syngas produzido [143].

Conforme referido, num reator de leito fluidizado existe uma zona onde a atmosfera gasosa é mais rica em Metano (zona superior do leito, com temperatura menor) e uma zona mais rica em Hidrogénio e Monóxido de Carbono (zona inferior do leito, com maior temperatura), quando o material não convertido entra em contato com a zona inferior do leito o consumo de Carbono por parte do Hidrogénio construirá com que parte desse material se transforme em metano, e daí também existir um menos conteúdo de material não convertido, nestes tipo de tecnologia. O oposto acontece no leito fixo, onde as partículas do catalisador (caso exista) e a atmosfera gasosa estão “ancoradas” ao leito do reator, o que possivelmente causará uma maior deposição de material não convertido, seja no fundo ou no leito superior e onde existe uma menor reação entre Hidrogénio e material não convertido [180].

Gaseificação térmica de biomassa lenhocelulósica – Uma abordagem tecno-económica de diferentes tecnologias de gaseificação.

CAPÍTULO IV

4. CARACTERIZAÇÃO DAS DIFERENTES BIOMASSAS LENHOCELULÓSICAS UTILIZADAS

Este capítulo tem como objetivo apresentar as biomassas utilizadas nos testes das diferentes tecnologias de gaseificação térmica disponíveis.

4.1. INTRODUÇÃO

Para utilizar combustíveis, as propriedades do combustível devem ser entendidas e conhecidas. Conhecer essas propriedades do combustível significa que o processo de gaseificação pode ser caracterizado e projetado. A partir das propriedades do combustível, é possível obter uma eficiência melhor dos combustíveis nas aplicações práticas [181].

Existem muitas propriedades para definir um combustível, no entanto, as duas propriedades mais importantes para esta determinação estão relacionadas com a composição elementar do material e o poder calorífico do mesmo. São as propriedades fundamentais para a caracterização do processo de gaseificação [182]. O poder calorífico é necessário para determinar as características térmicas dos processos termoquímicos.

A análise imediata, que determina os elementos contidos num composto, ou seja, humidade, voláteis, carbono fixo e cinzas, é de suma importância, pois, para além de caracterizar o combustível nos componentes básicos da sua constituição, também pode dar informações necessárias à construção da tecnologia termoquímica a utilizar para este combustível, nomeadamente no que respeita à construção do leito do gaseificador, porque a concentração de matéria volátil determina a taxa de combustão. Com materiais mais voláteis no combustível, há menos sólidos a serem oxidados, e, assim, o leito do gaseificador pode ser menor. A presença de muita matéria volátil no combustível é indesejável, pois produz mais alcatrão, causando problemas ao motor de combustão interna. A matéria volátil no combustível determina o design do gaseificador e o layout do sistema de arrefecimento e limpeza de syngas para eliminar o teor de alcatrão, como referido. Outras propriedades dos combustíveis serão úteis no momento da seleção e design do sistema de alimentação do combustível, a seleção e o design do equipamento de gaseificação e a seleção e o design dos sistemas de limpeza e arrefecimento dos gases produzidos [183].

4.2. ANÁLISE ELEMENTAR

Devido à diversidade de biomassa e resíduos biológicos, o conhecimento preciso da composição das mesmas é de grande importância, para determinar possíveis vias de valorização. Em particular, a quantificação das frações de massa de carbono, hidrogénio, azoto, enxofre e oxigénio é um passo muito importante na caracterização de amostras orgânicas.

A análise elementar é geralmente realizada através da combustão completa da amostra a alta temperatura (900°C). O processo de combustão pode ser realizado sob condições estáticas ou dinâmicas (volume fixo de oxigénio ou um fluxo constante de oxigénio por um tempo determinado) de acordo com a configuração do equipamento. Durante o processo de oxidação, o carbono presente na amostra é convertido em dióxido de carbono, o hidrogénio em água e o azoto e enxofre em óxidos. Os produtos da oxidação são transportados por um fluxo de hélio para um reator de alta pureza para remover o oxigénio restante e converter óxidos de nitrogénio em gás nitrogénio. Posteriormente, a mistura gasosa contendo CO₂, N₂, H₂O e SO₂ é analisada para determinar a concentração de cada espécie de gás individual. Esta etapa pode ser executada usando dois métodos principais [184]:

- Separação das espécies numa coluna cromatográfica (GC) e quantificação subsequente usando um detetor de gás;
- Análise individual com infravermelho (detetores de infravermelho) e células de condutividade térmica.

O método utilizado consistiu na determinação dos elementos carbono, azoto, enxofre e hidrogénio, sendo o oxigénio obtido por diferença.

4.2.1. PREPARAÇÃO DE AMOSTRAS

A amostra geralmente precisa ser triturada e homogeneizada antes de se dar início ao ensaio de análise elementar. A norma ISO 16948:2015 recomenda um tamanho de amostra que não supere 1 mm [185]. A quantidade da amostra para teste pode variar de 1 a 3mg (microanálise) a 100 a 500mg (macroanálise) [186], de acordo com o equipamento. O teor de humidade da amostra deve ser determinado simultaneamente, uma vez que a existência de H₂O na amostra causará interferência na determinação do teor de hidrogénio [187].

A determinação da quantidade elementar de C, H, N, S, e O foi efetuada utilizando o equipamento *ThermoFisher Scientific Flash 2000 CHNS-O Analyzer* e expressos em percentagem. Como referido as amostras foram homogeneizadas e devem pesar entre 2 e 3 mg, junto com cerca de 5 mg de *Vanadium Pentoxide*, (dador de oxigénio) foi usado para uma conversão completa do enxofre, e colocadas em cadinhos de platina. O resultado é dado por um cromatograma, que reflete as concentrações de Carbono, Enxofre, Azoto e Hidrogénio presentes no material analisado.

4.3. ANÁLISE TERMOGRAVIMÉTRICA

A análise termogravimétrica (TGA) inclui diferentes métodos que têm grandes aplicações em diferentes campos. No campo da energia, esta análise pode ser utilizada para a caracterização de produtos petroquímicos, carvão, biomassa e resíduos biológicos. O TGA permite medir a alteração de peso de um material em função da temperatura sob atmosfera controlada.

A análise TGA é um método rápido, preciso e eficiente de determinar a utilização de uma amostra ou mistura de biomassa. Além deste aspeto, o conhecimento mais detalhado das características da biomassa, tornou o TGA numa ferramenta de modelagem robusta, que pode ser usada para determinar a utilização de biomassa, independentemente da natureza da mesma.

Quando aquecido, um material pode sofrer diferentes transformações físico-químicas e mecânicas, sendo elas a decomposição, fusão, cristalização, oxidação, entre outras reações [188].

Um aparelho de análise de TGA consiste numa microbalança e um sistema de aquecimento (forno). O forno permite aquecer a amostra através de uma temperatura controlada, enquanto a microbalança mede a variação de peso durante a análise. Esta técnica permite obter os valores numéricos de variação de temperatura e peso em função do tempo. Em geral, a variação de peso é calculada de acordo com Equação (20):

$$\text{Variação do peso} = \frac{m_0 - m_t}{m_0} \times 100 \quad (20)$$

Onde:

- m_0 peso inicial;
- m_t peso num determinado momento.

A análise de TGA foi realizada utilizando um analisador termogravimétrico (*PerkinElmer STA6000*), registando simultaneamente medidas termogravimétricas (TG) e análises térmicas diferenciais (DTA). Os testes termogravimétricos das amostras (entre 3,5 e 4,5mg) foram realizados de 30 a 995°C a uma taxa de aquecimento de 30°C/min, em atmosfera oxidativa.

4.4. PODER CALORÍFICO

O poder calorífico designa-se pela quantidade de energia libertada pela combustão de uma quantidade unitária de combustível [189].

O poder calorífico superior (PCS) é definido como a quantidade de calor libertado pela massa da unidade ou volume de combustível (inicialmente a 25°C) depois que é completamente oxidado. Inclui o calor latente de vaporização da água. O PCS é um indicador útil da qualidade da biomassa que depende de [190]:

- Composição elementar,
- Teor de humidade;
- Teor inorgânico.

O PCS pode ser determinado experimentalmente com um calorímetro. Normalmente uma biomassa apresenta PCS entre 14–23 MJ/kg (base seca). As diferenças entre os poderes caloríficos são devidas, principalmente, ao conteúdo de carbono (principal fonte

de energia) e ao teor de cinzas (material não combustível) presente em cada combustível [191].

Para o cálculo do Poder Calorífico Superior foi utilizado uma bomba calorimétrica digital (modelo IKA C2000). As amostras foram homogeneizadas e devem pesar $0,5 \pm 0,1g$ e são colocadas numa célula de decomposição, pressurizada a 30 bar de uma atmosfera de oxigénio. O resultado é o valor do poder calorífico superior do combustível.

4.5. MATÉRIAS-PRIMAS

Neste trabalho foram utilizadas três matérias-primas: peletes de pinho, peletes de *miscanthus* e peletes de bagaço de azeitona.

Todas as matérias-primas ou combustíveis, são de origem lenhocelulósica, no entanto, diferenciam-se em resíduos florestais (peletes de pinho), plantações energéticas (peletes *miscanthus*) e resíduos agro-industriais (peletes de bagaço de azeitona).

4.5.1. Caracterização dos combustíveis

Os combustíveis foram caracterizados relativamente à sua composição imediata, composição elementar e poder calorífico (superior), Tabela 4. Todas as análises de caracterização foram realizadas em triplicado.

Tabela 4: Caraterização dos combustíveis utilizados.

Análise	Parâmetro	Uni.	Peletes Pinho	Peletes <i>Miscanthus</i>	Peletes Bagaço de Azeitona
Imediata	Humidade	%	7,4	6,3	9,4
	Voláteis	%	53,6	64,7	66,5
	Carbono Fixo	%	36,4	26,7	16,4
	Cinzas	%	2,6	2,3	7,7
Elementar (base seca)	Azoto	%	0,6	0,4	1,7
	Carbono	%	49,7	44,5	53,4
	Hidrogénio	%	7,5	6,1	7,5
	Enxofre	%	0	0	0,1
	Oxigénio	%	32,2	40,4	20,2

Poder Calorífico Superior	MJ/kg	18,4	18,1	20,5
---------------------------	-------	------	------	------

A análise termogravimétrica permite inferir que o teor de humidade da biomassa caracterizada é baixo, sendo este valor idêntico ao descrito na literatura, com valores próximos dos 10 % humidade para biomassa em peletes [192]. Normalmente a humidade presente na biomassa tratada (moída e peletizada) apresenta um teor de humidade inferior ao teor de humidade da biomassa usada na sua produção, uma vez que no processo de trituração e de peletização se atingem temperaturas altas e a homogeneidade da matéria-prima, que favorecem a evaporação da água e alguns compostos facilmente volatilizados [193]. Quando se compara os valores obtidos, é possível observar que os peletes de bagaço de azeitona apresentam mais humidade que os peletes das restantes biomassas estudadas.

A matéria volátil caracteriza-se por ser constituída por uma mistura de hidrocarbonetos aromáticos, hidrocarbonetos e enxofre orgânico. Durante o processo de pirólise, o combustível é aquecido na ausência de oxigénio e a matéria volátil bem como a água inerentemente ligada ao combustível, volatilizam em compostos como os alcatrões, óleo e gases [194]. Os valores da matéria volátil, para a biomassa estudada, variam de 54 a 67%. Os peletes de pinho apresentam menos quantidade de voláteis, com 54%, o que pode ser justificado com o processo de pré-tratamento, mais concretamente a secagem. Neste processo a biomassa é aquecida a uma temperatura que pode atingir os 275°C. A esta temperatura, não apenas toda a água contida na biomassa é evaporada, mas também uma parte dos compostos voláteis, sendo que a temperaturas mais elevadas, estes compostos podem tornar-se combustíveis, para impulsionar o processo. Como resultado, a biomassa perde uma quantidade significativa (até cerca de 50%) de massa original, mas com pouca perda de energia. Esta biomassa sem pré-tratamento pode apresentar uma quantidade de matéria volátil de 80% [195]. Para o fabrico deste combustível foi necessário triturar, secar e peletizar a biomassa e, apesar de as temperaturas não atingirem valores muito elevados, existe sempre perda de matéria volátil [196]. A biomassa de *miscanthus* e bagaço de azeitona também se encontravam em peletes, no entanto, derivado das suas características (material mais seco), não foi necessário passar pelo processo de secagem para produzir os peletes. O valor de voláteis obtido a partir dos peletes de *miscanthus*, 64,7%, está de acordo com *Eoin Butler et al.* [197] e *Alice Budai et al.* [198], onde se refere a percentagem de 67 e 63%, respetivamente. No que respeita aos peletes de bagaço de azeitona, é o combustível que apresenta um teor de matéria volátil maior, com 66,5%, o que está próximo de valores apresentados por *Başak Burcu Uzun et al.* [199] que refere que o resíduo do bagaço da azeitona apresenta 67,5% de matéria volátil, e por *S. Yaman et al.* [200] que refere uma percentagem de 68,75%.

Os teores de carbono fixo dos combustíveis estudados apresentam valores inversamente proporcionais ao conteúdo de matéria volátil, ou seja, quanto maior o conteúdo de matéria volátil, menor é a percentagem de carbono fixo, assim o combustível que apresenta mais percentagem de carbono fixo são os peletes de pinho (36,4%), seguido dos peletes de *miscanthus* (26,7%) e por último os peletes de bagaço de azeitona (16,4%). Os valores obtidos para o parâmetro analisado estão na mesma ordem de grandeza dos encontrados na literatura, tanto para os peletes de pinho (39,4%) [201], como para os

peletes de *miscanthus* (entre 20 e 58%) [202] [203] e peletes de bagaço de azeitona (entre 20,2 e 21,6%) [204] [205].

Relativamente ao conteúdo inorgânico das amostras, os peletes de pinheiro e *miscanthus* apresentam uma quantidade de cinzas relativamente similar, 2,6 e 2,3%, respetivamente. Estes valores estão de acordo com o encontrado na literatura e são característicos de uma biomassa florestal [206] [207] e também para o bagaço de azeitona [208]. Os peletes de bagaço apresentam valores superiores de cinza, cerca de 7%. Os valores desta biomassa podem ter uma variação considerável, pois dependendo se sofreu um processo de extração de óleo residual, assim será o seu conteúdo de cinzas. O alto conteúdo de cinzas pode causar colmatações, erosão e corrosão nos reatores e órgão associados e problemas de emissões [209] [210].

As cinzas podem causar vários problemas, especialmente em gaseificadores do tipo downdraft e updraft. A escória ou formação de agregados no reator, causada pela fusão e aglomeração de cinzas, pode levar à formação excessiva de alcatrão e / ou completa bloqueio do reator e deterioração de órgãos do gaseificador. Em casos extremos, estes fenómenos podem bloquear a saída e entrada de gases (ar e gás de síntese), podendo levar a um risco de explosão, especialmente em gaseificadores do tipo updraft. Os principais elementos formadores de cinzas inerentes à biomassa são os metais alcalinos, metais alcalino-terrosos, silício, cloro e enxofre (Ca, Si, Al, Ti, Fe, Mg, Na, K, S e P) [211].

4.5.2. Análise elementar

A partir da análise elementar de um combustível em termos de C, H, O, S, etc., é possível calcular a necessidade teórica de ar, a quantidade e a composição dos produtos de combustão.

4.5.2.1. Carbono Elementar

O teor de carbono encontrado nos combustíveis estudados variou entre 44,5 e 53,4%, estes valores correspondem aos de uma biomassa florestal típica [212]. O elemento químico C é o elemento principal em todo material combustível e é responsável pelo valor calórico dos combustíveis.

4.5.2.2. Hidrogénio Elementar

Por outro lado, o teor de hidrogénio dos combustíveis variou entre 6,1 para os *miscanthus* e 7,5 % para os peletes de pinho e também para os de bagaço de azeitona. Os valores são típicos para estes tipos de combustíveis lenhocelulósicos, e que se situam entre os 5 e os 8 % m/m [213]. O hidrogénio apresenta um LHV alto, mas a percentagem deste elemento químico nos combustíveis é muito baixa [214].

4.5.2.3. Azoto Elementar

O teor de azoto nos peletes de pinheiro e peletes de *miscanthus* são 0,6 e 0,4%, respetivamente e correspondem a valores esperados para este tipo de combustíveis. No entanto, os valores obtidos para os peletes de bagaço de azeitona (1,7%), sugerem que os peletes deste combustível provém de resíduos de extração de óleo e não propriamente do caroço moído e peletizado, que apresenta teores de azoto na ordem dos 0,1% [215]. Quando a relação carbono azoto é alta, pode concluir-se que a quantidade de compostos azotados libertados para a atmosfera aquando o combustível sofre um processo de gaseificação, é bastante reduzido. [213].

4.5.2.4. Enxofre Elementar

O teor de enxofre nas amostras do combustível foi nulo, à exceção dos peletes de bagaço de azeitona, que apresentou um valor de 0,1%. O baixo ou nulo teor de enxofre é uma grande vantagem para a conversão destas matérias-primas em energia, uma vez que será de esperar baixa formação de H₂S.

4.5.2.5. Oxigénio Elementar

A percentagem de oxigénio elementar varia bastante para os três combustíveis analisados. Os peletes de pinho apresentam 32,2%, os peletes de *miscanthus* 40,4 % e os peletes de bagaço de azeitona 20,2 %. O alto teor de oxigénio tende a diminuir o poder calorífico superior (PCS), como é possível verificar na Equação (25) [216]:

$$PCS = 0,341 C + 1323 H + 68S - 15,2 Cinzas - 120 (O + N) \quad (21)$$

Este elemento não contribui na produção de energia durante o processo de combustão [217]. Assim, ao considerar-se o uso de combustível lenhocelulósico como fonte de energia, deve-se notar que, a partir da percentagem de carbono presente na madeira, grande parte desse elemento reage com hidrogénio e oxigénio quando submetido ao processo de carbonização, onde se torna volátil e conseqüente formação de gases que podem ser condensáveis ou não [213].

A composição de carbono, hidrogénio e oxigénio da biomassa bruta está representada no diagrama de *Van Krevelen* (Figura 18).

Gaseificação térmica de biomassa lenhocelulósica – Uma abordagem tecno-económica de diferentes tecnologias de gaseificação.

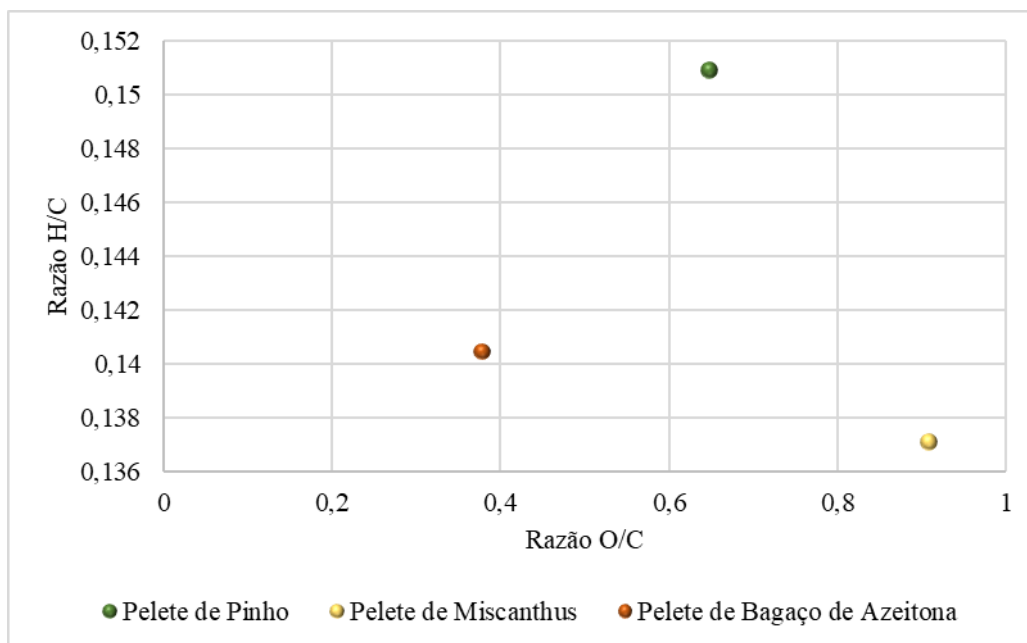


Figura 18: Diagrama de Van Krevelen para as biomassas estudadas.

A diminuição das relações atômicas H/C e O/C é uma evidência da ocorrência de estrutura aromática na biomassa [218]. A redução da razão atômica O/C atribui-se principalmente à desidratação e descarboxilação, enquanto que a razão atômica H/C está relacionada com desidratação e aumento do grau de aromatização. Materiais com baixo O/C e H/C podem evitar perdas de energia durante os processos termoquímicos [219]. Como é possível observar a biomassa de bagaço de azeitona é a que apresenta um maior poder calorífico, e por este motivo, aparece esta biomassa aparece mais próximo do 0 no diagrama de *Van Krevelen*, melhores são as propriedades de combustível.

4.5.3. Poder calorífico

O valor do aquecimento é uma das propriedades mais importantes dos combustíveis de biomassa para cálculos de projeto ou simulações numéricas de sistemas de conversão térmica para biomassa [220]. Dos combustíveis biomássicos analisados, o bagaço de azeitona foi o que apresentou o maior poder calorífico (20,5 MJ/kg), seguido do pinho (18,4 MJ/kg) e por último o *miscanthus* (18,1 MJ/kg). Tanto os valores do pinho, bem como dos *miscanthus* estão de acordo com os dados literários para biomassas de origem florestal e de plantações energéticas, entre 16 MJ/kg e 19 MJ/kg [221]. A presença de um valor reduzido de oxigénio na composição dos peletes de bagaço de azeitona é responsável pelo alto poder calorífico apresentado [222], este valor também se encontra de acordo com a literatura [223] [224].

4.5.4. Análise termogravimetria e diferencial

Estas análises permitem observar diferentes estágios da degradação dos combustíveis, na Figura 19 a e b estão apresentadas as curvas de degradação dos compostos conforme a temperatura vai aumentando. O primeiro estágio, onde a temperatura é a cerca de 150°C, corresponde a perda de peso devido à humidade [225], e onde, os três combustíveis biomássicos estudados apresentam valores entre os 5 e 6 % de humidade, o que corresponde a valores encontrados na literatura [226]. Até aos 200°C ocorre também a perda de material volátil de cadeia leve [227].

De acordo com *El-Sayed e Mostafa, 2014* [228] o segundo estágio da perda de massa corresponde à faixa de temperatura entre os 200 e os 320°C e, está associada à degradação de material hemicelulósico e hidrocarbonetos leves. Na biomassa de bagaço de azeitona podemos notar na derivada que este pico é aparente, diferentemente das outras duas biomassas estudadas, onde a degradação corre em contínuo e confunde-se com o próximo estágio. Para o bagaço de azeitona a degradação da hemicelulose corresponde a 28% do peso total da biomassa, já para as biomassas de pinho e *miscanthus* a cerca de 10% do peso. Com temperaturas entre os 320 e os 520°C, ocorre a quebra das moléculas que compõem a celulose *El-Sayed e Mostafa, 2014* [228]. Para as 3 biomassas estudadas é visível este pico na análise térmica diferencial (DTG), Figura 19 b, com percentagens de perda de peso de entre os 22 e 52%.

O último estágio de temperaturas entre os 520 e os 620°C corresponde à degradação da lignina (*El-Sayed e Mostafa, 2014*). Para a biomassa de bagaço de azeitona e *miscanthus*, a degradação não apresenta uma curva acentuada, já para a biomassa de pinho, pode observar-se que o pico se encontra mais evidente. A perda de massa corresponde a cerca 10% do peso, o restante do peso corresponde as cinzas [229].

Gaseificação térmica de biomassa lenhocelulósica – Uma abordagem tecno-económica de diferentes tecnologias de gaseificação.

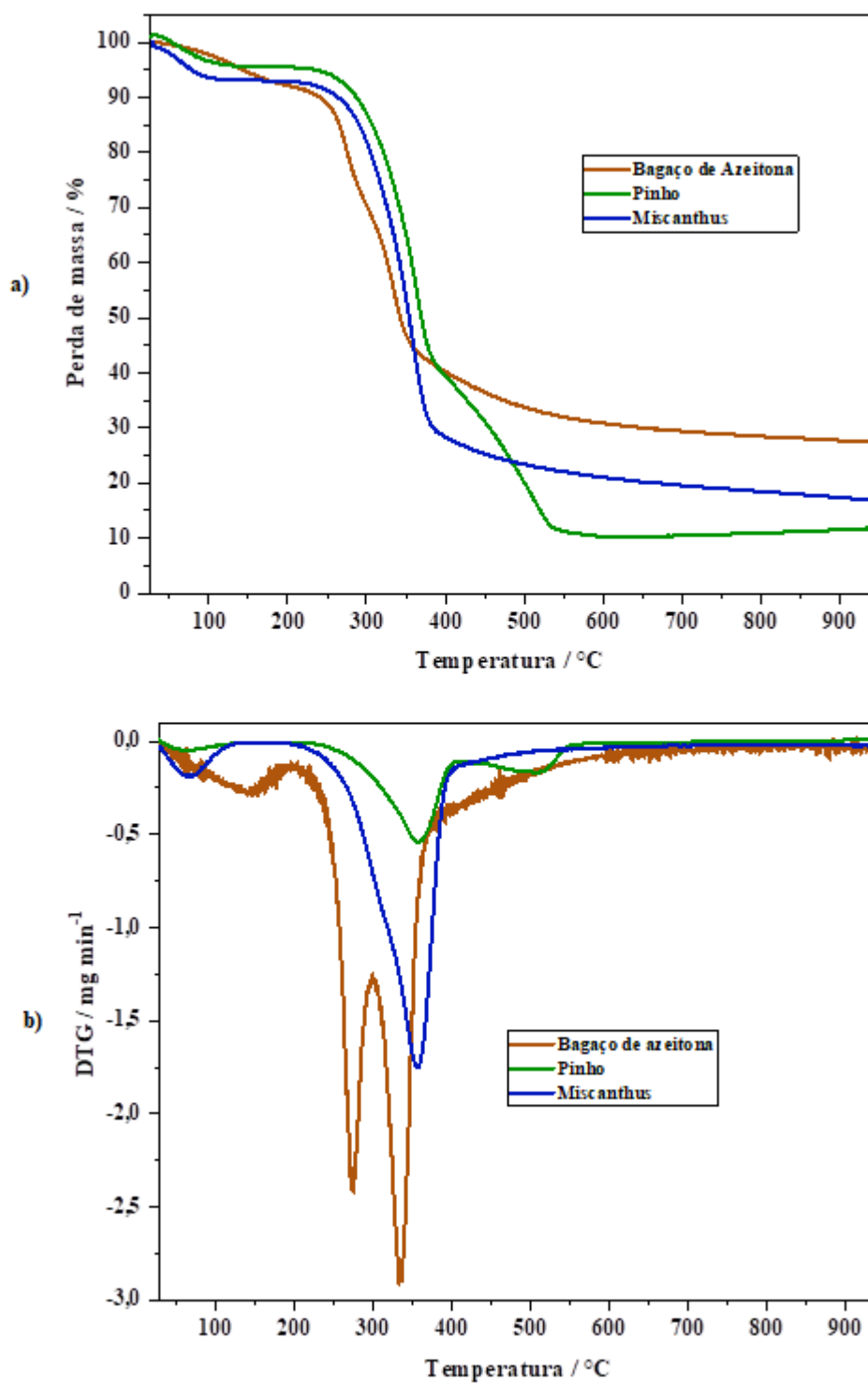


Figura 19: a) análise termogravimétrica b) análise térmica diferencial das diferentes biomassas utilizadas.

Gaseificação térmica de biomassa lenhocelulósica – Uma abordagem tecno-económica de diferentes tecnologias de gaseificação.

CAPÍTULO V

5. ENSAIOS DE GASEIFICAÇÃO: UMA COMPARAÇÃO ENTRE GASEIFICADORA DE LEITO FIXO E LEITO FLUIDIZADO

Este capítulo será apresentado uma comparação, com diferentes tipos de ensaios, entre duas tecnologias de gaseificação térmica diferentes, uma de leito fixo fluxo descendente com potência de 15 kW e outra de leito fluidizado fluxo ascendente, de 85 kW de potência.

5.1. GASEIFICADORA DE LEITO FIXO

Os testes de gaseificação foram realizados numa gaseificadora *AllPowerLabs PP20 Power Pallets* - um gaseificador com potência de 15kW, composto por um reator de leito fixo fluxo descendente, combinado com um motor acoplado a um gerador de energia elétrica, controlados por uma unidade de controle eletrónico (Figura 20).

O sistema de alimentação é composto por um silo de armazenamento de combustível, e simultaneamente, o combustível sofre uma primeira secagem através da recirculação dos gases quentes produzidos no reator. A biomassa é fornecida através de um parafuso sem fim, a partir do topo à medida que o ar se move para baixo, sendo pré-aquecido pelo contato com as paredes do reator.

A recolha de cinzas é realizada através de tanque separado na parte inferior do reator, enquanto o gás de síntese produzido passa através de um filtro ciclone para remover as partículas finas. O gás produzido ainda é limpo através de um filtro composto por biomassa de várias granulometrias e posteriormente pode ser feita recolhas para análise ou injetado diretamente no gerador. A matéria condensada é removida na parte inferior do filtro de biomassa (Figura 21). O syngas segue para o motor ou então pode seguir para uma *flare*, com o auxílio de duas bombas de vácuo.

O motor de combustão interna do ciclo Otto queima o syngas e faz com que o movimento produza energia através de um gerador de 15 kW. Para iniciar o motor, de acordo com as instruções do fabricante, a parte inferior do reator (zona de redução) deve atingir uma temperatura próxima dos 400°C. O equipamento apresenta um consumo próximo de 1,2 kg por cada kWh.

Gaseificação térmica de biomassa lenhocelulósica – Uma abordagem tecno-económica de diferentes tecnologias de gaseificação.



Figura 20: Gaseificadora Leito Fixo PP20.

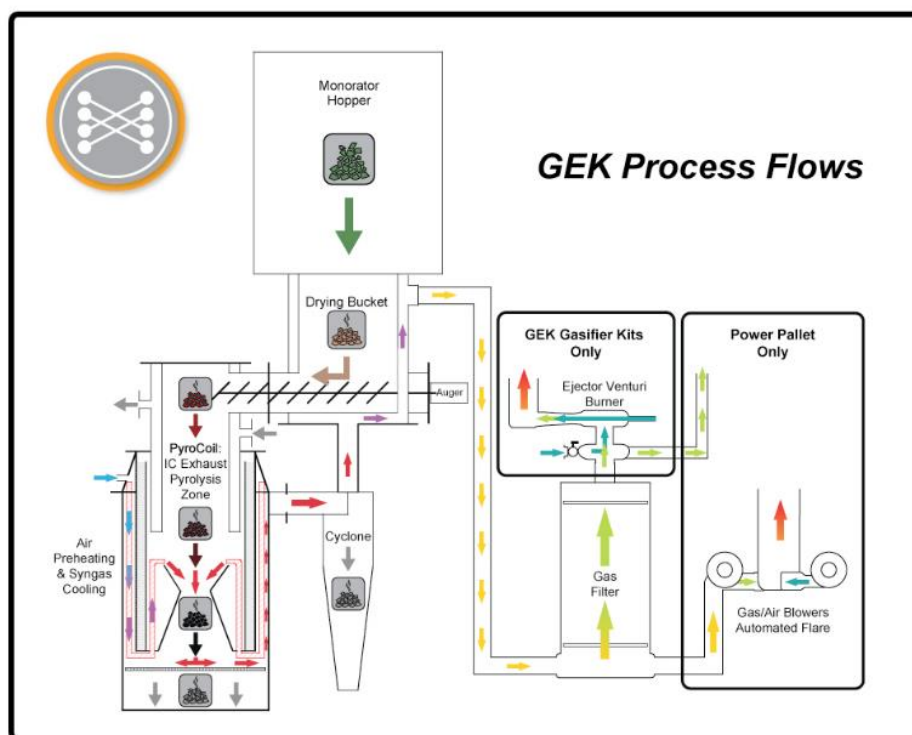


Figura 21: Fluxos de massa no interior da gaseificadora PP20.
Fonte: *All Power Labs* [230].

Durante os testes, alguns parâmetros operacionais foram controlados, nomeadamente, a temperatura e pressão nas partes superior e inferior do reator (zonas de oxidação e redução, respetivamente), pressão no filtro de partículas de biomassa, caudal de ar de entrada no reator, até à quantidade de combustível consumido durante o decorrer dos testes. As amostras de syngas foram retiradas a jusante do filtro de partículas de biomassa, em sacos de polipropileno, com o auxílio de uma bomba de vácuo. As amostras são removidas quando o processo de gaseificação está estabilizado (variação de temperatura zero ou quase zero e/ou o trabalho do motor estabilizado), outra no meio do teste e a última no final do teste, antes de desligar o equipamento. Os carvões ficam retidos no fundo do reator e no filtro de ciclone, que se situam a jusante do reator. Os condensados são recolhidos no fundo do filtro de partículas de biomassa, como referido anteriormente.

Relativamente ao reator, a forma é cilíndrica, com um diâmetro interno de 28 cm e uma altura de 55 cm. No interior, um cone de redução diminui para 20 cm o tamanho do reator, com a finalidade de aumentar o tempo de residência nas zonas de pirólise e combustão. O reator afunila subsequentemente à zona de oxidação para restringir o teor de alcatrão, forçando voláteis a passar através dessa zona e a reduzirem-se. Na zona de redução, o diâmetro expande-se para 19 cm, seguidos por 23 cm e 38 cm, respetivamente (Figura 22).



Figura 22: Configuração do reator.
Fonte: *All Power Labs* [230].

5.2. GASEIFICADORA DE LEITO FLUIDIZADO

Os testes de gaseificação foram realizados numa gaseificadora com potência de 85 kW, composto por um reator de leito fluidizado fluxo ascendente.

O sistema de alimentação é composto por um tapete que vai aprovisionar dois silos de armazenamento de combustível. Os dois silos são separados por válvulas (tipo borboletas) pneumáticas. A combustível é fornecido ao reator através de um parafuso sem

fim, que se encontra a jusante dos silos. Existe também uma escotilha a montante do sistema de armazenamento de combustível, que tem o objetivo de alimentar o reator com carvão na fase inicial da gaseificação, de modo a que se atinja a temperatura ideal mais rapidamente.

O sistema de limpeza do syngas é precedido por dois permutadores de calor, o primeiro permutador com cerca de 4,5 metros, tem como objetivo baixar a temperatura do syngas e ao mesmo tempo aquecer o ar que entra no reator. O segundo permutador, auxiliado por um ventilador, tem como função diminuir a temperatura do syngas até cerca de 200 °C, se a temperatura tender a aumentar, a bomba de ar será ligada e uma corrente de ar, à temperatura ambiente, passará paralelamente às tubagens de syngas.

O sistema de recolha de material particulado é composto por, 7 filtros de mangas (2x0,12 m) e um sistema de limpeza por “disparos” de syngas comprimido (compressor que captura o syngas à saída do sistema), para remoção do material que fica retido nos filtros. O material cai por gravidade, para o interior de um recipiente, que está separado do sistema de filtração por uma válvula manual, tipo borboleta. Para retenção dos alcatrões, emprega-se um condensador de syngas. Este equipamento é composto por um radiador com bomba, que é responsável pela recirculação de água no circuito, causando a condensação dos alcatrões. Os alcatrões vão descer por gravidade e serão colocados num recipiente apropriado através de uma bomba (Figura 23).

O equipamento permite variar a alimentação, e apresenta um consumo máximo de 100 kg/h de combustível.

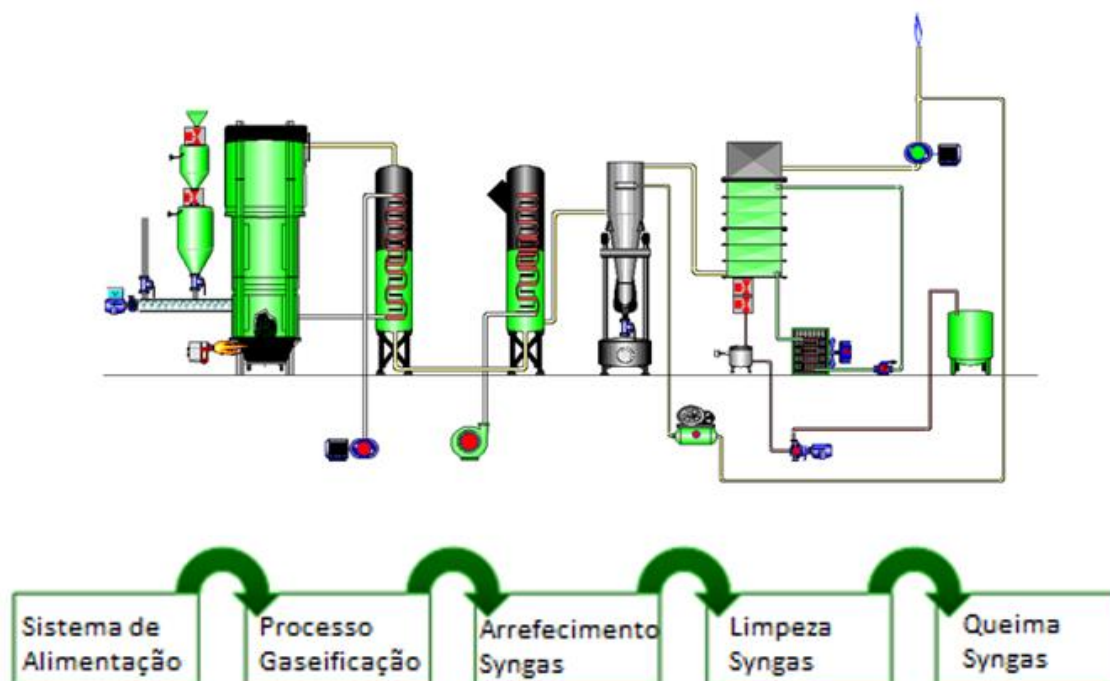


Figura 23: Gaseificadora Leito Fluidizado.
Fonte: EQTEC [231].

No que respeita ao reator é do tipo leito fluidizado borbulhante fluxo ascendente, de forma cilíndrica, com um diâmetro interno de 50 cm e uma altura de 415 cm. A dimensão

do reator está relacionada com a capacidade de retenção do combustível no processo termoquímico, com o objetivo de aumentar o rendimento de conversão, para que o material não convertido seja arrastado pelo fluxo gasoso. O leito do reator é composto por 36 entradas de agente oxidante (até 100 m³) e um catalisador (entre 30 a 70 kg). O combustível entra no reator a 20 cm da base do leito e inicia contato com o agente oxidante e o catalisador (dolomite – carbonato de cálcio).

A dolomite é um catalisador não metálico e que é amplamente utilizada para conversão de alcatrões no processo de gaseificação. As dolomites são minerais naturalmente abundantes, compostos por carbonatos de cálcio e magnésio [232]. Apesar de, geralmente, todas as dolomites apresentarem a mesma composição química, as dolomites com menor teor de CaO e MgO apresentam também, menor eficiência na decomposição dos alcatrões [233]. Uma etapa de calcinação é necessária para aumentar a atividade catalítica deste catalisador, por forma a eliminar o CO₂ presente na sua composição, transformando (CaMg (CO₃)₂) em CaO e MgO ativos e aumentar a sua área superficial [234]. O mecanismo inicia-se com a adsorção de hidrocarbonetos nos poros de Ca, através de interações de van der Waals, o que provoca uma menor desativação por deposição de material sólido. Em decorrência, a presença de MgO, que inibe a formação de materiais carbonáceos estáveis na superfície do CaO, promove a formação de espécies de carbono menos estáveis que são mais facilmente decompostos [235].

A capacidade de processamento de combustível chega até 100 kg/h, produzindo aproximadamente 120 m³/h de syngas.

Os valores das temperaturas e pressão no reator foram controlados, bem como o caudal e temperatura de ar de entrada no reator, a quantidade de combustível consumido e o caudal de syngas produzido, durante o decorrer dos testes. As amostras de syngas foram retiradas a jusante da bomba de vácuo, em sacos de polipropileno. As amostras são removidas quando o processo de gaseificação está estabilizado (variação de temperatura zero ou quase zero e/ou o trabalho do motor estabilizado), outra no meio do teste e a última no final do teste, antes de desligar o equipamento.

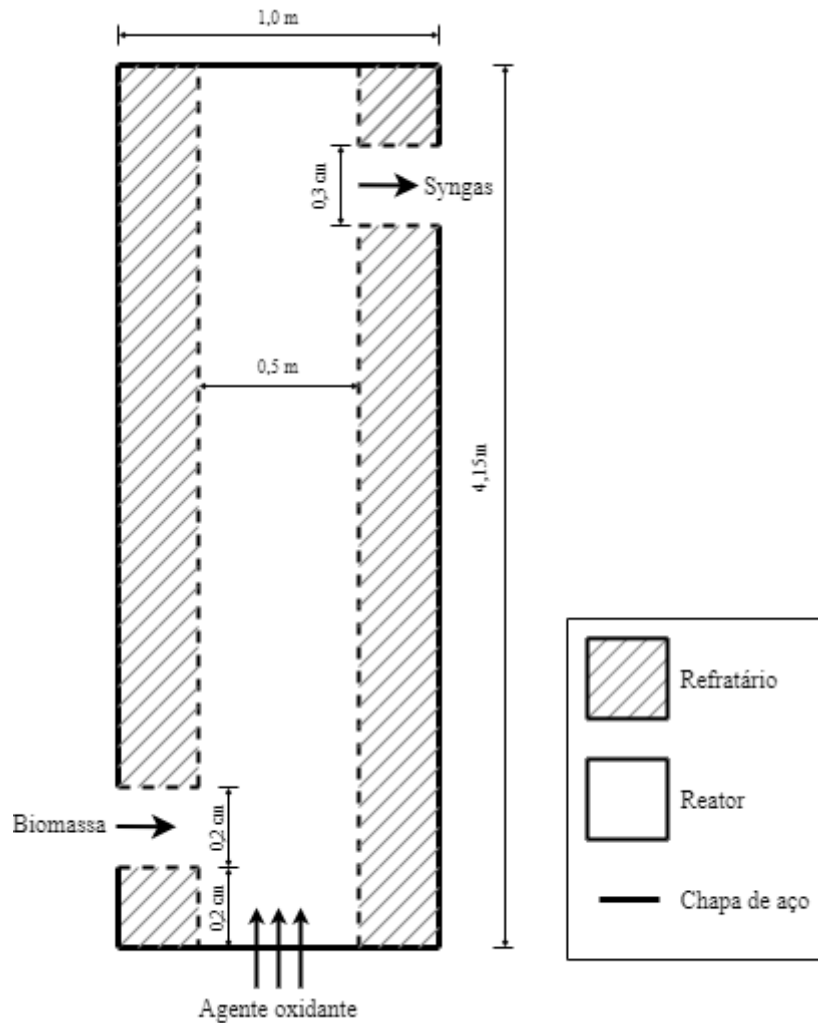


Figura 24: Reator Leito Fluidizado.

5.3. ENSAIOS DE GASEIFICAÇÃO

5.3.1. Desempenho da gaseificação

O presente trabalho apresenta a aplicação de balanços de massa e energia para dois tipos diferentes de gaseificadores. Para a aplicação dos balanços foram necessários conhecimentos prévios sobre o combustível e dados da gaseificação. Ambos os processos ocorrem pela oxidação parcial do combustível, formando um gás de síntese ou syngas.

O volume de syngas, necessário para calcular a eficiência do gaseificador, no caso da gaseificadora de leito fixo, relaciona o fluxo volumétrico médio do ar, determinado através de um anemômetro, com a percentagem de Azoto presente no syngas [236]:

$$V_{\text{syngas}} = V_{\text{ar}} \times \frac{0,781}{N_2} \quad (22)$$

Onde:

- V_{syngas} - caudal volumétrico de syngas em Nm^3/h ;

- V_{ar} - caudal volumétrico de ar em Nm^3/h ;
- 0,781 - percentagem de Azoto no ar;
- N_2 - percentagem de Azoto no syngas.

Outro parâmetro altamente relevante num processo de gaseificação é o cálculo da razão de equivalência. A razão de equivalência é comumente usada para indicar quantitativamente se uma mistura de agente oxidante/combustível é rica, pobre ou estequiométrica. A razão de equivalência define-se como:

$$ER = \frac{(A/F)_{stoic}}{(A/F)} \quad (23)$$

Onde:

- ER - razão de equivalência;
- A - massa de ar (ou oxigénio);
- F - massa de combustível.

Portanto, para misturas ricas o $ER > 1$, para misturas pobres $ER < 1$ e para a mistura estequiométrica $ER=1$ [237].

Será necessário calcular o poder calorífico inferior (PCI) do combustível, para calcular, posteriormente, o rendimento do syngas produzido. Para calcular o poder calorífico inferior (PCI) do combustível, segue-se a seguinte equação [238]:

$$PCI = PCS - 0,212 \times H_2 - 0,0245 \times H_u - 0,008 \times O_2 \quad (24)$$

Onde:

- PCI – poder calorífico inferior;
- PCS – poder calorífico superior;
- H_2 – percentagem de Hidrogénio análise elementar;
- H_u – percentagem de humidade do combustível;
- O_2 – percentagem de Oxigénio análise elementar.

Rendimento do syngas que corresponde à quantidade de syngas foi produzido a partir de 1 kg de combustível [236]:

$$\eta_{syngas} = \frac{V_{syngas} \times PCI_{syngas}}{Q_{comb} \times PCI_{comb}} \quad (25)$$

Onde:

- V_{syngas} – volume de syngas produzido;
- $\text{PCI}_{\text{syngas}}$ – poder calorífico inferior do syngas;
- Q_{comb} – caudal de combustível;
- PCI_{comb} – poder calorífico inferior do combustível.

5.4. RESULTADOS DE GASEIFICAÇÃO

5.4.1. Gaseificação de Peletes de Bagaço de Azeitona

Na Tabela 5 estão apresentados os resultados dos ensaios de gaseificação para os peletes de bagaço de azeitona, na gaseificadora PP20 leito fixo. Estão apresentados os valores de produção, composição, poder calorífico inferior syngas, quantidade de subproduto e os principais parâmetros de gaseificação.

Tabela 5: Caracterização da gaseificação de peletes de bagaço de azeitona no sistema de leito fixo.

Parâmetros	Uni.	Amostras					
		1	2	3	4	5	6
CO ₂	%	8,55	10,56	9,16	8,52	12,78	9,91
C ₂ H ₄	%	0,29	0,57	0,17	0,47	0,82	0,56
C ₂ H ₆	%	0,12	0,15	0,04	0,09	0,21	0,13
C ₂ H ₂	%	0,03	0,02	0,04	0,02	0,02	0,03
H ₂ S	%	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05
N ₂	%	63,09	52,95	56,58	55,01	52,27	56,08
CH ₄	%	1,54	2,24	1,09	2,04	3,21	2,32
CO	%	15,87	19,77	20,92	19,91	16,11	18,31
H ₂	%	10,83	13,91	14,19	13,56	14,42	13,30
$\text{PCI}_{\text{syngas}}$	MJ/m ³	4,29	5,65	5,05	5,44	5,84	5,40
T _{oxi}	°C	447	594	688	697	720	720
T _{red}	°C	189	334	397	484	505	515
P _{comb}	KPa	-15	-12	-10	-16	-14	-12
P _{React}	KPa	-46	-40	-16	-23	-19	-22
P _{filt}	KPa	-60	-50	-26	-46	-43	-40
V _{ar}	m ³ /h	10,94	11,06	10,03	13,23	11,51	10,49
T _{ar}	°C	12,70	13,50	13,50	14,90	13,50	15,80
V _{alcatrão}	m ³ /h	0,000147					
Q _{carvão}	kg/h	0,315					
ER	-	0,27	0,27	0,24	0,32	0,28	0,26
PCI_{comb}	MJ/kg	19,20					
η_{syngas}	%	86,26					
V _{syngas}	m ³ /h	13,57	16,51	13,75	18,78	17,20	14,60
Q _{comb}	kg/h	5,2					
Q _{comb}	m ³ /h	0,009					

Analisando os resultados obtidos permitem mostrar que o syngas contém uma concentração mais elevada de monóxido de carbono relativamente ao hidrogénio, e uma pequena concentração de metano (no que respeita a gases mais interessantes do ponto de vista calórico), situação que se verificou em todas as amostras recolhidas. Os resultados obtidos são apresentados concentrações semelhantes aos de Manuel et al. [239].

. A taxa de consumo é maior que a taxa de formação de CO, especialmente em temperaturas mais altas de gaseificação [240]. As concentrações de hidrogénio e metano aumentam com a temperatura, nos testes realizados. O aumento destes dois compostos pode estar relacionado com reações de *cracking* de hidrocarbonetos [241]. O craqueamento de hidrocarbonetos pode contribuir para o aumento do CH₄ e para o consumo de CO₂. De acordo com Basu, [242], este comportamento pode ser o motivo da tendência decrescente observada na concentração de CO₂ (excetuando a amostra 5).

O poder calorífico do syngás produzido situou-se entre os 4,29 MJ/Nm³, para a temperatura mais baixa dos ensaios realizados e, 5,84 MJ/Nm³ para a temperatura de 720 °C. Os valores obtidos de PCI são semelhantes aos encontrados por Borello et al. [171], que alcançou 4,22 MJ/Nm³, com uma temperatura de gaseificação de 600 °C. Outro estudo realizado por Vera et al. [243], também apresentou valores de PCI de syngas semelhantes aos obtidos (5,84 MJ/Nm³), no entanto, com de gaseificação entre os 1050 e 1100 °C. As temperaturas elevadas deveram-se ao poder calorífico contido no bagaço de azeitona, apresentando um PCS de 28,1 MJ/kg.

Na Tabela 6 são apresentados os resultados dos ensaios de gaseificação para os peletes de bagaço de azeitona, na gaseificadora de leito fluidizado. Estão apresentados os valores de produção, composição, poder calorífico inferior syngas, quantidade de subproduto e os principais parâmetros de gaseificação.

Tabela 6: Caracterização da gaseificação de peletes de bagaço de azeitona no sistema de leito fluidizado.

Parâmetros	Uni.	Amostras					
		1	2	3	4	5	6
CO ₂	%	14,60	19,92	16,58	15,71	16,37	16,21
C ₂ H ₄	%	2,41	3,54	2,50	2,83	1,84	2,76
C ₂ H ₆	%	0,27	0,47	0,19	0,20	0,00	0,14
C ₂ H ₂	%	0,00	0,05	0,05	0,06	0,15	0,10
H ₂ S	%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N ₂	%	52,38	50,68	55,00	52,52	50,90	52,15
CH ₄	%	3,34	4,58	3,39	3,90	4,02	4,42
CO	%	12,3	10,5	10,2	8,9	13,3	11,5
H ₂	%	7,8	11,4	10,2	8,8	15,3	12,7
PCI _{syngas}	MJ/m ³	5,18	6,62	5,23	5,30	5,94	6,18
T ₁	°	755	748	794	805	851	847
T ₂	°	604	632	615	608	629	631
T ₃	°	472	478	397	409	510	515
P _{reator}	KPa	-22,6	-32,1	-30,9	-33,9	-39,2	-48,2

$P_{\text{v\u00e1cuo}}$	KPa	-41,6	-94,1	-68,7	-172,5	74,8	-137,9
V_{ar}	m^3/h	40,00	76,00	43,00	100,00	47,00	108,00
T_{ar}	$^{\circ}$	90,00	90,00	105,00	95,00	100,00	95,00
$V_{\text{alcatr\u00e3o}}$	m^3/h	0,007	0,0114	0,006	0,013	0,0135	0,011
$Q_{\text{carv\u00e3o}}$	kg/h	3,1	3,9	0,5	2,2	1,1	2,7
ER	-	0,19	0,19	0,20	0,25	0,22	0,27
PCI_{comb}	MJ/kg	19,20					
η_{syngas}	%	56,5					
V_{syngas}	m^3/h	52,00	94,00	57,00	115,00	64,00	121,00
Q_{comb}	kg/h	30	55	30	55	30	55
Tempo de Ensaio	h	7	7	7	7	7	7

Relativamente aos ensaios de gaseificação em leito fluidizado borbulhante, é possível observar que as concentrações de metano são muito estáveis ao longo dos ensaios, com valores entre os 3,4 e 4,4%. No que respeita ao monóxido de carbono e hidrogénio, os valores situam-se entre os 8,9 e 13,3% e 7,8 e 15,3%, respetivamente. Os resultados obtidos são muito semelhantes aos obtidos por *Susanna et al.* e *Ruoppolo et al.* [244] [245].

Um aspeto interessante dos resultados apresentados é que o aumento do caudal de combustível, também aumenta a concentração dos gases combustíveis, devido à capitalização na produção de hidrocarbonetos, principalmente o metano e etileno, passando-se o inverso com o monóxido de carbono. O aumento do caudal de peletes bagaço de azeitona, teve como consequência um aumento da matéria carbonácea e também da matéria voláteis no combustível [246]. A principal razão para o aumento dos hidrocarbonetos no syngas é a proporção decrescente de gás de gaseificação e a proporção crescente de syngas de pirólise [247]. Este aspeto torna-se menos evidente à medida que se aumenta a temperatura de gaseificação, responsável por um *cracking* maior de hidrocarbonetos [248].

O tempo de residência é também um parâmetro importante e que pode estar relacionado com a maior concentração de hidrocarbonetos leves no syngas produzido. Um estudo de *Kim et al.* [249] demonstrou que a influência da taxa de alimentação de biomassa na conversão de carbono, é relevante para o tempo de residência da mesma no interior do reator. As quantidades de espécies gasosas e a velocidade aumentam, o que se deve ao aumento da taxa de alimentação da biomassa. Como resultado, os autores concluíram que, o tempo de residência diminui e a conversão de matéria sólida também diminui.

A concentração de hidrogénio varia ao longo dos ensaios realizados, demonstrando que a presença deste elemento no syngas, não depende só da composição do combustível, mas também da temperatura de gaseificação. A principal razão para o incremento da concentração de hidrogénio à medida que a temperatura dos ensaios aumenta, está relacionado com o *cracking* térmico de hidrocarbonetos, o que favorece a fração molar dos gases permanentes como hidrogénio e monóxido de carbono a temperaturas elevadas [250]. Este aumento das concentrações de hidrogénio e monóxido de carbono pode ser explicada pelo princípio de *Le Chatelier*. De acordo com este princípio, o aumento de temperatura favorece, não apenas os reagentes nas reações exotérmicas, mas também os produtos nas reações endotérmicas [251]. Portanto, as reações endotérmicas na

gaseificação, como as reações de *Boudouard* (15) e de cracking, contribuíram para aumentar as concentrações dos gases supracitados a temperaturas mais altas. Todas as conjunturas acima descritas, levam a alterações no poder calorífico do syngas. Excetuando o ensaio 2, onde é notório que, o poder calorífico inferior do syngas tende a aumentar, quando a temperatura de reação também sobe.

Relativamente à comparação entre os dois sistemas de gaseificação para os peletes de bagaço de azeitona, pode observar-se grandes diferenças, principalmente em relação ao PCI do syngas, formação de subprodutos (cinzas e alcatrões), ER e rendimento de syngas.

Nos ensaios de leito fixo, pode-se verificar que o PCI do syngas é relativamente inferior aos ensaios realizados com o leito fluidizado. Tal facto, deve-se à maior produção de hidrocarbonetos, nomeadamente o metano e etileno, como pode ser verificado nas tabelas 5 e 6. O leito fixo, como não apresenta uma uniformidade na temperatura no leito, apresenta zonas onde as reações exotérmicas dominam, daí haver um maior *cracking* de hidrocarbonetos e o syngas apresentar menos concentração dos mesmos.

No que respeita ao parâmetro ER, o sistema de leito fluidizado apresenta um valor, na maioria dos ensaios, superior ao obtido no leito fixo. A energia necessária para manter a temperatura uniforme no reator de leito fluidizado é superior ao do leito fixo. Só quando os reatores atingem temperaturas mais elevadas, é possível verificar uma inversão dos ER, ou seja, para manter as temperaturas mais altas o leito fixo necessita de mais energia e apresenta ER mais elevados que o leito fluidizado (**Erro! A origem da referência não foi encontrada.**).

Uma análise aos resultados obtidos no sistema de leito fixo, permite verificar uma diminuição da concentração de H₂ e CO de 14,19% para 13,56% e 20,92% para 19,91%, respetivamente, com o aumento do ER de 0,24 para 0,32. A principal razão para a diminuição de H₂ e CO pode estar relacionado com o aumento do de CH₄ inversa da equação 9. Para o sistema de leito fluidizado, a concentração de H₂ e CO aumentam, quando o ER aumenta de 0,19 para 0,27. Tal comportamento deve-se ao aumento da temperatura, derivado do aumento de O₂ estequiométrico com o aumento do ER (onde se pode observar o aumento do CO₂ de 14,60% para 16,21%).

O PCI do sistema de leito fixo aumentou com o aumento do ER, esta questão pode estar relacionada com pequenos aumentos na concentração de hidrocarbonetos leves, provavelmente induzidos pelo craqueamento do alcatrão, que apresentam um poder calorífico superior ao H₂ e CO. Para o leito fluidizado o comportamento foi muito semelhante, havendo uma capitalização de CH₄ e C₂H₄.

A gaseificação de leito fluidizado apresenta uma formação de alcatrões, relativamente ao volume de syngas produzido, muito superior ao leito fixo. No entanto, a formação de carvões já é bastante semelhante para os dois sistemas, visto que o sistema de leito fixo apresenta ER no limite de um sistema de pirólise, apresentando, por isso, algum material não convertido [252].

A produção de alcatrões é maior no leito fluidizado, quando comparado com o sistema de leito fixo. Diversos autores [253] [254] [252] justificam tal facto pelo menor tempo de residência do combustível no interior do reator de leito fluidizado, bem como o maior *cracking* térmico que sofre o syngas no processo de leito fixo, porque o fluxo é

descendente, tendo o syngas que passar pelo material não convertido a alta temperatura (carvões). No entanto, existe uma diferença importante entre os dois sistemas, o sistema de leito fluidizado é constituído por um órgão dedicado à recolha de alcatrões, ao contrário do leito fixo. No sistema de leito fluidizado existe um condensador, composto por três módulos onde circula um fluido arrefecido por um radiador, que arrefece o syngas produzido e retém todo o material condensável. Outro ponto relente para a redução de alcatrões no sistema de leito fluidizado é a presença de um catalisador (dolomite), que para além de realizar uma melhor mistura ar/combustível, decompõe hidrocarbonetos pesados, que são adsorvidos nos poros deste catalisador, promovendo a formação de espécies menos estáveis e que são mais facilmente decompostas.

Normalizando para um consumo de 100 kg de combustível gaseificado no sistema de leito fixo, e utilizando os dados apresentados para realizar uma média de consumo de combustível vs produtos obtidos, adquire-se uma produção média de 299,197 Nm³ de syngas, com 0,003 m³ de alcatrão e 0,016 m³ de carvão. Para o sistema de leito fluidizado a produção média de syngas é de 197,255 Nm³, com a formação de 0,026 m³ de alcatrões e 0,014 m³ de carvão. Com a normalização é possível comparar os dois sistemas, sendo que, o leito fixo apresenta maior volume de syngas por cada 100 kg de combustível gaseificado e com uma produção de alcatrões de aproximadamente 10 vezes inferior ao leito fluidizado. Embora, no que respeita à produção de carvão, o sistema de leito fluidizado apresenta valores semelhantes aos do leito fixo. Pode também concluir-se que a maior produção de syngas do sistema de leito fixo tem uma influência enorme sobre o rendimento de syngas (86,26%), o qual apresenta um valor de cerca de 30% superior, relativamente ao leito fluidizado (56,5%).

Os peletes de bagaço de azeitona apresentaram algumas dificuldades no processo de gaseificação térmica, com formação e aglomeração de escórias no sistema de leito fluidizado, passando-se o mesmo com o autor *Cammarota et al.* [255]. O sistema de leito fluidizado é sensível a cinzas que, com a temperatura se transformam em escória, como as cinzas do bagaço da azeitona [254]. O sistema teve de ser aberto e limpo o leito, ao contrário do sistema de leito fixo que demonstrou bom um desempenho para este combustível.

5.4.2. Gaseificação de Peletes *Miscanthus*

Os resultados dos ensaios de gaseificação para os peletes de *Miscanthus* com o sistema de gaseificação PP20 leito fixo, estão representados na Tabela 7.

Tabela 7: Caraterização da gaseificação de peletes *Miscanthus* no sistema de leito fixo.

		Amostras						
	Parâmetros	Uni.	1	2	3	4	5	6
Leito Fixo - <i>Miscanthus</i>	CO ₂	%	12,70	11,59	10,98	8,63	8,50	10,50
	C ₂ H ₄	%	0,60	0,57	0,39	0,47	0,40	0,30
	C ₂ H ₆	%	0,12	0,14	0,04	0,10	0,04	0,03
	C ₂ H ₂	%	0,03	0,02	0,04	0,02	0,03	0,02
	H ₂ S	%	0,02	0,04	0,04	0,05	0,05	0,06
	N ₂	%	58,90	54,80	56,20	54,21	54,20	52,40
	CH ₄	%	1,32	2,01	1,86	2,01	2,10	2,15

CO	%	15,42	18,45	16,90	18,91	19,20	17,89
H ₂	%	10,19	12,32	13,80	14,86	15,30	16,22
PCI _{syngas}	MJ/m ³	3,97	4,83	4,58	5,08	5,12	5,00
T _{oxi}	°C	507	602	703	689	720	740
T _{red}	°C	201	304	415	507	515	574
P _{comb}	KPa	-25	-27	-18	-22	-19	-21
P _{react}	KPa	-44	-52	-22	-30	-38	-32
P _{filt}	KPa	-71	-74	-39	-49	-63	-58
V _{ar}	m ³ /h	12,54	12,63	10,89	10,97	8,78	9,52
T _y	°C	17,20	17,30	18,20	18,40	18,70	19,40
V _{alcatrão}	m ³ /h	0,00022					
Q _{carvão}	kg/h	0,187					
ER	-	0,42	0,42	0,36	0,37	0,29	0,32
PCI _{comb}	MJ/kg	16,88					
η _{syngas}	%	70,85					
V _{syngas}	m ³ /h	16,60	17,93	15,19	15,87	12,70	14,30
Q _{comb}	kg/h	5,5					
Q _{comb}	m ³ /h	0,009					
Tempo de Ensaio	h	7					

Analisando a qualidade do syngas produzido para todas as amostras retiradas, é possível observar que o aumento da temperatura, também levou a um acréscimo da concentração de CO e H₂. A produção de CH₄ foi praticamente estável ao longo de todo o ensaio. As concentrações CO₂ decrescem ao longo do ensaio, estes valores podem ser comparados com o trabalho relatado por *Samson et al.* [168] (cerca de 15%), que utilizou uma unidade de leito fixo *downdraft* para gaseificar peletes de *Miscanthus* em modo contínuo de operação. No entanto, a diferença pode ser justificada pelo modo de operação em contínuo que a autor realizou, que implica uma taxa de fluxo de ar constante, apesar do combustível ser fixo. Em segundo lugar, no modo de operação contínuo, o equilíbrio é estabelecido a uma temperatura mais baixa, o que pode explicar a baixa concentração de CO₂ no estudo [256].

O aumento da concentração de H₂, pode estar relacionado com o aumento do *cracking* térmico dos hidrocarbonetos, um pouco à semelhança do que o que aconteceu com os peletes de bagaço de azeitona [257]. Analisando os resultados pode verificar-se que existe um decréscimo de hidrocarbonetos à medida que a temperatura aumenta, e o H₂ também aumenta. Na experiência realizada, o craqueamento dos alcatrões pode contribuir para o aumento de CH₄ e para o consumo de CO₂.

O poder calorífico inferior do syngas tende a aumentar com a temperatura, mas principalmente, com a diminuição da concentração de CO₂. O poder calorífico inferior do syngas atinge um máximo de 5,12 MJ/m³, quando a concentração de CO₂ é mínima (8,5%), o que pode ser explicado pela diminuição do número de reações de combustão e o aumento de produtos, nomeadamente, CO através da equação de *Boudouard*, onde o CO₂ reage com os carvões formando 2CO [258].

Na Tabela 8 são apresentados os resultados dos ensaios de gaseificação para os peletes de *Miscanthus*, na gaseificadora de leito fluidizado.

Tabela 8: Caraterização da gaseificação de peletes *Miscanthus* no sistema de leito fluidizado.

Parâmetros	Uni.	Amostras					
		1	2	3	4	5	6
CO ₂	%	16,5	13	16,1	15,7	17,1	15,7
C ₂ H ₄	%	1,3	0,3	1	0,3	0,6	0,3
C ₂ H ₆	%	0,1	0	0	0	0	0
C ₂ H ₂	%	0,2	0	0,2	0,1	0,4	0,1
H ₂ S	%	0	0	0	0	0	0
N ₂	%	49,9	59,5	51,9	54,1	52,1	50,7
CH ₄	%	4,9	4,96	4	2,8	3,3	3,8
CO	%	15,7	14,78	13,9	13,84	13,3	13,2
H ₂	%	8	6,71	7,8	8,9	9,5	10,8
PCI _{syngas}	MJ/m ³	5,55	4,55	4,73	3,95	4,47	4,43
T ₁	°C	747	756	795	798	853	853
T ₂	°C	547	553	570	586	619	631
T ₃	°C	417	420	427	443	456	481
P _{reator}	KPa	-13	-25	-16	-30	-17	-26
P _{vácuo}	KPa	-26	-87	-33,6	-92	-41	-85
V _{ar}	m ³ /h	36	78	39	86	38	88
T _{ar}	°C	90	100	95	105	100	110
V _{alcatrão}	m ³ /h	0,0036	0,0067	0,0023	0,008	0,0055	0,0061
Q _{carvão}	kg/h	0,3	3,3	0,2	5,8	1	2,2
ER	-	0,22	0,24	0,24	0,26	0,23	0,27
PCI _{comb}	MJ/kg				16,88		
η _{syngas}	%				32,88		
V _{syngas}	m ³ /h	32,8	78,3	38,6	85,8	37,9	80,8
Q _{comb}	kg/h	30	60	30	60	30	60
Tempo de Ensaio	h	7	7	7	7	7	7

Os resultados mostram que CH₄ diminui ao longo dos ensaios (com o aumento de temperatura), sendo que, o CO tende a apresentar o mesmo comportamento. O H₂ apresenta um comportamento inverso, aumentando a sua concentração com o aumento da temperatura de gaseificação. Os resultados obtidos são muito semelhantes aos obtidos por Xue *et al.* [170] [167].

O rendimento de CO, CO₂, e pequenos hidrocarbonetos tendem a diminuir substancialmente com o aumento temperatura, o que está de acordo com trabalhos anteriores sobre decomposição térmica de hidrocarbonetos com o auxílio de um catalisador [259].

Observou-se que a concentração de H₂ aumentou de 6,71% para 10,8% quando a temperatura do leito foi elevada de 750 para 850°C. Pode ser o resultado geral da reação de *Water Gas Shift* (Equação 14), mas principalmente pelo *cracking* de hidrocarbonetos [170]. Como se pode observar na Tabela 8, os hidrocarbonetos têm tendência a diminuir com o evoluir da temperatura, mas por outro lado, o teor de CO₂ tende a aumentar na

mesma faixa de temperatura. Esta observação difere de um estudo de *Xue*, que observa uma diminuição na concentração à medida que a temperatura aumenta. O motivo sugerido é que o CO₂ não foi consumido (tendência a aumentar com a temperatura), pela reação de *Boudouard* (Equação 15), uma vez que também não se observa aumento da concentração de CO.

Um ponto interessante que se pode observar na Tabela 8 é que, o aumento do caudal de combustível, também influencia a concentração dos gases combustíveis. O aumento do caudal de combustível teve como consequência o aumento de H₂ no syngas, exceção feita ao ensaio realizado a menor temperatura (750°C), onde se pode analisar claramente uma presença maior de pequenos hidrocarbonetos e Metano, o que sugere que as reações de cracking térmico que capitalizam a concentração de H₂, ocorrem com maior frequência a temperaturas superiores. A quantidade de produtos gasosos e a velocidade aumentam, conforme a taxa de alimentação aumentam, consequentemente, o tempo de residência diminui. Tempos de residência mais baixos com taxas de alimentação mais elevadas podem não afetar a conversão da matéria-prima em gás. Este aspeto pode ser atribuído a um aumento no número de partículas sólidas por volume do reator, com aumento da taxa de alimentação, o que aumenta a taxa de gaseificação e, portanto, pode superar a conversão reduzida causada pelo tempo de residência reduzido [260].

Quando se compara as duas gaseificações, novamente é possível verificar que há diferenças no que respeita ao PCI do syngas, formação de subprodutos (cinzas e alcatrões), ER e rendimento de syngas.

No que respeita ao PCI do syngas, existe uma uniformidade entre os dois sistemas, embora a temperaturas superiores o sistema de leito fixo apresente um poder calorífico inferior de syngas superior ao sistema de leito fluidizado. O leito fluidizado apresenta a temperatura inferior uma maior quantidade de hidrocarbonetos e uma concentração significativa de CH₄, no entanto, com o aumento da temperatura estas concentrações tendem a “diluir” em concentrações de H₂ e CO₂. Enquanto que, o leito fixo fomenta o aumento de H₂ e CO₂ à medida que a temperatura aumenta, muito por culpa das reações de cracking e de *Boudouard* (Equação 15).

O ER do sistema de leito fluidizado é sempre superior quando comparado com o leito fixo. Pode-se observar que, no sistema de leito fixo a concentração de H₂ e CO diminuiu de 15,30% para 12,32% e 19,20% para 18,45%, respetivamente, com o aumento do ER de 0,29 para 0,42. A principal razão para a diminuição de H₂ e CO é o aumento do fornecimento de O₂ estequiométrico que dá origem às reações de oxidação de Equação 7, Equação 8 e Equação 10, ilustradas no capítulo 3, juntamente com as outras reações principais que ocorrem durante a gaseificação. Este aspeto pode ser justificado pelo aumento da concentração de CO₂ no produto gasoso, que passou de 8,5% para 11,59%. A concentração de hidrocarbonetos leves diminuiu em 10–50% ao longo da faixa ER. A gaseificações por leito fluidizado apresenta um comportamento inverso, onde a concentração de H₂ e CO aumentam de 10,8% e 13,2% para 8% e 15,7%, respetivamente, quando o ER aumenta de 0,22 para 0,27. Este comportamento pode ser justificado pela pouca diferença entre os valores de ER e uma maior formação de vapor de água (Equação 8).

Relativamente ao PCI do sistema de leito fixo diminuiu de 5,12 MJ/m³ para 3,97 MJ/m³, com o aumento do ER. A diminuição do poder PCI está relacionada com o

aumento do O_2 estequiométrico no interior do reator, que resultou numa maior concentração de N_2 diluído no syngas, bem como de CO_2 , resultado da reação $CO + 0,5 O_2 \rightarrow CO_2$ (7) e $C + O_2 \rightarrow CO_2$ (11). Para a gaseificação realizada no sistema de leito fluidizado o comportamento foi recíproco, o PCI diminuiu com o aumento do ER. O comportamento deste sistema estará mais relacionado com o *cracking* térmico que as moléculas de hidrocarbonetos sofreram a temperaturas superiores (ER mais elevados) e que em temperaturas inferiores existe uma maior presença destes elementos, que aumento o PCI do syngas.

A gaseificação de leito fluidizado apresenta uma formação de alcatrões e carvões, relativamente ao volume de syngas produzido, muito superior ao leito fixo. Mais uma vez, refere-se que o sistema de leito fixo não dispõe de órgãos específicos para a “captura” de alcatrões. No que respeita aos carvões, muitos ficam retidos no leito, ao contrário do sistema de leito fluidizado, no entanto, este aspeto pode estar relacionado com o tempo de residência no interior do reator de leito fluidizado, bem como com ER muito inferiores, o que implica uma redução das reações de *cracking* e oxidação e conseqüentemente, leva ao aumento do material não convertido [252] [253] [254] [252].

Normalizando o consumo de ambos os sistemas para 100 kg de combustível gaseificado, e utilizando os dados apresentados para realizar uma média de consumo de combustível vs produtos obtidos, adquire-se uma produção média de 282,36 Nm³ de syngas, com 0,004 m³ de alcatrão e 0,009 m³ de carvão, para o sistema de leito fixo, sendo que para o sistema de leito fluidizado, a produção média de syngas é de 131,19 Nm³, com a formação de 0,013 m³ de alcatrões e 0,013 m³ de carvão. Com este combustível, é possível verificar que a produção de syngas no sistema de leito fixo apresenta um valor que supera em duas vezes a produção de syngas no sistema de leito fixo, sendo muito mais eficiente tanto na redução dos carvões como dos alcatrões em syngas. Este aspeto, está intimamente relacionado com o rendimento de syngas de ambos os sistemas, onde o leito fixo apresenta um rendimento de 70,85 % e o leito fluidizado de 32,88 %.

5.4.3. Gaseificação de Peletes de Pinho

Na Tabela 9 estão apresentados os resultados dos ensaios de gaseificação para os peletes de pinho, na gaseificadora PP20 leito fixo. Estão apresentados os valores de produção, composição, poder calorífico inferior syngas, quantidade de subproduto e os principais parâmetros obtidos no decorrer da gaseificação.

Tabela 9: Caraterização da gaseificação de peletes de pinho no sistema de leito fixo.

		Amostras						
	Parâmetros	Uni.	1	2	3	4	5	6
Leito Fixo - Pinho	CO ₂	%	12,45	12,78	11,52	11,03	9,84	9,87
	C ₂ H ₄	%	0,97	0,79	0,73	0,49	0,11	0,10
	C ₂ H ₆	%	0,21	0,20	0,19	0,12	0,08	0,08
	C ₂ H ₂	%	0,08	0,05	0,04	0,02	0,02	0,00
	H ₂ S	%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	N ₂	%	59,95	57,03	54,87	52,98	52,27	48,20

CH ₄	%	4,10	3,21	3,35	3,28	3,21	2,15
CO	%	11,45	13,45	15,87	17,28	19,54	19,83
H ₂	%	9,27	11,81	13,21	13,67	14,42	18,25
PCI _{syngas}	MJ/m ³	4,67	4,75	5,20	5,21	5,30	5,36
T _{oxi}	°C	506	598	697	702	748	751
T _{red}	°C	219	375	451	507	578	602
P _{comb}	KPa	-17	-22	-15	-16	-13	-12
P _{react}	KPa	-52	-58	-21	-23	-21	-19
P _{filt}	KPa	-71	-78	-49	-57	-43	-38
V _{ar}	m ³ /h	14,24	14,20	13,11	12,14	11,95	9,89
T _{ar}	°C	15,60	15,80	16,60	17,10	17,20	17,80
V _{alcatrão}	m ³ /h	0,00012					
Q _{carvão}	kg/h	0,161					
ER	-	0,38	0,38	0,35	0,33	0,32	0,27
PCI _{comb}	MJ/kg	17,05					
η _{syngas}	%	93,42					
V _{syngas}	m ³ /h	18,54	19,46	18,62	17,89	17,95	16,09
Q _{comb}	kg/h	5,4					
Q _{comb}	m ³ /h	0,009					
Tempo de Ensaio	h	7					

Uma análise aos resultados obtidos, pode observar-se que a formação de H₂ aumenta com a temperatura. Este facto é provavelmente causado por hidrocarbonetos (aromáticos e alifáticos) que sofrem craqueamento (*cracking*) térmico e desidrogenação. Essas reações foram possivelmente catalisadas pelo conteúdo mineral presente na biomassa [261], compostos inorgânicos especialmente potássio, cálcio, sódio, silício, fósforo e cloro são os principais constituintes do conteúdo mineral presente na biomassa. Durante o processo de gaseificação da biomassa, estes inorgânicos, especialmente potássio e cálcio, catalisam a decomposição da biomassa e as reações de formação de subprodutos [262]. A concentração de CH₄ diminuiu com a temperatura, pois, quanto maior for a temperatura maior será a decomposição em carvão e H₂ [263]. Na Tabela 9 é possível verificar que o H₂ e o CH₄ são inversamente proporcionais, à medida que a temperatura aumenta.

O CO aumenta com a temperatura e pode ser produzido a partir do craqueamento do grupo carbonilo e da desidrogenação do grupo hidroxilo, que é seguida pela decomposição da hemicelulose [263] [264].

A Tabela 10 apresenta os resultados dos ensaios de gaseificação para os peletes de pinho, na gaseificadora de leito fluidizado.

Tabela 10: Caracterização da gaseificação de peletes de pinho no sistema de leito fluidizado.

		Amostras						
Parâmetros	Uni.	1	2	3	4	5	6	
Leito	CO ₂	%	16,1	17,2	16,3	16,7	15,4	17,1
	C ₂ H ₄	%	2,32	2,87	2,14	2,24	1,82	2,03

C ₂ H ₆	%	0,4	0,3	0,1	0,3	0,3	0,4
C ₂ H ₂	%	0	0	0	0	0	0
H ₂ S	%	0	0	0	0	0	0
N ₂	%	50,2	50,8	51,2	48,2	50,2	53,5
CH ₄	%	3,9	4,4	4,2	4,3	3,1	3,2
CO	%	17,9	16,3	17,8	18,6	18,7	14,6
H ₂	%	7,6	7,6	7,9	8,2	8,4	8,6
PCI _{syngas}	MJ/m ³	6,11	6,34	5,93	6,29	5,65	5,38
T ₁	°C	748	752	802	804	852	851
T ₂	°C	624	654	623	618	631	662
T ₃	°C	489	502	401	417	511	552
P _{reator}	KPa	-15,7	-38,5	-22,7	-34,7	-41,9	-51,2
P _{vácuo}	KPa	-36,2	-92,3	-59,6	-106,7	-112,4	-124,2
V _{ar}	m ³ /h	41	78	42	74	44	83
T _{ar}	°C	90	95	100	95	100	95
V _{alcatrão}	m ³ /h	0,0024	0,0059	0,0023	0,0057	0,0023	0,0055
Q _{carvão}	kg/h	0,84	3,2	1,3	3,2	1	3,1
ER	-	0,2	0,19	0,2	0,18	0,21	0,2
PCI _{comb}	MJ/kg				17,05		
η _{syngas}	%				47,31		
V _{syngás}	m ³ /h	48	81	53	78	47	95
Q _{comb}	kg/h	30	60	30	60	30	60
Tempo de Ensaio	h	7	7	7	7	7	7

A gaseificação de peletes de pinho foi realizada a diferentes condições de temperatura (750, 800 e 850 °C) e de caudal de combustível (30 kg/h e 60 kg/h), num reator de leito fluidizado borbulhante, conforme demonstrado na Tabela 10.

A composição do produto gasoso foi substancialmente alterada. O conteúdo de CO₂ foi relativamente mais alto a temperaturas mais baixas, e admissões mais baixas de combustível. A única exceção foi ao ensaio de número 6 (60 kg/h a 850 °C), onde se apresenta uma concentração muito alta (17,1%).

A concentração de CH₄ apresenta um comportamento muito semelhante ao do CO₂. Aumenta com a admissão de combustível, mas diminui à medida que se aumenta a temperatura ao longo dos ensaios.

Já as concentrações de CO e H₂ são de aproximadamente de 5% e 13% superiores com o aumento da temperatura, respetivamente. Sendo que, o H₂ apresenta tendência para aumentar com o aumento do caudal de combustível, e consequentemente com o tempo de residência no interior do reator.

O C₂H₄ foi comparativamente maior quando se realiza a gaseificação a baixa temperatura. A concentração de hidrocarbonetos está inversamente relacionada à temperatura do processo, o que indica a rápida degradação do hidrocarboneto, produzindo assim a composição de gás de síntese. A concentração mais elevada de gás de síntese, em

particular, CO e H₂ a temperaturas mais altas, pode estar associada à degradação de hidrocarbonetos e conversão térmica de CO₂ em CO [265].

Relativamente à comparação entre os dois sistemas de gaseificação para os peletes de pinho, pode observar-se diferenças em relação, ao PCI do syngas, formação de subprodutos (cinzas e alcatrões), ER e rendimento de syngas.

Nos ensaios de leito fixo, pode-se verificar que o PCI do syngas é relativamente inferior, principalmente a baixas temperaturas, aos ensaios realizados com o leito fluidizado. Tal facto, deve-se à maior produção de Metano e Etileno. O leito fixo, como não apresenta uma uniformidade na temperatura no leito, apresenta zonas onde as reações exotérmicas dominam, daí haver um maior cracking de hidrocarbonetos e o syngas apresentar menos concentração dos mesmos e mais concentração de H₂, principalmente a altas temperaturas. Outra grande diferença é a concentração de CO, que é relativamente alta e constante ao longo dos ensaios de leito fluidizado, enquanto que nos ensaios de leito fixo, tende a aumentar à medida que aumenta a temperatura. No entanto, o poder calorífico inferior do syngas dos dois processos de gaseificação, tendem a igualar à medida que a temperatura aumenta.

No que respeita ao ER (equação 23) do sistema de leito fluidizado, apresenta valores no limiar de um reator pirolítico, ou seja, ER abaixo ou próximos de 0,2, e por isso, sempre inferiores ao obtido pelo sistema de leito fixo. O ER no sistema de leito fixo tende a descer com a temperatura, embora apresente sempre valores superiores ao sistema de leito fluidizado.

Uma análise dos resultados no sistema de leito fixo, verifica-se uma diminuição da concentração de H₂ e CO de 19,83% para 11,15% e 18,25% para 9,27%, respetivamente, com o aumento do ER de 0,27 para 0,38. A principal razão para a diminuição de H₂ e CO pode estar relacionado com o aumento das reações de combustão, uma vez que, um ER de 0,38 se aproxima mais de um processo de combustão. E de facto, é possível verificar que houve um aumento da concentração de CO₂, de 9,87% para 12,45%, que está associado a processos de combustão no interior do reator. Para o sistema de leito fluidizado, a concentração de H₂ e CO mantêm-se, embora exista uma ligeira diminuição do conteúdo de CH₄, quando o ER aumenta de 0,18 para 0,21. Tal comportamento deve-se à proximidade entre os parâmetros de gaseificação, e por isso, não haver grandes diferenças na qualidade do syngas, à exceção a concentração de Metano e Etileno, que se deve ao aumento da temperatura com o aumento do ER.

O PCI do sistema de leito fixo aumentou com a diminuição do ER, esta questão pode estar relacionada com o aumento das concentrações de H₂ e CO. Para o leito fluidizado o comportamento foi muito semelhante, havendo uma formação de CH₄ e C₂H₄, derivado de um comportamento mais pirolítico do reator de gaseificação.

No que respeita a subprodutos formados durante as gaseificações, o sistema de leito fluidizado apresenta sempre uma formação de alcatrões e carvões, relativamente ao volume de syngas produzido, muito superior ao leito fixo. Como referido anteriormente, sistema de leito fixo apresenta ER no limite de um sistema de pirólise, apresentando, por isso, uma percentagem de material não convertido significativa [252]. Devido à composição do combustível, é bastante notório no sistema de leito fluidizado que, o aumento do caudal capitaliza o aumento dos subprodutos.

O tempo de residência inferior no sistema de leito fluidizado, leva a que as reações de craqueamento do combustível sejam em menor escala que no leito fixo, uma vez que, o syngas formado no leito fixo, sistema *downdraft*, obriga a que o syngas atravesse todo o leito do reator, sofrendo aí reações de craqueamento, que no leito fluidizado, sistema *updraft*, não sofre. Este motivo pode estar relacionado com a produção de subprodutos ser maior no leito fluidizado, quando comparado com o sistema de leito fixo [253] [254] [252]. No entanto, volta a afirmar-se que o sistema de leito fixo não apresenta órgãos especializado na limpeza do syngas produzido, e por este motivo, os resultados obtidos apresentarem algum grau de incerteza.

O efeito da temperatura operacional no reator de leito fluidizado, apresenta valores relativos à produção de alcatrões de acordo com a literatura [266] [267]. É possível observar um decréscimo da formação de alcatrões, nos testes realizados com 60 kg/h, à medida que a temperatura aumenta de $5,9 \times 10^{-3}$, $5,7 \times 10^{-3}$ e $5,5 \times 10^{-3}$ m³/h, às temperaturas de 752, 804 e 851 °C, respetivamente. Para os ensaios realizados com um caudal mássico de 30 kg/h, o volume de alcatrão mantém-se estável ao longo dos ensaios, descendo de $2,4 \times 10^{-3}$ à temperatura de 748 °C para $2,3 \times 10^{-3}$ às temperaturas de 802 °C e 852 °C. O efeito da temperatura operacional considera-se uma das chaves para a formação de alcatrão durante a gaseificação da biomassa. As temperaturas de operação superiores a 800 °C são recomendadas para minimizar a formação de alcatrão. No entanto, estas altas temperaturas favorecem a formação de escória da aglomeração das cinzas.

Ao normalizar para um consumo de 100 kg de combustível gaseificado no sistema de leito fixo, e utilizando os dados apresentados para realizar uma média de consumo de combustível vs produtos obtidos, adquire-se uma produção média de 331,73 Nm³ de syngas, com uma produção de 0,004 m³ de alcatrão e 0,008 m³ de carvão. Para o sistema de leito fluidizado a produção média de syngas é de 149,89 Nm³, com a formação de 0,009 m³ de alcatrões e 0,013 m³ de carvão.

Numa primeira análise, o sistema de leito fixo apresenta mais do dobro da produção de syngas do que o leito fluidizado. Neste ponto, pode também concluir-se que a maior produção de syngas do sistema de leito fixo tem uma influência enorme sobre o rendimento de syngas (93,42 %), o qual apresenta um valor de cerca de 47% superior, relativamente ao leito fluidizado (47,31 %).

No que respeita aos subprodutos formados, o leito fluidizado apresenta mais do dobro da formação de alcatrão (0,009 m³) do que o leito fixo (0,04 m³), muito por culpa da tecnologia do reator, ao permitir mais ou menos reações de *cracking* térmico, como abordado anteriormente. Relativamente à produção de carvão, os valores de ambos os sistemas já são mais próximos, para o volume de syngas produzido.

5.4.4. Resumo da comparação entre os dois reatores

Resumo comparativo dos principais resultados obtidos no decurso das gaseificações por leito fixo e leito fluidizado, às três biomassas testadas. São apresentados dados relativos à temperatura, poder calorífico inferior do syngas e dos principais gases que compõem o syngas.

Globalmente, todas as gaseificações realizadas apresentam o mesmo padrão. É possível observar que o leito fluidizado apresenta sempre maior temperatura de gaseificação, fruto de uma maior instrumentalização que, permite um melhor controlo e estabilização do equipamento.

O poder calorífico inferior do syngas é muito próximo em ambos os sistemas, sendo que o sistema de leito fluidizado apresenta-se um pouco superior para os ensaios com bagaço de azeitona, a temperaturas inferiores e superiores. A temperaturas intermédias o poder calorífico é semelhante em ambos os sistemas. No que se refere aos ensaios com *Miscanthus* o PCI do syngas apresenta-se maior para o sistema de leito fluidizado a temperaturas inferiores e, o inverso se passa à medida que a temperatura de gaseificação sobe em ambos os sistemas, o PCI do syngas do sistema de leito fixo apresenta-se superior ao do sistema de leito fluidizado. Para o ensaio com pinho, o PCI do syngas é superior a temperaturas mais baixas e intermédias, igualando-se a temperaturas superiores.

Relativamente à composição do syngás, no que respeita às concentrações de metano, monóxido de carbono e hidrogénio, os sistemas apresentam composições e comportamentos bastante diferentes. Para os ensaios com bagaço de azeitona, a concentração de metano apresenta-se sempre inferior no leito fixo. Pelo sentido inverso, as concentrações de CO e H₂ apresentam-se superiores no leito fixo, embora a concentração de H₂ tende a igualar à medida que a temperatura de gaseificação aumenta. Os ensaios com os *Miscanthus* mostraram que as concentrações de CO e H₂ são sempre superiores no leito fixo, sendo que a concentração de H₂ aumenta com o aumento da temperatura em ambos os casos. A concentração de metano é sempre superior no sistema de leito fluidizado e tende a diminuir com o aumento da temperatura. Para os ensaios de gaseificação com biomassa de pinho as concentrações de metano são idênticas e apresentam o mesmo comportamento ao longo dos ensaios. A concentração de CO é superior para o sistema de leito fluidizado a temperaturas mais baixas, e inverte-se quando os sistemas gaseificam a temperaturas mais altas. A concentração de H₂ é sempre superior no caso do leito fixo e, aumenta quando a temperatura de gaseificação aumenta, em ambos os sistemas.

Gaseificação térmica de biomassa lenhocelulósica – Uma abordagem tecno-económica de diferentes tecnologias de gaseificação.

CAPÍTULO VI

6. AVALIAÇÃO ECONÓMICA

Neste capítulo será realizada uma avaliação económica comparando as diferentes tecnologias utilizadas no estudo.

6.1. METODOLOGIA

Uma análise técnico-económica é desenvolvida para avaliar a viabilidade económica da instalação de um sistema de gaseificação, mini geração, de apoio a uma unidade industrial e/ou venda à rede elétrica nacional. No intuito de trazer esta análise o mais próximo possível de uma aplicação prática real, o estudo foi construído com base nos ensaios de gaseificação realizados no Instituto Politécnico de Portalegre.

São assumidos dois cenários de unidades de gaseificação, uma unidade de leito fluidizado com consumo de 100 kg/h de matéria-prima e outra de leito fixo com o mesmo consumo, e serão comparadas para avaliar qual o modelo mais viável em termos económicos. Os projetos preveem 7200 horas de funcionamento anual (300 dias por ano).

Admite-se que ambos os sistemas são do tipo “*Close-Coupled*” que produz o syngas no reator e posteriormente é queimado numa câmara adjacente, para produzir um gás de combustão quente. Este gás de combustão quente (com cerca 1025 °C) é utilizado para fazer vapor que, por sua vez, aciona uma turbina a vapor acoplada a um gerador elétrico. A vantagem do processo é que se pode alimentar com biomassa com um teor de humidade até 54%., evitando por isso, processos prévios de secagem. Com este sistema, também se subtraem custos relacionados com a limpeza do gás e preocupações relacionadas com a presença de cloro e enxofre na matéria-prima.

Com base num estudo de mercado, para um sistema completo de gaseificação de leito fluidizado, foram obtidos três valores distintos, 690 €/kWe, 2000 €/kWe e 3300 €/kWe (orçamentos em anexo). Recorrendo à literatura, os valores são semelhantes, e neste caso assume-se um custo de capital de 2000 €/kW para a unidade de leito fluidizado, como resultado de economias de tamanho relacionadas à implantação de uma unidade industrial [268]. Para o sistema de leito fixo, os valores de mercado de um sistema 130 kWe situam-se nos 2000 €/kWe [269]. Na literatura os valores são relativamente inferiores, muito devido à tecnologia (limpeza do syngas, armazenamento de energia através de baterias, aquecimento de água, motores, geradores, etc) associada ao sistema. *Susanto et al* [270] referem o valor de 486 €/kWe, outro autor, *Oloput et al.* [271] refere que o custo de um gaseificador *downdraft* com o gerador incluído tem o valor de cerca de 1314 €/kW, já *Wu et al.* [272] refere um valor próximo dos 300 €/kW. Como anteriormente referido, o sistema em estudo apesar de não necessitar de limpeza de syngas, de motores e outros componentes associados, deliberando-se deste modo um custo de 1500 €/kW para o sistema de leito fixo.

Os dois projetos são considerados para um total de 20 anos de vida (fase de arranque em 2021 para investimento inicial e implantação, e uma fase de operação de 2021 a 2041). Define-se uma vida útil de 20 anos uma vez que, de acordo com o fabricante principal, o equipamento atinge a meia idade aos 10 anos, onde existirá uma grande intervenção de

recuperação e possível atualização do sistema, de modo a que o mesmo resista a mais 10 anos de funcionamento [273].

Para a análise económica, são consideradas as gaseificações de peletes de pinho, peletes de *miscanthus* e bagaço de azeitona. Devido à atualidade nacional, onde o aumento da produção de azeite e as condições climatéricas (pouca pluviosidade) favoráveis à apanha rápida da azeitona, fazem com que o volume de azeitona que chegue aos lagares seja inusitado e, como consequência o volume de bagaço de azeitona ultrapassa a capacidade das três unidades de transformação que existem no Alentejo. Para as restantes matérias-primas, foram levados em consideração os seguintes aspetos: problemática dos incêndios florestais, falta de limpeza dos terrenos e área de regadio extensa (Alqueva).

A unidade de gaseificação semi-industriais será localizada junto a uma indústria de transformação de madeira ou matéria-prima florestal, parque industrial e/ou junto a uma unidade agroalimentar de processamento de azeitona ou de extração de óleo de bagaço de azeitona, de modo a que o impacto relacionado com o custo de transporte e abastecimento, seja o mais reduzido possível. A implementação de um sistema de gaseificação junto a estas unidades industriais assume a vantagem de se fazer autoconsumo e da existência de uma linha de energia próxima, para conexão da unidade à rede. Devido ao cenário traçado, de colocar a unidade próxima dos produtores de matéria-prima, que faz parte de uma estratégia importante para diminuição dos custos e ao mesmo tempo, para que a matéria-prima esteja sempre disponível à entrada da unidade. Neste caso, assume-se um custo sob a matéria-prima de 15 €/tonelada, visto que se vai aproveitar os rejeitados da indústria associada ou recolha próxima da plantação e a própria unidade prevê o pré-tratamento da mesma [274]. A gaseificação de misturas de biomassa florestal e resíduos agroalimentares, permite aumentar a eficiência de abastecimento, evitando a rutura da matéria-prima, por este motivo, a localização ideal seria junto a uma indústria de processamento de azeitona e/ou bagaço de azeitona e uma do ramo florestal.

Neste projeto pressupõe-se que a maior parte da energia elétrica gerada é utilizada para reduzir os requerimentos de energia primária (cerca de 50%), mas presume-se a venda de 50% da energia elétrica produzida para a rede nacional de energia. Nenhuma venda de calor é considerada, toda a energia residual térmica produzida, considera-se ser utilizada para secar a matéria-prima.

Tabela 11: Resumo dos parâmetros considerados.

Parâmetros	Unidades	
Consumo de matéria-prima	kg/h	100
Horas de funcionamento	h/ano	7200
Custos Leito Fixo	€/kW	1500
Custos Leito Fluidizado	€/kW	2000
Vida útil	anos	20
Início Funcionamento	ano	2021
Custo de matéria-prima	€	15

6.2. CONFIGURAÇÃO GERAL DO SISTEMA DE LEITO FLUIDIZADO

Todo o projeto terá como base de cálculo a admissão prevista de 100 kg/h ou 0,17 m³/h, num total de 4,08 m³ por dia (24 horas de funcionamento).

6.2.1. Principais Componentes do Processo

- Parques de Armazenamento e Tratamento de Biomassa (caso haja necessidade);
- Unidade de moagem;
- Unidade de peletização;
- Unidade de gaseificação;
- Subestação elétrica;
- Sala de controlo.

6.2.2. Principais Indicadores de Produção da Central

Para o consumo supracitado, a unidade será projetada de forma a que, a potência no ponto de receção seja de 100 kW, considerando um facto de Potência de 0,93.

A unidade de gaseificação, conforme anteriormente referido, tem uma capacidade de consumo de 100 kg/h de matéria-prima e as médias dos parâmetros de gaseificação, são apresentadas em seguida (Tabela 12). A escolha dos parâmetros para a análise económica teve como base o melhor poder calorífico inferior do syngas e a maior admissão de matéria-prima, como critério adotado.

Tabela 12: Caraterização da gaseificação dos três tipos de matérias-primas estudadas no sistema de leito fluidizado.

	Parâmetros	Uni.	Matérias-primas		
			Bagaço	<i>Miscanthus</i>	Pinho
Leito Fluidizado	CO ₂	%	19,92	13,00	17,20
	C ₂ H ₄	%	3,54	0,30	2,87
	C ₂ H ₆	%	0,47	0,00	0,30
	C ₂ H ₂	%	0,05	0,00	0,00
	H ₂ S	%	0,00	0,00	0,00
	N ₂	%	50,68	59,50	50,80
	CH ₄	%	4,58	4,96	4,40
	CO	%	10,50	14,78	16,30
	H ₂	%	11,40	6,71	7,60
	PCI syngas	MJ/m ³	6,62	4,55	6,34
Vsyngás	Nm ³ /h	156,67	130,50	135,00	
Valcatrão	m ³ /h	0,019	0,011	0,010	
Qcarvão	kg/h	6,500	5,500	5,333	

Conhecendo o rendimento da turbina a gás (37%) [275] e do gerador de produção de energia elétrica (90%) [276], obtém-se a seguinte expressão (Equação 26):

Peletes de bagaço de azeitona

$$Pe = Q_{\text{syngás}} \times PCI_{\text{syngás}} \times \eta_{\text{Turbina}} \times \eta_{\text{Gerador}} \quad (26)$$

$$Pe = 156,67 \times 6,62 \times 0,37 \times 0,9 = 345,37 \text{ MJ/h} = 95,94 \text{ kW}$$

Peletes de *Miscanthus*

$$Pe = Q_{\text{syngás}} \times PCI_{\text{syngás}} \times \eta_{\text{Turbina}} \times \eta_{\text{Gerador}} \quad (26)$$

$$Pe = 130,5 \times 4,55 \times 0,37 \times 0,9 = 197,73 \text{ MJ/h} = 54,93 \text{ kW}$$

Peletes de pinho

$$Pe = Q_{\text{syngás}} \times PCI_{\text{syngás}} \times \eta_{\text{Turbina}} \times \eta_{\text{Gerador}} \quad (26)$$

$$Pe = 135 \times 6,34 \times 0,37 \times 0,9 = 285,02 \text{ MJ/h} = 79,17 \text{ kW}$$

Como previsto no projeto, a unidade de gaseificação vai trabalhar durante 24h por dia, 300 dias por ano, o que se traduz num total energético de 690,77 MW/ano para os peletes de bagaço de azeitona, 395,50 MW/ano para os peletes de *Miscanthus* e de 570,02 MW/ano para os peletes de pinho.

Após o processo de armazenamento de matéria-prima, onde existe um pré-aquecimento para remoção de 15% de humidade, passando de 30% a 15%, a matéria-prima passa por uma cadeia visando a otimização (moagem e peletização), onde perde, no mínimo, mais 6 % de humidade. Posteriormente entrará diretamente no sistema de gaseificação.

A matéria-prima é gaseificada no reator de leito fluidizado, onde se converte em syngas. Após um sistema de remoção de material particulado, este syngas será queimado numa turbina para produção de energia elétrica, conforme se pode verificar no fluxograma da Figura 25.

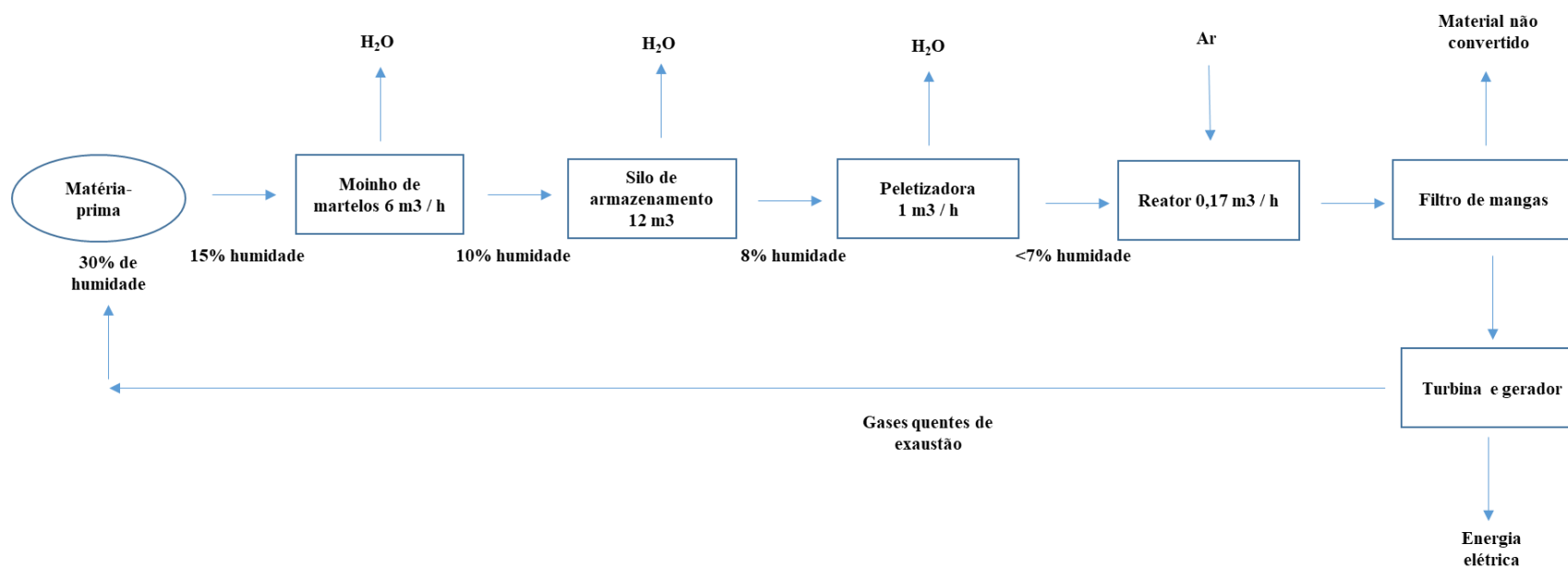


Figura 25: Fluxograma geral de processo para o sistema de leito fluidizado e leito fixo.

Tabela 13: Balanço de massas para as três matérias-primas testadas.

	Parâmetros	Uni.	Matéria-prima		
			Bagaço	<i>Miscanthus</i>	Pinho
Leito Fluidizado	Humidade matéria-prima rececionada	%	30	30	30
	Humidade à entrada da moagem	%	15	15	15
	Humidade à entrada da peletização	%	10	10	10
	Humidade à entrada da gaseificação	%	<7	<7	<7
	Matéria-prima gaseificada	m ³ /h	0,17	0,17	0,17
	Agente oxidante	m ³ /h	126,67	130	130
	Volume de carvão	m ³ /h	0,02	0,02	0,02
	Volume de alcatrão	m ³ /h	0,03	0,02	0,02
	Volume syngás	m ³ /h	261,11	217,50	225,00

6.2.3. Principais Componentes da Instalação

O projeto compreende um ciclo que se inicia com uma nave de armazenamento de matéria-prima (silo) com capacidade de 12 m³, um processo de moagem (moinho de martelos) com capacidade de até 6 m³ por hora (3600 kg/h) e um sistema de densificação de matéria-prima (peletização) que é composto por um alimentador e uma peletizadora com uma capacidade de 1 m³ por hora (600 kg/h). A jusante dos sistemas referidos encontra-se um gaseificador com capacidade de gaseificação de até 100 kg/h. Este é composto por silos de armazenamento de peletes de matéria-prima, bem como um sistema de alimentação, um reator de 5 m de altura e 0,8 m de diâmetro, um permutador de calor que ao mesmo tempo eleva a temperatura do agente oxidante, um sistema de recolha de material particulado (material não convertido e cinzas) e, por último, uma turbina a gás ligada a um gerador para obtenção de energia elétrica (autoconsumo e venda) e energia térmica (autoconsumo).

6.2.4. Potência Total a Instalar e Potência a Injetar no Ponto de Receção

6.2.4.1. Potência Total a Instalar

- Potência Bruta (potência nos bornes do gerador): 100 kW;
- Rendimento do Transformador Elevador: 99,20%.
- Perdas na Linha (%): 1,80%.
- Ponto de Receção:
- Potência máxima a injetar no ponto de receção (MW): 0.100 MW;
- Facto de Potência: 0,93;

6.2.4.2. Balanço Energético

Para a unidade de armazenamento e secagem de matéria prima, está previsto um silo de 12 m³, com tapete de alimentação e eclusa de saída de matéria-prima. O silo prevê-se que funcione 1 hora por dia, apresentando um consumo diário de 2,73 kW (Tabela 14).

Tabela 14: Potência instalada no silo de armazenamento de matéria-prima.

Silo	Equipamento	Potencia (kW)
	Alimentador	0,75
Eclusa	1,73	
10% do Consumo Total	0,25	
Total	2,73	

Em seguida existe um processo de moagem de matéria-prima, num moinho de martelos de 6 m³/h, que funcionará uma hora por dia e terá um consumo diário de 9,63 kW (Tabela 15).

Tabela 15: Potência instalada no moinho de martelos.

Moinho	Equipamento	Potencia (kW)
	Alimentador	0,75
Eclusa	1,5	
Eclusa	1,5	
Bomba de Vácuo	5	
10% do Consumo Total	0,88	
Total	9,63	

A unidade de densificação prossupõe uma produção de peletes de 1 m³/h, funcionando 4,5 h/dia, o que perfaz um consumo diário de 51,98 kW (Tabela 16).

Tabela 16: Potência instalada na peletizadora.

Peletização	Equipamento	Potencia (kW)
	Motor	10
Sem Fim	0,5	
10% do Consumo Total	1,05	
Total	11,55	

A unidade de gaseificação de leito fluidizado caracteriza-se por ser a unidade que mais labora de todas as unidades (24 horas por dia), e devido a esta questão, apresenta consumos diários na ordem dos 369,6 kW.

Tabela 17: Consumo total unidade de gaseificação.

Gaseificador a	Equipamento	Potencia (kW)
	Compressor Válvulas 100L	1,5
Compressor Válvulas 100L	1,5	
Tapete de Alimentação	5,5	

Sem Fim Alimentação	1
Bomba Ar	1,5
Bomba Vácuo	3
10% do Consumo Total	1,4
Total	15,4

A soma de todos os consumos da unidade por dia, representa-se na Tabela 18.

Tabela 18: Consumo total da unidade.

Unidade	Energia Elétrica (kW/dia)
Silo	2,73
Moinho	9,63
Peletizadora	51,98
Gaseificadora	369,6
Total	433,94

Na Tabela 19 apresenta-se os indicadores relativos à energia elétrica produzida.

Tabela 19: Produção de energia elétrica total da unidade.

Equipamento	Energia Elétrica (kW/dia)
Gaseificadora (bagaço)	2302,56
Gaseificadora (<i>Miscanthus</i>)	1318,32
Gaseificadora (pinho)	1900,08

A

Figura 26 mostra um resumo geral de Inputs e Outputs do processo, para um dia típico de operação, onde estão representados os principais fluxos energéticos em conformidade com o projeto de execução dos principais equipamentos.

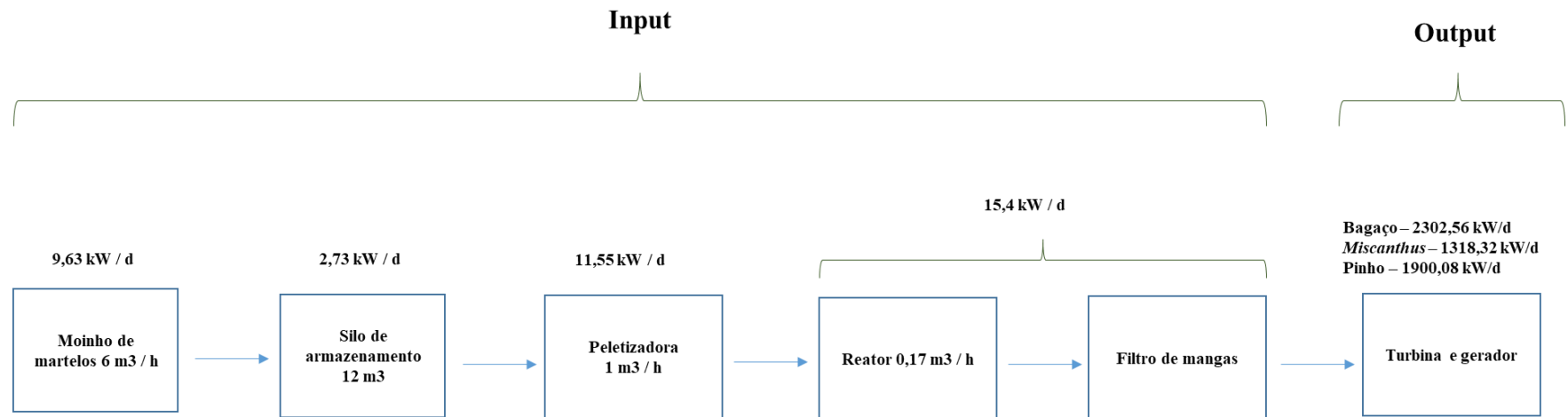


Figura 26: Fluxograma geral de processo de fluxo de energia para o sistema de leito fluidizado relativo a um dia de trabalho.

6.2.5. Análise de viabilidade económica

O lucro obtido será a venda de energia elétrica. A produção total ano, que corresponde a uma laboração de 24 horas por dia e 300 dias por ano (Equação 27).

$$\text{Bagaço} - E_{\text{produzida}} = E_{\text{pdia}} \times 300 = 2302,56 \times 300 = 690,77 \text{ MW/ano} \quad (27)$$

$$\text{Miscanthus} - E_{\text{produzida}} = E_{\text{pdia}} \times 300 = 1318,32 \times 300 = 395,50 \text{ MW/ano} \quad (27)$$

$$\text{Pinho} - E_{\text{produzida}} = E_{\text{pdia}} \times 300 = 1900,08 \times 300 = 570,02 \text{ MW/ano} \quad (27)$$

Como a unidade prevê autoconsumo, é obrigatório contabilizar a energia elétrica consumida anualmente, que corresponde sensivelmente a 130 MW ano (Equação 28).

$$E_{\text{consumida}} = E_{\text{cdia}} \times 300 = 433,94 \times 300 = 130,18 \text{ MW/ano} \quad (28)$$

A diferença entre a $E_{\text{produzida}}$ e a $E_{\text{consumida}}$ resulta na energia elétrica que se vende à rede elétrica nacional, num total de 560,77 MW ano para a matéria-prima bagaço de azeitona, 265,32 MW para os *Miscanthus* e 439,84 para o pinho, o que após as perdas na linha (1,8%), corresponde a um total de 550,68, 260,54 e 431,92 MW ano, respetivamente. Segundo a Portaria n.º 15/2015, o preço de venda de cerca de 0,12 € o kW.

Resumo dos parâmetros obtidos podem ser observados na Tabela 18.

Tabela 20: Consumo total da unidade.

Unidade	Energia Consumida (GW/ano)	Energia Produzida (GW/ano)		
		Bagaço	<i>Miscanthus</i>	Pinho
Silo	0,001	-	-	-
Moinho	0,003	-	-	-
Peletizadora	0,016	-	-	-
Gaseificador	0,111	-	-	-
Gaseificador	-	0,561	0,265	0,440
Perdas rede	0,031	-	-	-
Total	0,13	0,551	0,261	0,432

6.2.6. Justificação dos custos do equipamento

Neste ponto recorreu-se aos custos dos equipamentos que foram testados para o ensaio de gaseificação das matérias-primas estudadas. No que se refere a obras de engenharia civil, os preços dos equipamentos já contemplam esses custos, como por exemplo fossas de receção e nave Tabela 21. A unidade de moagem para 6 m³ hora tem um custo aproximado de 70.000 €, unidade instalada e pronta a arrancar [277] [278] (inclui o preço do silo de secagem). Para a unidade de peletização os custos de mercado são de 200.000 € [279] [278]. A unidade de gaseificação tem um custo aproximado 2000 €/kW [278].

Tabela 21: Custo total das unidades previstas.

Unidade	Preço (€)		
	Bagaço	<i>Miscanthus</i>	Pinho
Moinho (Silo incluído)	70.000	70.000	70.000
Peletizadora	200.000	200.000	200.000
Gaseificadora	191.880	109.860	158.340
Investimento	461.880	379.860	428.340

Para os custos de operação propôs-se um salário mensal de 1201 € para quatro operadores, e para os custos de manutenção, um valor anual de 3 % [280] do custo de cada unidade:

Tabela 22: Custo de manutenção e operação.

Custos	Preço (€)		
	Bagaço	<i>Miscanthus</i>	Pinho
Manutenção Moinho	2.100	2.100	2.100
Manutenção Peletizadora	6.000	6.000	6.000
Manutenção Gaseificadora	5.756	3.296	4.750
Custos de operação	67.929	67.929	67.929
Total	81.785	79.325	80.779

6.3. CONFIGURAÇÃO GERAL PARA O SISTEMA DE LEITO FIXO

Todo o projeto terá como base de cálculo a admissão prevista de 100 kg/h ou 0,17 m³/h, num total de 4,08 m³/dia (24 horas de funcionamento).

6.3.1. Principais Componentes do Processo

- Parques de Armazenamento e Tratamento de Biomassa (caso haja necessidade);
- Unidade de moagem;
- Unidade de peletização;
- Unidade de gaseificação;
- Subestação elétrica;
- Sala de controlo.

6.3.2. Principais Indicadores de Produção da Central

A unidade será projetada de forma a que a potência a injetar no ponto de receção seja de 200 kW, considerando um factor de Potência de 0,93.

A unidade de gaseificação, conforme anteriormente referido, tem uma capacidade de consumo de 100 kg/h de matéria-prima e as médias dos parâmetros de gaseificação para as três matérias-primas estudadas, são apresentadas na Tabela 23.

Tabela 23: Caracterização da gaseificação das três matérias-primas para o sistema de leito fixo.

	Parâmetros	Uni.	Matérias-primas		
			Bagaço	<i>Miscanthus</i>	Pinho
Leito Fixo	CO ₂	%	12,78	8,50	9,87
	C ₂ H ₄	%	0,82	0,40	0,10
	C ₂ H ₆	%	0,21	0,04	0,08
	C ₂ H ₂	%	0,02	0,03	0,00
	H ₂ S	%	0,05	0,05	0,00
	N ₂	%	52,27	54,20	48,20
	CH ₄	%	3,21	2,10	2,15
	CO	%	16,11	19,20	19,83
	H ₂	%	14,42	15,30	18,25
	PCI syngas	MJ/m ³	5,84	5,12	5,36
Vsyngás	Nm ³ /h	330,68	230,91	297,96	
Valcatrão	m ³ /h	0,003	0,004	0,002	
Qcarvão	kg/h	6,10	3,40	2,98	

Conhecendo o rendimento da turbina a gás (37%) [275] e do gerador de produção de energia elétrica (90%) [276], obtém-se a seguinte expressão (Equação 26):

Peletes de bagaço de azeitona

$$Pe = Q_{\text{syngás}} \times PCI_{\text{syngás}} \times \eta_{\text{Turbina}} \times \eta_{\text{Gerador}} \quad (26)$$

$$Pe = 330,68 \times 5,84 \times 0,37 \times 0,9 = 643,08 \text{ MJ/h} = 178,63 \text{ kW}$$

Peletes de *Miscanthus*

$$Pe = Q_{\text{syngás}} \times PCI_{\text{syngás}} \times \eta_{\text{Turbina}} \times \eta_{\text{Gerador}} \quad (26)$$

$$Pe = 230,91 \times 5,12 \times 0,37 \times 0,9 = 393,69 \text{ MJ/h} = 109,36 \text{ kW}$$

Peletes de pinho

$$Pe = Q_{\text{syngás}} \times PCI_{\text{syngás}} \times \eta_{\text{Turbina}} \times \eta_{\text{Gerador}} \quad (26)$$

$$Pe = 297,96 \times 5,36 \times 0,37 \times 0,9 = 531,82 \text{ MJ/h} = 147,73 \text{ kW}$$

Como previsto no projeto, a unidade de gaseificação vai trabalhar durante 24h por dia, 300 dias por ano, o que se traduz num total de 1,29 GW/ano para a matéria-prima bagaço de azeitona, 0,787 GW/ano para os peletes de *Miscanthus* e de 1,06 GW/ano para os peletes de pinho.

O processo até ao gaseificador será idêntico ao do leito fluidizado. Posteriormente a matéria-prima é gaseificada no reator de leito fixo, onde se converte em syngas. Após limpeza num sistema de filtros (para remoção do material particulado), o syngas será queimado numa turbina a gás para produção de energia elétrica, conforme é possível verificar na **Erro! A origem da referência não foi encontrada.**, que mostra o Fluxograma Geral de Processo para os dois sistemas, para um dia típico de operação, onde estão representados os principais fluxos de massas em conformidade com o projeto de execução dos principais equipamentos.

Um resumo do balanço obtido para cada biomassa estudada é apresentado na Tabela 23.

Tabela 24: Balanço de massas para as três matérias-primas testadas no sistema de leito fixo.

		Matéria-prima			
Parâmetros		Uni.	Bagaço	<i>Miscanthus</i>	Pinho
Leito Fixo	Humidade matéria-prima rececionada	%	30	30	30
	Humidade à entrada da moagem	%	15	15	15
	Humidade à entrada da peletização	%	10	10	10
	Humidade à entrada da gaseificação	%	<7	<7	<7
	Matéria-prima gaseificada	m ³ /h	0,17	0,17	0,17
	Agente oxidante	m ³ /h	126,67	130	183,15
	Volume de carvão	m ³ /h	0,006	0,01	0,005
	Volume de alcatrão	m ³ /h	0,003	0,004	0,002
	Volume syngás	m ³ /h	330,68	230,91	297,96

6.3.3. Principais Componentes da Instalação

Um pouco à imagem do que sucedeu com o sistema de leito fluidizado, o projeto compreende um ciclo que se inicia com uma nave de armazenamento de matéria-prima com capacidade de 12 m³, um moinho de martelos com capacidade de até 6 m³ por hora (3600 kg/h) e um sistema de densificação de matéria-prima (peletização) que é composto por um alimentador e uma peletizadora com uma capacidade de 1 m³/hora (600 kg/h). A jusante dos sistemas referidos encontra-se um gaseificador com capacidade de gaseificação de até 100 kg por hora. Este é composto por silos de armazenamento de peletes de matéria-prima, bem como um sistema de alimentação, um reator de 3 m de altura e 0,5 m de diâmetro, um permutador de calor que passa energia térmica para o agente oxidante, um sistema de recolha de material particulado, um sistema de recolha de condensados e, por último, uma turbina ligada a um gerador para obtenção de energia elétrica (autoconsumo e venda) e energia térmica (autoconsumo).

6.3.4. Potência Total a Instalar e Potência a Injetar no Ponto de Receção

- Potência Total a Instalar;

- Potência Bruta (potência nos bornes do gerador): 200 kW;
- Rendimento do Transformador Elevador: 99,20%.
- Perdas na Linha (%): 1,80%.
- Ponto de Receção:
- Potência máxima a injetar no ponto de receção (MW): 0.200 MW;
- Facto de Potência: 0,93.

6.3.5. Balanço Energético

Para a unidade de armazenamento e secagem de matéria prima, está previsto um silo de 12 m³, com tapete de alimentação e eclusa de saída de matéria-prima. O silo prevê-se que funcione 1 hora por dia, apresentando um consumo diário de 2,73 kW (Tabela 25).

Tabela 25: Potencia instalada no silo de armazenamento de matéria-prima.

Silo	Equipamento	Potencia (kW)
	Alimentador	0,75
Eclusa	1,73	
10% do Consumo Total	0,25	
Total	2,73	

Em seguida existe um processo de moagem de matéria-prima, num moinho de martelos de 6 m³/h, que funcionará uma hora por dia e terá um consumo diário de 9,63 kW (Tabela 26).

Tabela 26: Potencia instalada no moinho de martelos.

Moinho	Equipamento	Potencia (kW)
	Alimentador	0,75
Eclusa	1,5	
Eclusa	1,5	
Bomba de Vácuo	5	
10% do Consumo Total	0,88	
Total	9,63	

A unidade de densificação pressupõe uma produção de peletes de 1 m³/h, funcionando 4,5 h por dia, o que perfaz um consumo diário de 51,98 kW (Tabela 27).

Tabela 27: Potencia instalada na peletizadora.

Peletização	Equipamento	Potencia (kW)
	Motor	10
Sem Fim	0,5	
10% do Consumo Total	1,05	
Total	11,55	

A unidade de gaseificação de leito fixo caracteriza-se por ser a unidade que mais labora de todas as unidades (24 horas por dia), e devido a esta questão apresenta consumos diários na ordem dos 448,8 kW (Tabela 28).

Tabela 28: Consumo total unidade de gaseificação.

Gaseificadora	Equipamento	Potencia (kW)
	Compressor Válvulas 100L	1,5
	Compressor Válvulas 100L	1,5
	Tapete de Alimentação	5,5
	Sem Fim Alimentação	1
	Bomba Ar	1,5
	Bomba Vácuo	3
	10% do Consumo Total	1,4
	Total	15,4

Na Tabela 29 são apresentadas as soma de todos os consumos da unidade por dia, representa-se em seguida:

Tabela 29: Consumo total da unidade.

Unidade	Energia Elétrica (kW/dia)
Silo	2,73
Moinho	9,63
Peletizadora	51,98
Gaseificadora	369,6
Total	433,94

Relativamente aos indicadores relativos à energia elétrica produzida (Tabela 30).

Tabela 30: – Produção de energia elétrica total da unidade.

Equipamento	Energia Elétrica (kW/dia)
Gaseificadora (bagaço)	4287,17
Gaseificadora (<i>Miscanthus</i>)	2624,64
Gaseificadora (pinho)	3545,52

A

Figura 27 mostra o Fluxograma Geral de Inputs e Outputs do processo, para um dia típico de operação, onde estão representados os principais fluxos energéticos em conformidade com o projeto de execução dos principais equipamentos.

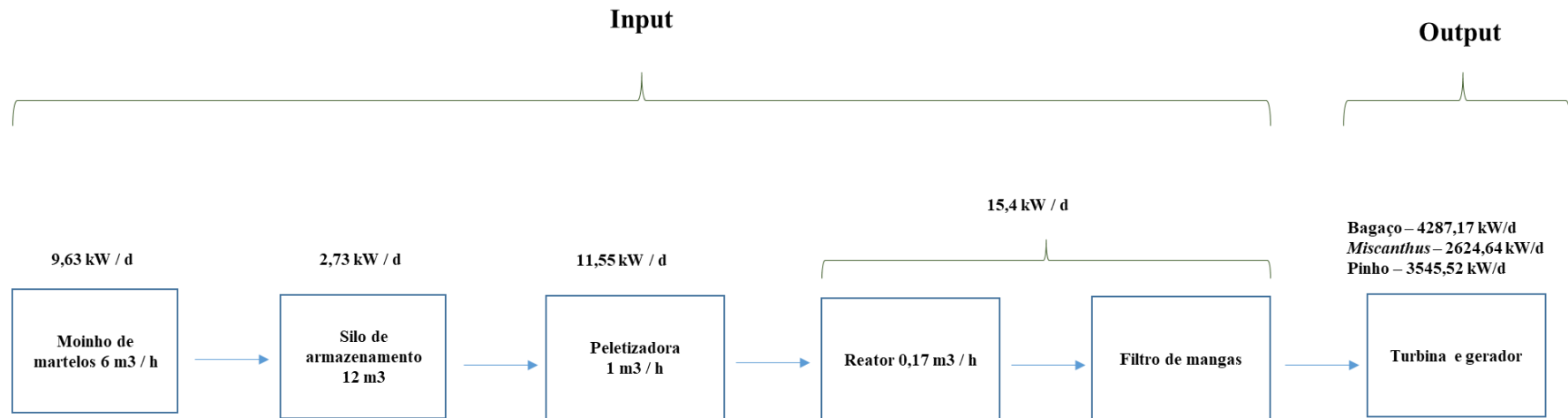


Figura 27: Fluxograma geral de processo de fluxo de energia para o sistema de leito fixo.

6.3.6. Análise de viabilidade económica

A energia elétrica produzida será o lucro do projeto. A produção total ano, que corresponde a uma laboração de 24 horas por dia e 300 dias por ano.

$$\text{Bagaço} - E_{\text{produzida}} = E_{\text{pdia}} \times 300 = 4287,17 \times 300 = 1,29 \text{ GW/ano} \quad (27)$$

$$\text{Miscanthus} - E_{\text{produzida}} = E_{\text{pdia}} \times 300 = 2624,64 \times 300 = 0,787 \text{ GW/ano} \quad (27)$$

$$\text{Pinho} - E_{\text{produzida}} = E_{\text{pdia}} \times 300 = 3545,52 \times 300 = 1,06 \text{ GW/ano} \quad (27)$$

Como a unidade prevê autoconsumo, é obrigatório contabilizar a energia elétrica consumida anualmente, que corresponde sensivelmente a 0,13 GW ano.

$$E_{\text{consumida}} = E_{\text{cdia}} \times 300 = 433,94 \times 300 = 0,13 \text{ GW ano} \quad (28)$$

A diferença entre a $E_{\text{produzida}}$ e a $E_{\text{consumida}}$ resulta na venda de energia elétrica à rede elétrica nacional, num total de, e após perdas na linha de (1,8%), 1,14 GW ano para a matéria-prima bagaço de azeitona, 0,65 GW para os *Miscanthus* e 0,91 para o pinho, sendo o preço de venda de cerca de 0,12 €/kW (Portaria n.º 15/2015).

Resumo dos parâmetros obtidos podem ser observados na Tabela 18.

Tabela 31: Consumo total da unidade.

Unidade	Energia Consumida (GW/ano)	Energia Produzida (GW/ano)		
		Bagaço	<i>Miscanthus</i>	Pinho
Silo	0,001	-	-	-
Moinho	0,003	-	-	-
Peletizadora	0,016	-	-	-
Gaseificador	0,111	-	-	-
Gaseificador	-	1,29	0,79	1,06
Perdas rede	0,031	-	-	-
Total	0,13	1,14	0,65	0,91

6.3.7. Justificação dos custos do equipamento

Neste ponto recorreu-se aos custos dos equipamentos que foram testados para o ensaio de gaseificação das matérias-primas estudadas. No que se refere a obras de engenharia civil, os preços dos equipamentos já contemplam esses custos, como por exemplo fossas de receção e nave Tabela 32.

A unidade de moagem para 6 m³ hora tem um custo aproximado de 70.000 €, unidade instalada e pronta a arrancar [277] [278] (inclui o preço do silo de secagem). Para a unidade de peletização os custos de mercado são de 200.000 € [279][278]. A unidade de gaseificação tem um custo aproximado 1500 €/kW€ [278].

Tabela 32: – Custo total das unidades previstas.

	Unidade		Preço (€)
	Bagaço	<i>Miscanthus</i>	Pinho
Moinho (Silo incluído)	70.000	70.000	70.000
Peletizadora	200.000	200.000	200.000
Gaseificadora	267.945	164.040	221.595
Investimento	537.945	434.040	491.595

Para os custos de operação propôs-se um salário mensal de 1201 € para quatro operadores, e para os custos de manutenção, um valor anual de 3 % [280] do custo de cada unidade (Tabela 33).

Tabela 33: Custo de manutenção e operação.

Custos	Preço (€)		
	Bagaço	<i>Miscanthus</i>	Pinho
Manutenção Moinho	2.100	2.100	2.100
Manutenção Peletizadora	6.000	6.000	6.000
Manutenção Gaseificadora	8.038	4.921	6.648
Custos de operação	67.929	67.929	67.929
Total	84.067	80.950	82.677

6.4. RESUMO DA ANÁLISE ECONÓMICA PARA OS SISTEMAS E MATÉRIAS-PRIMAS ESTUDADOS

A Tabela 34 detalha as premissas económicas utilizadas para construir o modelo de viabilidade económico, baseado no planeamento desenvolvido para calcular o valor atual líquido (VAL ou NPV – *Net Present Value*) do projeto, a taxa interna de retorno (TIR) e o *Payback* ou período de retorno (PB ou TR). Os três métodos são indicadores comuns importantes nas decisões de investimento.

O Valor Atual Líquido (VAL) é calculado para se conhecer qual o valor atual de um investimento, bem como a sua rentabilidade. O cálculo do NPV é feito atualizando todo o fluxo de caixa de um investimento para o valor de atual, utilizando uma taxa de desconto no cálculo conhecida como Taxa Mínima de Atratividade (TMA).

A fórmula para o cálculo da VAL é a seguinte:

$$VAL = \sum_{j=1}^n \frac{FC_j}{(1+TMA)^j} - Investimento\ Inicial$$

FC = Fluxo de caixa;

TMA = Taxa mínima de atratividade;

j = período de cada fluxo de caixa.

A Taxa Interna de Retorno (TIR), também conhecida em por *Internal Rate of Return* (IRR), é uma taxa usada como referência para quando um investimento pode ter retorno igual a zero.

A TIR é utilizada como uma taxa de desconto, pois atualiza-se os valores para o momento inicial do investimento, diferente das taxas de juros em que o valor final está capitalizado, ou seja, acumulado. O cálculo é feito somando cada entrada do fluxo de caixa menos o investimento inicial, em que este valor seja igual a zero, através da fórmula:

$$TIR = \sum_{j=1}^n \frac{FC_i}{(1+TIR)^i} - Investimento\ Inicial$$

FC = fluxos de caixa;

i = período de cada investimento;

N = período final do investimento.

O *payback* ou período de retorno, é um indicador do tempo de retorno de um investimento. Diz respeito ao período em que a empresa irá levar para devolver aos seus cofres o dinheiro aplicado em um novo projeto ou investimento.

É uma informação crucial no momento em se determina a opção por investir, atuando enquanto indicador de risco. Ao calcular o *payback*, o gestor não considera apenas os ganhos futuros, mas o tempo para obtenção dos valores e o montante que deverá ser retirado. Configurando-se assim como um método de tomada de decisões, em que o gestor pode comparar projetos e investimentos e alocar recursos de forma mais produtiva com base no *payback* [281].

Os fluxos de caixa considerados para cálculos de despesas e receitas foram: investimento inicial; Custos de O&M; e receitas de vendas de eletricidade para a rede e autoconsumo. Todos os fluxos de caixa, exceto o investimento inicial que ocorre apenas na fase de arranque do projeto, estendem-se ao longo dos 20 anos de vida do projeto, sendo todos os custos e receitas atualizados para o ano a que correspondem. O fluxo de caixa anual total é dado pela soma de todos os custos e receitas de cada ano. A receita anual é dada pela multiplicação da produção anual de eletricidade pela tarifa de venda de eletricidade, e pela poupança na compra de eletricidade devido ao autoconsumo. O fluxo de caixa anual considera os custos anuais totais, receitas e economia de eletricidade. Por último, o VAL cumulativo é determinado para fornecer o valor presente do fluxo de caixa de investimento negativo e positivo. Toda a análise é realizada a preços, receitas e taxas de impostos de valor agregado atuais. As taxas de inflação implementadas para 2020 e 2021 baseiam-se nas previsões do Banco de Portugal. Os valores obtidos para o processo de gaseificação térmica de leito fluidizado, podem ser observados na Tabela 34.

Tabela 34: Resumo das despesas e lucros para o processo de gaseificação de leito fluidizado.

Parâmetros Económicos	Leito Fluidizado		
	Bagaço	<i>Miscanthus</i>	Pinho
Inflação (%)	1,60	1,60	1,60
Investimento Inicial (€)	461 880	379 860	428 340
Custo O&M (€)	81 785	79 325	80 779
Custo Matéria-Prima (€ ano)	35 280	41 040	49 680
Energia Produzida (GW ano)	0,551	0,261	0,432
Autoconsumo (GW ano)	0,13	0,13	0,13
Venda de Ee (GW ano)	0,551	0,261	0,432

Tarifa Energética (€/kW) – Venda*	0,12	0,12	0,12
Tarifa Energética (€/kW) – Compra*	0,15	0,15	0,15

*Fonte: Cardoso et al. 2020 [268]

** Fonte: EDP, [282].

Para o processo de gaseificação térmica através do sistema de leito fixo, apresenta-se os dados da Tabela 35.

Tabela 35: Resumo das despesas e lucros para o processo de gaseificação de leito fixo.

Parâmetros Económicos	Leito Fixo		
	Bagaço	<i>Miscanthus</i>	Pinho
Inflação (%)	1,60	1,60	1,60
Investimento Inicial (€)	537 945	434 040	491 595
Custo O&M (€)	84 067	80 950	82 677
Custo Matéria-Prima (€ ano)	35 280	41 040	49 680
Energia Produzida (GW ano)	1,14	0,65	0,91
Autoconsumo (GW ano)	0,13	0,13	0,13
Venda de Ee (GW ano)	1,14	0,65	0,91
Tarifa Energética – Venda*	0,12	0,12	0,12
Tarifa Energética – Compra**	0,15	0,15	0,15

*Fonte: [274].

** Fonte: [282].

Com os dados obtidos, todos os projetos são impraticáveis, como pode ser observado na Tabela 36.

Tabela 36: Resumo dos três indicadores para os valores obtidos para cada projeto.

		Leito Fluidizado			Leito Fixo		
		Bagaço	<i>Miscanthus</i>	Pinho	Bagaço	<i>Miscanthus</i>	Pinho
VAL	€	-645 507	-753 160	-747 620	-398 701	-593 833	-548 749
TIR	%	-	-	-	-11,31	-21,54	-16,32
PB	anos	-	-	-	-	-	-

Pelo exposto, faz-se necessário recorrer a uma linha de financiamento para produção de energia renovável que, financie o equipamento na sua globalidade (moinho, peletizadora e gaseificadora) em pelo menos 75 % e, suporte os encargos de operação (remuneração dos funcionários) em 75 %, num período de 3 anos. Atualmente, existem algumas linhas de candidatura a projetos, que correspondem a financiamento a fundo perdido e que se adequam às premissas necessárias para a execução do projeto, tais como, SI (sistemas de incentivos) e projetos em copromoção pertencentes ao Portugal 2020. Mesmo com este apoio, será necessário reduzir os custos com a matéria-prima, adotando-se por este motivo, uma redução de cerca de 50 %.

Tendo em consideração um financiamento de 75 % do valor total do projeto e uma redução de 50 % nos custos de matéria-prima para instalação de uma unidade piloto, apresenta-se as seguintes análises de viabilidade económica, para os projetos propostos.

As Figura 28, Figura 29, Figura 30 mostra os resultados do modelo económico para os cálculos do VAL (Valor Atual Líquido a 15 anos, embora o tempo de vida útil de 20 anos), TIR (Taxa Interna de Rentabilidade) e PB (*Payback* ou Período de Retorno) num período de 15 anos, para o processo de gaseificação térmica por leito fluidizado, correspondendo à gaseificação do bagaço de azeitona, *Miscanthus* e pinho, respetivamente. Para o Valor Atual Líquido afirma que um investimento deve ser aceite se o $VAL > 0$ e rejeitado se o $VAL < 0$. A TIR designa-se pela taxa de retorno esperada oferecida pelo projeto e é dada pelo momento em que o VAL é igual a zero. O PB caracteriza-se como sendo o ano em que o fluxo de caixa acumulado fica positivo, fornecendo a quantidade exata de tempo necessária para recuperar os investimentos iniciais de capital, realizados.

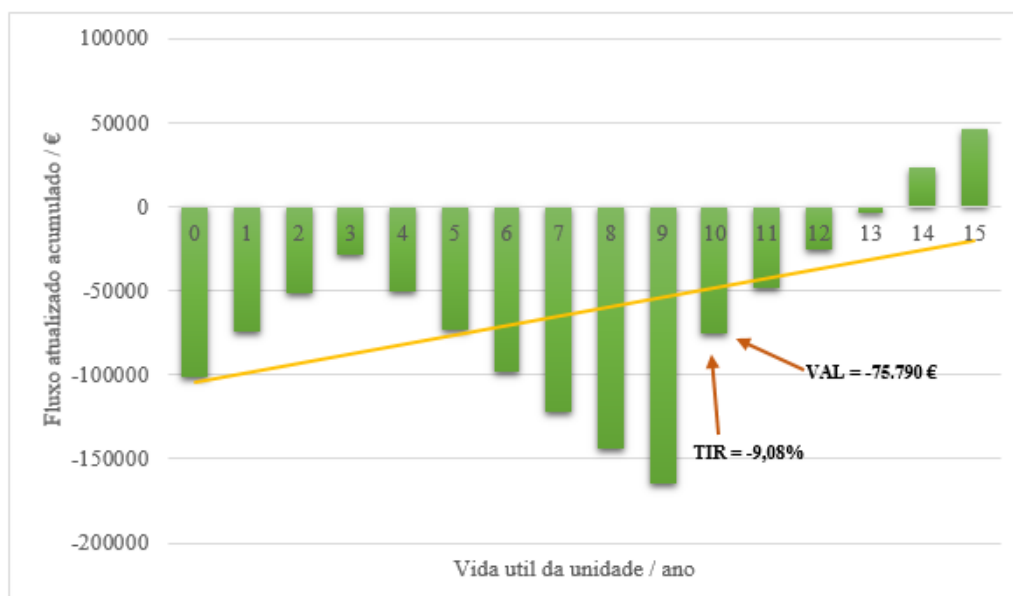


Figura 28: Fluxos atualizados gaseificação leito fluidizado bagaço de azeitona.

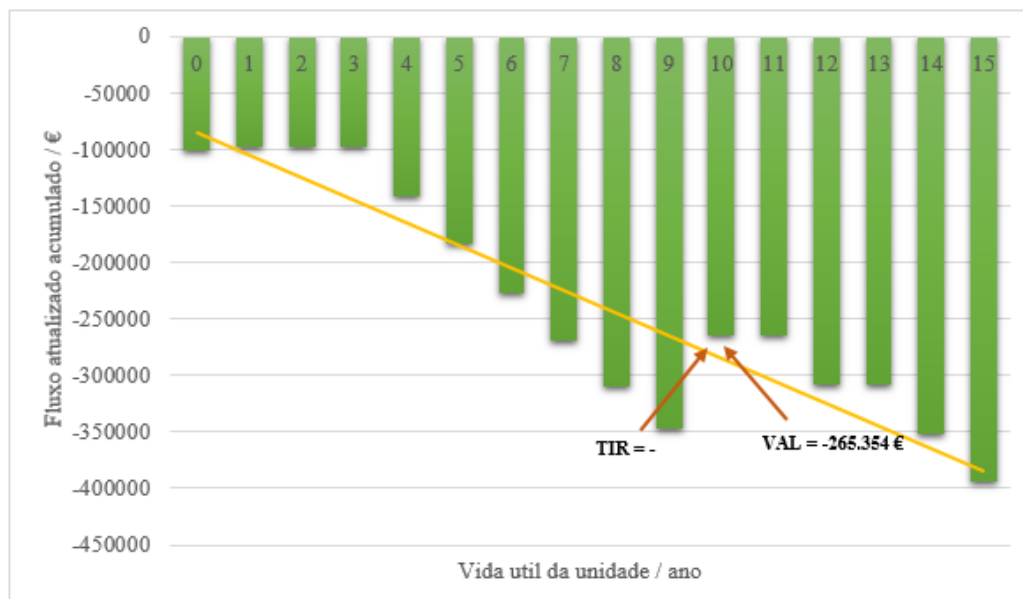


Figura 29: Fluxos atualizados gaseificação leito fluidizado *Miscanthus*.

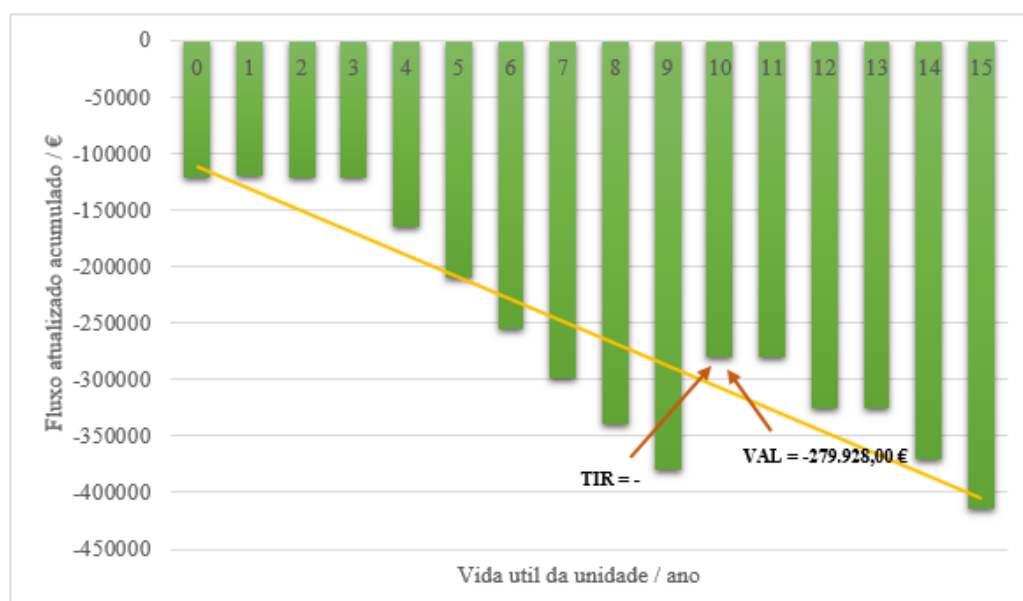


Figura 30: Fluxos atualizados gaseificação leito fluidizado pinho.

Para o atual projeto de processo de leito fluidizado, que prevê uma central de gaseificação de pequena escala de 100 kg/h, apresenta um VAL calculado de -75.790 €, -265.354 € e -279.928 €, uma taxa TIR de -9,08 %, - % e - % para as matérias-primas bagaço de azeitona, *Miscanthus* e pinho, respetivamente. O PB de 14 anos para o bagaço de azeitona e inviável para as restantes matérias-primas.

Para o caso dos *Miscanthus* e pinho, o projeto torna-se inviável, sendo que o bagaço de azeitona também apresenta um VAL e TIR negativos, o que deixa muitas reticências para um projeto deste tipo.

As Figura 31, Figura 32 e Figura 33 mostram os resultados do modelo económico para os cálculos do VAL (Valor Atual Líquido a 15 anos), TIR (Taxa Interna de Rentabilidade) e PB (Payback ou Período de Retorno) num período de 15 anos, para o

processo de gaseificação térmica por leito fixo, correspondendo à gaseificação do bagaço de azeitona, *Miscanthus* e pinho, respetivamente.

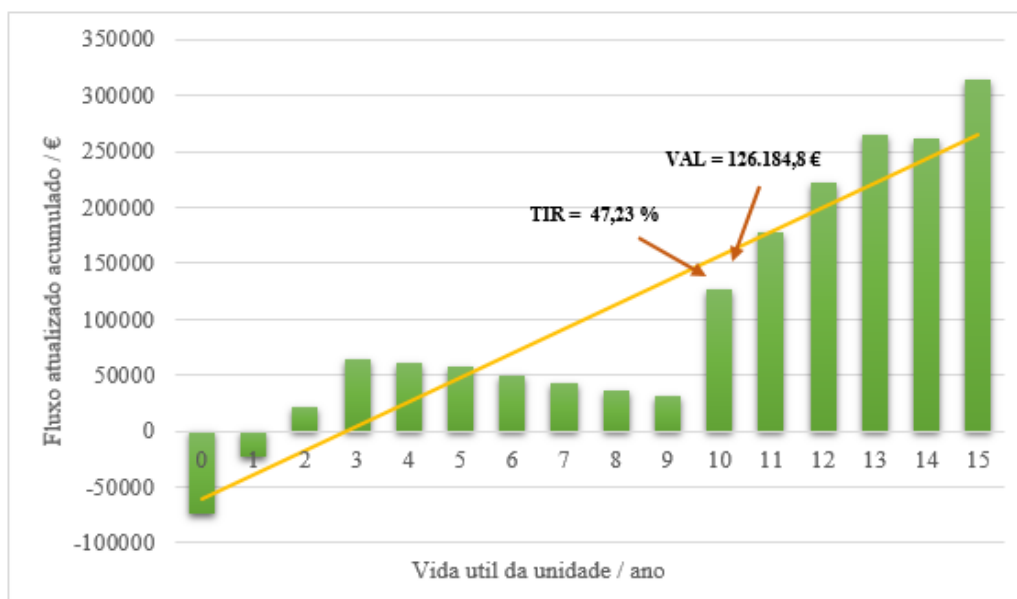


Figura 31 a): Fluxos atualizados gaseificação leito fixo bagaço de azeitona.

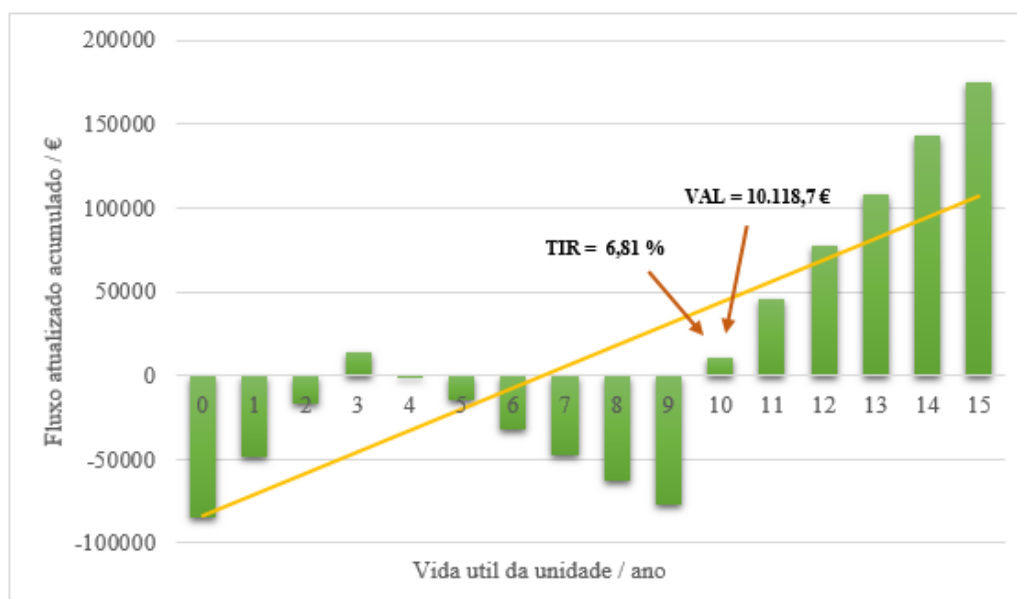


Figura 32 a): Fluxos atualizados gaseificação leito fixo *Miscanthus*.

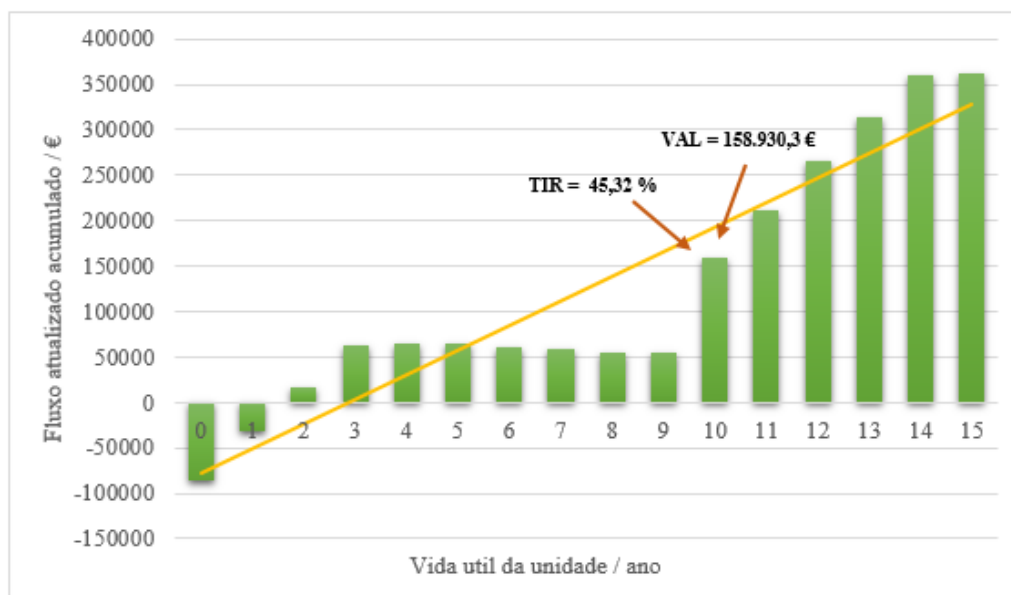


Figura 33 a): Fluxos atualizados gaseificação leito fixo pinho.

Para o atual projeto de processo de leito fixo, que prevê uma central de gaseificação de pequena escala de 100 kg/h, apresenta um VAL calculado de 126.184,8 €, 10.118,7 € e 158.930,3 €, uma taxa TIR de 47,23 %, 6,81 % e 45,32 %, sendo o PB de 2 anos, 10 anos e 2 anos, para as matérias-primas bagaço de azeitona, *Miscanthus* e pinho, respetivamente. Para os casos de estudo bagaço de azeitona e pinho, pode-se demonstrar a viabilidade económica, com um PB inferior a 1/3 da vida útil do projeto e os restantes indicadores positivos. No entanto, para o caso dos *Miscanthus*, o projeto só apresenta viabilidade a partir do décimo ano de atividade e uma TIR inferior a 10 %, o que se traduz, como sendo um negócio que envolve alguns riscos.

Conforme previsto, o projeto da gaseificadora de leito fixo apresenta resultados muito mais atrativos, muito derivado da produção de syngas, que é aproximadamente duas vezes maior que a produção de syngas do leito fluidizado, para o mesmo consumo de matéria-prima (Figura 34).



Figura 34 : Comparação entre fluxos atualizados dos processos de gaseificação e três matérias-primas diferentes.

Em geral, à exceção do projeto de gaseificação térmica por leito fluidizado e do leito fixo com biomassa de *Miscanthus*, que apresentam uma TIR negativa e um *Payback* superior à vida útil do projeto ou muito elevado, os indicadores financeiros apontam claramente que todos outros projetos são economicamente viáveis, por apresentar um VAL positivo e um PB inferior ao tempo de vida útil do projeto. Com o foco no projeto, é necessário agora olhar além destes indicadores e avaliar a atratividade do projeto do ponto de vista do investidor. De acordo com *benchmarks* financeiros típicos para projetos de biomassa presentes na literatura, o VAL deve ser positivo, a TIR maior que 10% e o PB inferior a 10 anos [281]. Na verdade, estes critérios podem diferir de acordo com o país e as condições específicas de cada projeto, no entanto, serão levados em consideração para fins de referência. Dadas as premissas, pode-se avaliar que o projeto da central de gaseificação térmica de biomassa que prevê uma tecnologia de leito fluidizado, não atende na totalidade a todos os principais requisitos, para que um projeto de biomassa possa ser operado de forma lucrativa, pois a TIR de todos os projetos é inferior a 10%. Para o projeto que prevê um sistema de leito fixo, os números apresentados superam em larga percentagem os *benchmarks* financeiros para projetos de biomassa, à exceção dos *Miscanthus* como anteriormente referido.

6.5. ANÁLISE SENSIBILIDADE

Para medir os riscos associados aos projetos, uma análise de sensibilidade foi implementada aos modelos económicos para avaliar as variáveis mais críticas para o desempenho do projeto. As variáveis que mais afetam a viabilidade dos projetos são, a tarifa de venda de eletricidade, produção de eletricidade, investimento inicial e custos de O&M.

Para a análise de sensibilidade dos projetos, adotou-se apenas as variáveis não dependentes dos projetistas e donos da obra, ou seja, a variável do investimento, custo de matéria-prima e venda de eletricidade. Para as variáveis analisadas, considerou-se uma variação de 25% positivo e negativo, relativamente aos preços base presentes na avaliação económica. Todas as outras variáveis dentro do modelo económico são mantidas inalteradas durante a análise. Uma distribuição triangular foi considerada para cada variável, devido à simplicidade matemática e capacidade de gerar amostras aleatórias suficientes, exigindo a entrada de um mínimo (valor favorável), um modo (valor de linha de base) e máximo (valor desfavorável) [278].

Para esta análise de sensibilidade, considera-se apenas os melhores resultados de ambos os processos (fluidizado e fixo), que foram os números obtidos com a matéria-prima bagaço de azeitona. As Figura 35 a) e b) representam a análise de sensibilidade do VAL, para cada uma das variáveis críticas consideradas para ambas as unidades. Para fins de simplificação, apenas a análise de sensibilidade ao VAL é apresentada, uma vez que a análise mostrou que riscos mais elevados de perda de investimento são mais prováveis de ocorrer devido à falha do VAL.

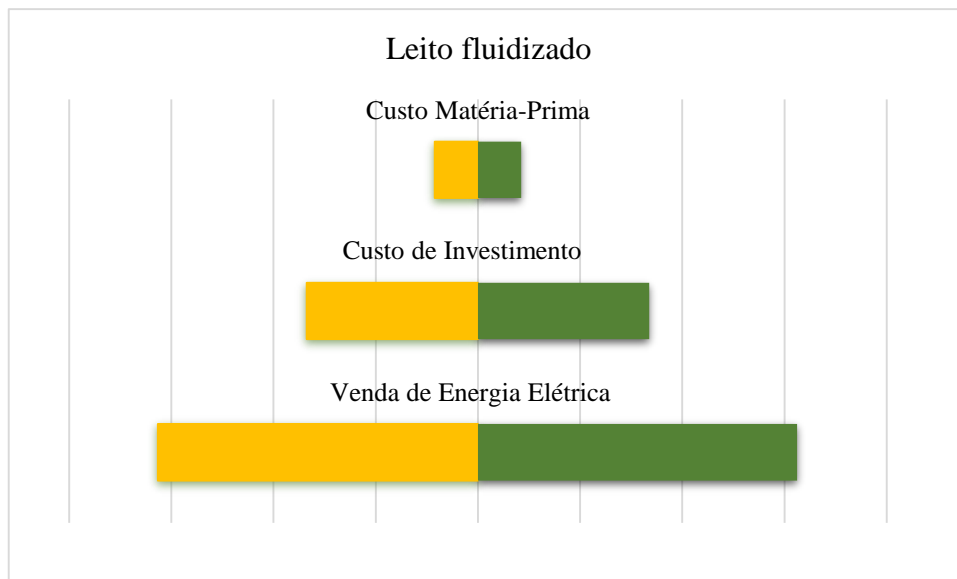


Figura 35: Análise de sensibilidade para a variação de diferentes parâmetros a) Leito fluidizado.

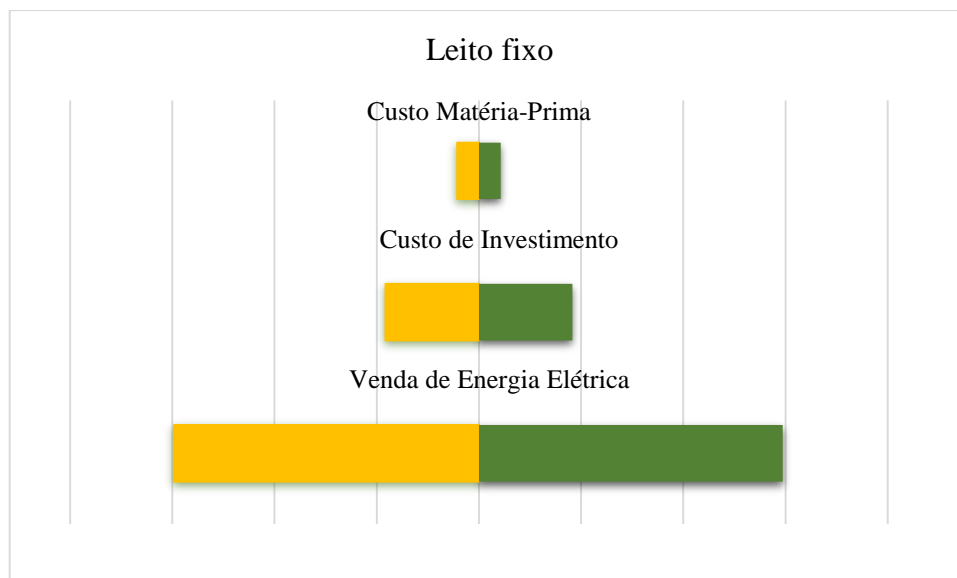


Figura 36: Análise de sensibilidade para a variação de diferentes parâmetros b) Leito fixo.

As barras que ocupam mais largura na horizontal consideram-se as que requerem atenção especial, portanto, de todas as variáveis consideradas, o investimento inicial e a produção/venda de eletricidade, são as que o VAL é mais sensível. Estas duas variáveis podem comprometer muito o VAL em comparação com o custo da matéria-prima. A análise de sensibilidade mostra que ambos os projetos provaram ser um investimento que pode valer a pena considerar, embora em cenários mais pessimistas, o leito fluidizado apresente pouca flexibilidade. Sem surpresa, para este tipo de instalações o investimento inicial e a produção/venda de eletricidade são as variáveis que têm maior impacto sobre o VAL, já que as receitas anuais calculadas (dadas pelo produto da produção anual de eletricidade para a tarifa de venda de eletricidade) são fortemente dependentes deles.

Um conjunto de considerações finais deve ser feito para melhor avaliar os projetos de investimento. Para além do financiamento através de projetos e do custo da matéria-prima, as unidades devem ser operadas de forma quase contínua, com uma carga anual de 7200 horas de operação, de forma a garantir uma produção de energia suficiente capaz de manter a viabilidade do projeto, nomeadamente no sistema de leito fluidizado. Neste ponto, os aspetos da produção de energia das unidades de gaseificação são particularmente cruciais, uma vez que, o VAL do projeto depende consideravelmente das receitas provenientes da produção de eletricidade e da tarifa nacional de venda de eletricidade (o que envolve sempre uma grande incerteza devido à total dependência das flutuações do mercado energético). Em última análise, o projeto associado ao sistema de gaseificação por leito fixo para as biomassas de bagaço de azeitona e pinho, provaram ser um investimento bastante estável, mas deve reconhecer-se que é um investimento com alguma tenuidade e riscos associados. Desta forma, é importante uma visão holística para além dos números fornecidos pelo modelo económico e avaliar cada situação de forma independente, considerando todos os fatores potenciais que podem facilmente reverter a viabilidade inicialmente prevista do projeto.

Gaseificação térmica de biomassa lenhocelulósica – Uma abordagem tecno-económica de diferentes tecnologias de gaseificação.

CAPÍTULO VII

7. CONCLUSÃO

No contexto da discussão sobre sustentabilidade do planeta, a mudança tecnológica ocupa um papel basilar nos processos de governabilidade para a promoção do desenvolvimento sustentável, confirmando alternativas para a gestão de conflitos a estas inerentes.

A má gestão de terrenos agrícolas e florestais e a produção cada vez mais elevada de resíduos de agroindústrias, contraditórios aos objetivos do desenvolvimento sustentável, podem ser sanados ou revogados através da aplicação de inovações tecnológicas aliadas a sistemas de gestão, projetos de educação e promoção da cidadania.

O processo de gaseificação térmica demonstra estar em linha com as necessidades atuais de intervenção dos parques industriais no que respeita a questões relacionadas com meio ambiente e cidadania. Oferecendo uma alternativa tecnológica para destino final e aproveitamento energético destes resíduos, contribuindo para a diversificação da matriz energética.

O objetivo da presente tese foi realizar uma comparação entre dois processos diferentes de gaseificação térmica, leito fluidizado *updraft* e leito fixo *downdraft*, à escala semi-industrial, com três tipos de matérias-primas diferentes, peletes de pinho (resíduos florestais), peletes de *Miscanthus* (plantação energética) e peletes de bagaço de azeitona (resíduos agroindustriais), a diferentes temperaturas.

As principais conclusões dos ensaios realizados, para um consumo de 100 kg /h (0,17 m³/h) em ambos os sistemas, e apresentando uma média dos ensaios realizados, foram:

- Leito Fluidizado *Updraft*
 - Peletes de bagaço de azeitona obteve-se 5,82 MJ/m³ de PCI do syngas, 197,26 m³ de caudal de syngas e uma produção de 0,014 m³ de material particulado e 0,026 m³ de alcatrões;
 - Peletes de pinho o PCI do syngas foi de 6,02 MJ/m³, com um caudal de 148,89 m³ e uma produção de material particulado de 0,013 m³ e de 0,009 m³ de alcatrões;
 - Peletes de *Miscanthus* apresentaram um PCI de syngas de 4,51 MJ/m³, um caudal de syngas de 131,19 m³ e uma produção de material particulado de 0,013 m³ e 0,013 m³ de alcatrões.

- Leito Fixo *Downdraft*
 - Peletes de bagaço de azeitona obteve-se 5,28 MJ/m³ de PCI do syngas, 299,20 m³ de caudal de syngas e uma produção de 0,016 m³ de material particulado e 0,003 m³ de alcatrões;
 - Peletes de pinho o PCI do syngas foi de 5,21 MJ/m³, com um caudal de 331,73 m³ e uma produção de material particulado de 0,008 m³ e de 0,004 m³ de alcatrões;

- Peletes de *Miscanthus* apresentaram um PCI de syngas de 4,92 MJ/m³, um caudal de syngas de 282,36 m³ e uma produção de material particulado de 0,009 m³ e 0,004 m³ de alcatrões.

O sistema de leito fluidizado apresentou um PCI de syngas, na maioria dos ensaios, quase sempre mais elevado (exceção aos peletes de *Miscanthus*) que o leito fixo, muito derivado da maior produção de hidrocarbonetos presentes no syngas, o que se comprova com a menor produção de alcatrões no leito fixo. Esta menor produção de alcatrões está relacionada com o tempo de residência no interior do reator de leito fixo, e também como o processo é *downdraft*, obriga a que o syngas sofra mais craqueamento ao passar pelos carvões que se encontram na base do leito. Este craqueamento vai capitalizar a produção de hidrogénio no syngas e também um volume mais elevado de syngas, relativamente ao leito fluidizado. O aspeto mencionado, está relacionado com os diferentes processos, uma vez que, o sistema de leito fluidizado possui um órgão dedicado à recolha e condensação de alcatrões, ao invés, o leito fixo não possui nenhum órgão destinado para o efeito.

De referir que os ensaios de leito fluidizado com peletes de bagaço de azeitona, apresentaram problemas a altas temperaturas, pela formação de escória, o que obrigou à limpeza do leito.

Com base em todas as premissas acima referidas, foi proposta uma instalação de 100 kg/h, localizada cerca das indústrias de processamento das matérias-primas estudadas, para uma análise económica. A análise técnico-económica mostrou que o projeto de leito fluidizado, para todas as biomassas estudadas, apresentava-se economicamente inviável nas atuais condições de mercado, apresentando:

- VAL calculado de -75.790 € para o bagaço de azeitona, -265.354 € para o *Miscanthus* e -279.928 € para o pinho;
- TIR de -9,08 % para o bagaço de azeitona, e não reproduzível para os *Miscanthus* e pinho;
- PB de 14 anos para o bagaço de azeitona, e não reproduzível para os *Miscanthus* e pinho.

O projeto de leito fixo se mostrou economicamente bastante viável, com:

- VAL calculado de 126.184,8 € para o bagaço de azeitona, 10.118,7 € para o *Miscanthus* e 158.930,3 € para o pinho;
- TIR de 47,23 % para o bagaço de azeitona, 6,81 % para o *Miscanthus* e 45,32 % para o pinho;
- PB de 2 anos para o bagaço de azeitona, 10 anos para os *Miscanthus* e 2 anos para o pinho.

Concluiu-se que a gaseificação térmica é uma tecnologia perfeitamente adequada para a valorização de matérias-primas de origem lenhocelulósicas, apresentando dados muito interessantes em termos de viabilidade económica para o sistema de leito fixo, no entanto,

preocupações especiais devem sempre ser medidas em relação à atratividade do projeto para potenciais investidores.

Como proposta de trabalhos futuros sugere-se que sejam realizadas análises aos subprodutos obtidos, visto que, não podem ser ignorados. E ao mesmo tempo, apresentar uma ou várias soluções de remediação destes subprodutos. O material particulado resultante pode ser utilizado em materiais de construção, fertilizantes, e principalmente como filtros e catalisadores de remoção de alcatrão. No que respeita aos alcatrões, devem ser tratados de preferência in situ, através de temperaturas elevadas que promovam o craqueamento ou em reações com os carvões produzidos, como referido. Estima-se que os custos associados à eliminação e tratamento destes subprodutos, em sistemas de pequena escala, possam rondar os 14.000 €/ano.

Outra sugestão será a realização de uma análise ambiental, uma vez que, os sistemas de gaseificação em pequena escala, proporcionaram vantagens competitivas em relação aos geradores convencionais que utilizam combustíveis fósseis, principalmente no que diz respeito às emissões de GEE.

Os sistemas de gaseificação de pequena escala para soluções descentralizadas fornecem uma janela de oportunidade para a diversificação da matriz energética, sendo rapidamente escalonável, ambientalmente sustentável e feito sob medida para as condições locais, servindo como chave para desbloquear um futuro sustentável enquanto que, ao mesmo tempo eleva a economia local. Inequivocamente, o conceito de implementar a gaseificação, particularmente de resíduos agroindustriais, em áreas descentralizadas para capacitar populações remotas e esparsas reflete a natureza promissora dos sistemas de gaseificação, atribuindo-lhes um propósito de aplicação valioso e atual.

REFERÊNCIAS

- [1] G. C. C.-V. S. of the P. NASA, “Graphic: The relentless rise of carbon dioxide.” .
- [2] Danish and R. Ulucak, “Linking biomass energy and CO₂ emissions in China using dynamic Autoregressive-Distributed Lag simulations,” *J. Clean. Prod.*, vol. 250, p. 119533, 2020, doi: 10.1016/j.jclepro.2019.119533.
- [3] M. Hoel, “The rise and fall of bioenergy,” *J. Environ. Econ. Manage.*, vol. 101, p. 102314, 2020, doi: 10.1016/j.jeem.2020.102314.
- [4] World Bioenergy Association, “Global Bioenergy Statistics 2018,” *World Bioenergy Assoc.*, p. 43, 2018, doi: 10.1016/0165-232X(80)90063-4.
- [5] W. B. A. WBA, “Global Bioenergy Statistics 2019 World Bioenergy Association,” p. 58, 2019.
- [6] E. E. A. EEA, “Share of renewable energy in gross final energy consumption in Europe,” 2019.
- [7] G. Mao, N. Huang, L. Chen, and H. Wang, “Research on biomass energy and environment from the past to the future: A bibliometric analysis,” *Sci. Total Environ.*, vol. 635, pp. 1081–1090, 2018, doi: 10.1016/j.scitotenv.2018.04.173.
- [8] R. do E. do A. REA, “Energia e Clima - Produção e Consumo de Energia,” 2019.
- [9] D. G. de E. e G. DGEG, “Caracterização Energética Nacional - 2017,” 2017. .
- [10] A. P. do A. APA, “Programa Nacional de Barragens de Elevado Potencial Hidroeléctrico.”
<https://apambiente.pt/index.php?ref=16&subref=7&sub2ref=9&sub3ref=1244>
(accessed Dec. 15, 2020).
- [11] R. do E. do A. REA, “Energia e Clima - Energia Renováveis,” 2019.
- [12] R. Figueiredo, P. Nunes, M. Meireles, M. Madaleno, and M. C. Brito, “Replacing coal-fired power plants by photovoltaics in the Portuguese electricity system,” *J. Clean. Prod.*, vol. 222, no. 2019, pp. 129–142, 2019, doi: 10.1016/j.jclepro.2019.02.217.
- [13] F. D. Longa, L. P. Nogueira, J. Limberger, and J. Van Wees, “Scenarios for Geothermal Energy Deployment in Europe,” *Energy*, p. 118060, 2020, doi: 10.1016/j.energy.2020.118060.
- [14] R. Sirous, F. J. N. da Silva, L. A. da Cruz Tarelho, and N. A. D. Martins, “Mixed biomass pelleting potential for Portugal, step forward to circular use of biomass residues,” *Energy Reports*, vol. 6, pp. 940–945, 2020, doi: 10.1016/j.egyr.2020.01.002.
- [15] C. Sulaiman, A. S. Abdul-Rahim, and C. A. Ofozor, “Does wood biomass energy use reduce CO₂ emissions in European Union member countries? Evidence from 27 members,” *J. Clean. Prod.*, vol. 253, p. 119996, 2020, doi: 10.1016/j.jclepro.2020.119996.
- [16] Z. Wang, Q. Bui, and B. Zhang, “The relationship between biomass energy consumption and human development: Empirical evidence from BRICS countries,” *Energy*, vol. 194, p. 116906, 2020, doi: 10.1016/j.energy.2020.116906.
- [17] G. M. Joselin Herbert and A. Unni Krishnan, “Quantifying environmental performance of biomass energy,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 59, pp. 292–308, 2016, doi: 10.1016/j.rser.2015.12.254.
- [18] S. A. Sarkodie, V. Strezov, H. Weldekidan, E. F. Asamoah, P. A. Owusu, and I. N. Y. Doyi, “Environmental sustainability assessment using dynamic

- Autoregressive-Distributed Lag simulations—Nexus between greenhouse gas emissions, biomass energy, food and economic growth,” *Sci. Total Environ.*, vol. 668, pp. 318–332, 2019, doi: 10.1016/j.scitotenv.2019.02.432.
- [19] A. P. do A. APA, “Acordo de Paris.” <https://apambiente.pt/index.php?ref=16&subref=81&sub2ref=1367> (accessed Dec. 16, 2020).
- [20] APA, “Plano Nacional Energia e Clima 2021-2030 (PNEC 2030),” *Plano Nac. Energ. E Clima 2021-2030 (Pnec 2030)*, vol. 2030, no. Pnec 2030, pp. 1–200, 2019.
- [21] Noctula, “Plano Nacional Energia-Clima (PNEC) 2030.” <https://noctula.pt/plano-nacional-energia-clima-pnec-2030/> (accessed Dec. 16, 2020).
- [22] G. do M. do A. e da A. C. República Portuguesa, “Conselho de Ministros aprova Estratégia Nacional para o Hidrogénio - XXII Governo - República Portuguesa,” *Nota Imprensa*, 2020, [Online]. Available: <https://www.portugal.gov.pt/pt/gc22/comunicacao/comunicado?i=conselho-de-ministros-aprova-estrategia-nacional-para-o-hidrogenio>.
- [23] L. J. R. Nunes, T. P. Causer, and D. Ciolkosz, “Biomass for energy: A review on supply chain management models,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 120, no. April 2019, p. 109658, 2020, doi: 10.1016/j.rser.2019.109658.
- [24] M. Bildirici and F. Ozaksoy, “The relationship between woody biomass consumption and economic growth: Nonlinear ARDL and causality,” *J. For. Econ.*, vol. 27, no. 1, pp. 60–69, 2017, doi: 10.1016/j.jfe.2017.01.002.
- [25] M. Farghali *et al.*, “Potential of biogas production from manure of dairy cattle fed on natural soil supplement rich in iron under batch and semi-continuous anaerobic digestion,” *Bioresour. Technol.*, vol. 309, no. April, p. 123298, 2020, doi: 10.1016/j.biortech.2020.123298.
- [26] E. Monteiro, V. Mantha, and A. Rouboa, “Prospective application of farm cattle manure for bioenergy production in Portugal,” *Renew. Energy*, vol. 36, no. 2, pp. 627–631, 2011, doi: 10.1016/j.renene.2010.08.035.
- [27] I. N. de E. INE, *Recenseamento Agrícola 2009 - Análise dos Principais Resultados*. 2011.
- [28] M. T. Munir, I. Mardon, S. Al-Zuhair, A. Shawabkeh, and N. U. Saqib, “Plasma gasification of municipal solid waste for waste-to-value processing,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 116, no. October, p. 109461, 2019, doi: 10.1016/j.rser.2019.109461.
- [29] I. P. Agência Portuguesa do Ambiente, “Relatório Anual de Resíduos Urbanos,” *Agência Port. do Ambient. I.P.*, pp. 1–53, 2018, [Online]. Available: <https://rea.apambiente.pt/content/reciclagem-de-residuos-de-embalagens>.
- [30] Y. Fetene, T. Addis, A. Beyene, and H. Kloos, “Valorisation of solid waste as key opportunity for green city development in the growing urban areas of the developing world,” *J. Environ. Chem. Eng.*, vol. 6, no. 6, pp. 7144–7151, 2018, doi: 10.1016/j.jece.2018.11.023.
- [31] J. O. Back, B. Hupfauf, A. Röbller, S. Penner, and M. Rupprich, “Adsorptive removal of micropollutants from wastewater with floating-fixed-bed gasification char,” *J. Environ. Chem. Eng.*, vol. 8, no. 3, 2020, doi: 10.1016/j.jece.2020.103757.
- [32] E. R. dos S. de Á. e R. ERSAR, “Abastecimento de água,” 2020. <http://www.ersar.pt/pt/setor/caracterizacao/abastecimento-de-agua> (accessed Jun.

- 14, 2020).
- [33] Y. Xu, Y. Lu, L. Zheng, Z. Wang, and X. Dai, “Perspective on enhancing the anaerobic digestion of waste activated sludge,” *J. Hazard. Mater.*, vol. 389, no. December 2019, p. 121847, 2020, doi: 10.1016/j.jhazmat.2019.121847.
- [34] G. Kor-Bicakci and C. Eskicioglu, “Recent developments on thermal municipal sludge pretreatment technologies for enhanced anaerobic digestion,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 110, no. January, pp. 423–443, 2019, doi: 10.1016/j.rser.2019.05.002.
- [35] D. N. das F. F. DNFF, “Culturas energéticas florestais: Primeira abordagem do levantamento da situação actual,” p. 30, 2010.
- [36] P. Goglio, E. Bonari, and M. Mazzoncini, “LCA of cropping systems with different external input levels for energetic purposes,” *Biomass and Bioenergy*, vol. 42, no. 6, pp. 33–42, 2012, doi: 10.1016/j.biombioe.2012.03.021.
- [37] Observador, “Governo aprova quatro novas centrais de biomassa num investimento de 185 milhões de euros,” 2018. <https://observador.pt/2017/07/08/governo-aprova-quatro-novas-centrais-de-biomassa/> (accessed Dec. 20, 2020).
- [38] do D. R. e das P. Ministério da Agricultura, “Biomassa e Energias Renováveis na Agricultura, Pescas e Florestas,” *GT MADRP - Energias Altern.*, p. 92, 2005, [Online]. Available: http://energiasrenovaveis.com/images/upload/RELATORIO_BIOMASSA.pdf.
- [39] L. N. de E. e G. LNEG, “Relatório sobre o cumprimento dos critérios de sustentabilidade na produção e importação de biocombustíveis em Portugal,” pp. 1–10, 2018.
- [40] N. Bieber *et al.*, “Sustainable planning of the energy-water-food nexus using decision making tools,” *Energy Policy*, vol. 113, no. November 2017, pp. 584–607, 2018, doi: 10.1016/j.enpol.2017.11.037.
- [41] U. Lele, M. Klousia-Marquis, and S. Goswami, “Good Governance for Food, Water and Energy Security,” *Aquat. Procedia*, vol. 1, pp. 44–63, 2013, doi: 10.1016/j.aqpro.2013.07.005.
- [42] S. Pereira, M. Costa, M. da Graça Carvalho, and A. Rodrigues, “Potential of poplar short rotation coppice cultivation for bioenergy in Southern Portugal,” *Energy Convers. Manag.*, vol. 125, pp. 242–253, 2016, doi: 10.1016/j.enconman.2016.03.068.
- [43] J. Nunes and H. Freitas, “An indicator to assess the pellet production per forest area. A case-study from Portugal,” *For. Policy Econ.*, vol. 70, pp. 99–105, 2016, doi: 10.1016/j.forpol.2016.05.022.
- [44] C. de A. e M. Assembleia da República, “Relatório - Grupo de Trabalho da Biomassa,” p. 115, 2013.
- [45] R. Portuguesa, “Plano Nacional de Acção Para as Energias Renováveis ao Abrigo da Directiva 2009/28/CE,” 2016, [Online]. Available: <https://www.ap2h2.pt/download.php?id=27>.
- [46] E. N. para o setor energético E. P. . ENSE, “O Regime das Centrais Dedicadas a Biomassa Florestal,” 2020. .
- [47] S. Ferreira, E. Monteiro, P. Brito, and C. Vilarinho, “Biomass resources in Portugal: Current status and prospects,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 78, no. March, pp. 1221–1235, 2017, doi: 10.1016/j.rser.2017.03.140.
- [48] K. T. Malladi and T. Sowlati, “Impact of carbon pricing policies on the cost and

- emission of the biomass supply chain: Optimization models and a case study,” *Appl. Energy*, vol. 267, no. January, p. 115069, 2020, doi: 10.1016/j.apenergy.2020.115069.
- [49] M. Saghaei, H. Ghaderi, and H. Soleimani, “Design and optimization of biomass electricity supply chain with uncertainty in material quality, availability and market demand,” *Energy*, vol. 197, p. 117165, 2020, doi: 10.1016/j.energy.2020.117165.
- [50] N. Cooper, A. Panteli, and N. Shah, “Linear estimators of biomass yield maps for improved biomass supply chain optimisation,” *Appl. Energy*, vol. 253, no. June, p. 113526, 2019, doi: 10.1016/j.apenergy.2019.113526.
- [51] D. Xu, M. Chai, Z. Dong, M. M. Rahman, X. Yu, and J. Cai, “Kinetic compensation effect in logistic distributed activation energy model for lignocellulosic biomass pyrolysis,” *Bioresour. Technol.*, vol. 265, no. June, pp. 139–145, 2018, doi: 10.1016/j.biortech.2018.05.092.
- [52] A. C. Caputo, M. Palumbo, P. M. Pelagagge, and F. Scacchia, “Economics of biomass energy utilization in combustion and gasification plants: Effects of logistic variables,” *Biomass and Bioenergy*, vol. 28, no. 1, pp. 35–51, 2005, doi: 10.1016/j.biombioe.2004.04.009.
- [53] B. Sarkar, B. K. Shaw, T. Kim, M. Sarkar, and D. Shin, “An integrated inventory model with variable transportation cost, two-stage inspection, and defective items,” *J. Ind. Manag. Optim.*, vol. 13, no. 4, pp. 1975–1990, 2017, doi: 10.3934/jimo.2017027.
- [54] J. P. Paredes-Sánchez, V. E. García-Elcoro, F. Rosillo-Calle, and J. Xiberta-Bernat, “Assessment of forest bioenergy potential in a coal-producing area in Asturias (Spain) and recommendations for setting up a Biomass Logistic Centre (BLC),” *Appl. Energy*, vol. 171, no. 2016, pp. 133–141, 2016, doi: 10.1016/j.apenergy.2016.03.009.
- [55] K. T. Malladi and T. Sowlati, “Bi-objective optimization of biomass supply chains considering carbon pricing policies,” *Appl. Energy*, vol. 264, no. November 2019, p. 114719, 2020, doi: 10.1016/j.apenergy.2020.114719.
- [56] S. Kim, S. Kim, and J. R. Kiniry, “Two-phase simulation-based location-allocation optimization of biomass storage distribution,” *Simul. Model. Pract. Theory*, vol. 86, no. January, pp. 155–168, 2018, doi: 10.1016/j.simpat.2018.05.006.
- [57] M. Sarkar, B. Sarkar, and M. W. Iqbal, “Effect of energy and failure rate in a multi-item smart production system,” *Energies*, vol. 11, no. 11, 2018, doi: 10.3390/en11112958.
- [58] S. H. Choi and V. I. Manousiouthakis, “On the carbon cycle impact of combustion of harvested plant biomass vs. fossil carbon resources,” *Comput. Chem. Eng.*, vol. 140, p. 106942, 2020, doi: 10.1016/j.compchemeng.2020.106942.
- [59] T. Buchholz, W. S. Keeton, and J. S. Gunn, “Economics of integrated harvests with biomass for energy in non-industrial forests in the northeastern US forest,” *For. Policy Econ.*, vol. 109, no. October, p. 102023, 2019, doi: 10.1016/j.forpol.2019.102023.
- [60] T. E. Lewandowski *et al.*, “Long term effects of intensive biomass harvesting and compaction on the forest soil ecosystem,” *Soil Biol. Biochem.*, vol. 137, no. August, 2019, doi: 10.1016/j.soilbio.2019.107572.
- [61] T. Yoshioka, K. Aruga, T. Nitami, H. Kobayashi, and H. Sakai, “Energy and carbon dioxide (CO₂) balance of logging residues as alternative energy resources:

- System analysis based on the method of a life cycle inventory (LCI) analysis,” *Journal of Forest Research*, vol. 10, no. 2. pp. 125–134, 2005, doi: 10.1007/s10310-004-0126-7.
- [62] S. C. Capareda, *Introduction to Biomass Energy Conversions*. 2013.
- [63] B. Battuvshin, Y. Matsuoka, H. Shirasawa, K. Toyama, U. Hayashi, and K. Aruga, “Supply potential and annual availability of timber and forest biomass resources for energy considering inter-prefectural trade in Japan,” *Land use policy*, vol. 97, no. May, p. 104780, 2020, doi: 10.1016/j.landusepol.2020.104780.
- [64] E. N. Manolis, T. D. Zagas, G. K. Karetsos, and C. A. Poravou, “Ecological restrictions in forest biomass extraction for a sustainable renewable energy production,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 110, no. April, pp. 290–297, 2019, doi: 10.1016/j.rser.2019.04.078.
- [65] W. Cheng, Y. Zhang, and P. Wang, “Effect of spatial distribution and number of raw material collection locations on the transportation costs of biomass thermal power plants,” *Sustain. Cities Soc.*, vol. 55, no. 66, p. 102040, 2020, doi: 10.1016/j.scs.2020.102040.
- [66] S. Ko, P. Lautala, and R. M. Handler, “Securing the feedstock procurement for bioenergy products: a literature review on the biomass transportation and logistics,” *J. Clean. Prod.*, vol. 200, pp. 205–218, 2018, doi: 10.1016/j.jclepro.2018.07.241.
- [67] Y. Zhang, C. Qin, and Y. Liu, “Effects of population density of a village and town system on the transportation cost for a biomass combined heat and power plant,” *J. Environ. Manage.*, vol. 223, no. March, pp. 444–451, 2018, doi: 10.1016/j.jenvman.2018.06.071.
- [68] D. Gonzales, E. M. Searcy, and S. D. Ekşioğlu, “Cost analysis for high-volume and long-haul transportation of densified biomass feedstock,” *Transp. Res. Part A Policy Pract.*, vol. 49, pp. 48–61, 2013, doi: 10.1016/j.tra.2013.01.005.
- [69] A. A. Rentizelas, A. J. Tolis, and I. P. Tatsiopoulos, “Logistics issues of biomass: The storage problem and the multi-biomass supply chain,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 13, no. 4, pp. 887–894, 2009, doi: 10.1016/j.rser.2008.01.003.
- [70] M. S. Roni, S. D. Eksioğlu, E. Searcy, and J. J. Jacobson, “Estimating the variable cost for high-volume and long-haul transportation of densified biomass and biofuel,” *Transp. Res. Part D Transp. Environ.*, vol. 29, pp. 40–55, 2014, doi: 10.1016/j.trd.2014.04.003.
- [71] P. Kumar, M. Varkolu, S. Mailaram, A. Kunamalla, and S. K. Maity, *Biorefinery polyutilization systems: Production of green transportation fuels from biomass*. Elsevier Inc., 2018.
- [72] T. M. Pinho *et al.*, “Routing and schedule simulation of a biomass energy supply chain through SimPy simulation package,” *Appl. Comput. Informatics*, 2018, doi: 10.1016/j.aci.2018.06.004.
- [73] K. Saez de Bikuña, R. Garcia, A. C. Dias, and F. Freire, “Global warming implications from increased forest biomass utilization for bioenergy in a supply-constrained context,” *J. Environ. Manage.*, vol. 263, no. March, 2020, doi: 10.1016/j.jenvman.2020.110292.
- [74] R. C. L. Bullock, M. Zurba, J. R. Parkins, and M. Skudra, “Open for bioenergy business? Perspectives from Indigenous business leaders on biomass development potential in Canada,” *Energy Res. Soc. Sci.*, vol. 64, no. January, p. 101446, 2020, doi: 10.1016/j.erss.2020.101446.

- [75] A. H. Abdul Razik, C. S. Khor, and A. Elkamel, “A model-based approach for biomass-to-bioproducts supply Chain network planning optimization,” *Food Bioprod. Process.*, vol. 118, pp. 293–305, 2019, doi: 10.1016/j.fbp.2019.10.001.
- [76] O. C. Murele, N. I. Zulkafli, G. Kopanos, P. Hart, and D. P. Hanak, “Integrating biomass into energy supply chain networks,” *J. Clean. Prod.*, vol. 248, 2020, doi: 10.1016/j.jclepro.2019.119246.
- [77] A. A. Rentizelas, I. P. Tatsiopoulos, and A. Tolis, “An optimization model for multi-biomass tri-generation energy supply,” *Biomass and Bioenergy*, vol. 33, no. 2, pp. 223–233, 2009, doi: 10.1016/j.biombioe.2008.05.008.
- [78] S. Sokhansanj, A. Kumar, and A. F. Turhollow, “Development and implementation of integrated biomass supply analysis and logistics model (IBSAL),” *Biomass and Bioenergy*, vol. 30, no. 10, pp. 838–847, 2006, doi: 10.1016/j.biombioe.2006.04.004.
- [79] A. Barakat, F. Monlau, A. Solhy, and H. Carrere, “Mechanical dissociation and fragmentation of lignocellulosic biomass: Effect of initial moisture, biochemical and structural proprieties on energy requirement,” *Appl. Energy*, vol. 142, pp. 240–246, 2015, doi: 10.1016/j.apenergy.2014.12.076.
- [80] Farm-Energy, “NEWBio Harvest, Preprocessing, and Logistics Team Optimizes Biomass Supply Chain Processes,” 2019. <https://farm-energy.extension.org/newbio-harvest-preprocessing-and-logistics-team-optimizes-biomass-supply-chain-processes/> (accessed Jan. 04, 2021).
- [81] J. Laitila, A. Ahtikoski, J. Repola, and J. Routa, “Pre-feasibility study of supply systems based on artificial drying of delimbed stem forest chips,” *Silva Fenn.*, vol. 51, no. 4, 2017, doi: 10.14214/sf.5659.
- [82] J. Laitila, T. Ranta, A. Asikainen, E. Jäppinen, and O. J. Korpinen, “The cost competitiveness of conifer stumps in the procurement of forest chips for fuel in southern and Northern Finland,” *Silva Fenn.*, vol. 49, no. 2, 2015, doi: 10.14214/sf.1280.
- [83] C. Briens, J. Piskorz, and F. Berruti, “Biomass Valorization for Fuel and Chemicals Production -- A Review,” *Int. J. Chem. React. Eng.*, 2008, doi: DOI:10.2202/1542-6580.1674.
- [84] I. R. Istrate, D. Iribarren, J. L. Gálvez-Martos, and J. Dufour, “Review of life-cycle environmental consequences of waste-to-energy solutions on the municipal solid waste management system,” *Resour. Conserv. Recycl.*, vol. 157, no. October 2019, p. 104778, 2020, doi: 10.1016/j.resconrec.2020.104778.
- [85] G. L. F. Benachio, M. do C. D. Freitas, and S. F. Tavares, “Circular economy in the construction industry: A systematic literature review,” *J. Clean. Prod.*, vol. 260, p. 121046, 2020, doi: 10.1016/j.jclepro.2020.121046.
- [86] J. Sherwood, “The significance of biomass in a circular economy,” *Bioresour. Technol.*, vol. 300, no. November 2019, 2020, doi: 10.1016/j.biortech.2020.122755.
- [87] F. Kanani, M. D. Heidari, B. H. Gilroyed, and N. Pelletier, “Waste valorization technology options for the egg and broiler industries: A review and recommendations,” *J. Clean. Prod.*, vol. 262, p. 121129, 2020, doi: 10.1016/j.jclepro.2020.121129.
- [88] A. Demirbaş, “Biomass resource facilities and biomass conversion processing for fuels and chemicals,” *Energy Convers. Manag.*, vol. 42, no. 11, pp. 1357–1378, 2001, doi: 10.1016/S0196-8904(00)00137-0.

- [89] R. M. Panizio, “Tratamento e Valorização Energética de Efluentes da Industria Corticeira,” Instituto Politécnico de Portalegre, 2020.
- [90] M. Evren, H. Ozgun, R. Kaan, and I. Ozturk, “Anaerobic Treatment of Industrial Effluents: An Overview of Applications,” *Waste Water - Treat. Reutil.*, no. June 2014, pp. 2–28, 2011, doi: 10.5772/16032.
- [91] A. Kumar and S. R. Samadder, “Performance evaluation of anaerobic digestion technology for energy recovery from organic fraction of municipal solid waste: A review,” *Energy*, vol. 197, p. 117253, 2020, doi: 10.1016/j.energy.2020.117253.
- [92] F. Ardolino, G. Colaleo, and U. Arena, “The cleaner option for energy production from a municipal solid biowaste,” *J. Clean. Prod.*, vol. 266, p. 121908, 2020, doi: 10.1016/j.jclepro.2020.121908.
- [93] Y. Yao *et al.*, “Anaerobic digestion of livestock manure in cold regions: Technological advancements and global impacts,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 119, no. October 2019, p. 109494, 2020, doi: 10.1016/j.rser.2019.109494.
- [94] M. Ferreira, I. P. Marques, and I. Malico, “Biogas in Portugal: Status and public policies in a European context,” *Energy Policy*, vol. 43, no. 2012, pp. 267–274, 2012, doi: 10.1016/j.enpol.2012.01.003.
- [95] R. Lora Grando, A. M. de Souza Antune, F. V. da Fonseca, A. Sánchez, R. Barrena, and X. Font, “Technology overview of biogas production in anaerobic digestion plants: A European evaluation of research and development,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 80, no. May 2016, pp. 44–53, 2017, doi: 10.1016/j.rser.2017.05.079.
- [96] R. Bedoić *et al.*, “Opportunities and challenges: Experimental and kinetic analysis of anaerobic co-digestion of food waste and rendering industry streams for biogas production,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 130, no. February, p. 109951, 2020, doi: 10.1016/j.rser.2020.109951.
- [97] C. Maria, “Estudo de Melhorias em ETAR com Produção de Biogás e Geração de Eletricidade ETAR Municipal de Abrantes,” 2014.
- [98] L. G. T. Carpio, “The effects of oil price volatility on ethanol, gasoline, and sugar price forecasts,” *Energy*, vol. 181, pp. 1012–1022, 2019, doi: 10.1016/j.energy.2019.05.067.
- [99] A. McAloon *et al.*, “Determining the Cost of Producing Ethanol from Corn Starch and Lignocellulosic Feedstocks.,” no. October, p. 44, 2000, [Online]. Available: <https://digital.library.unt.edu/ark:/67531/metadc716079/>.
- [100] C. Zhang, “Lignocellulosic Ethanol: Technology and Economics,” *Alcohol Fuels - Curr. Technol. Futur. Prospect*, doi: 10.5772/intechopen.86701.
- [101] S. Haghghi Mood *et al.*, “Lignocellulosic biomass to bioethanol, a comprehensive review with a focus on pretreatment,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 27, pp. 77–93, 2013, doi: 10.1016/j.rser.2013.06.033.
- [102] M. E. Borges and L. Díaz, “Recent developments on heterogeneous catalysts for biodiesel production by oil esterification and transesterification reactions: A review,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 16, no. 5, pp. 2839–2849, 2012, doi: 10.1016/j.rser.2012.01.071.
- [103] M. Kim, C. DiMaggio, S. Yan, S. O. Salley, and K. Y. S. Ng, “The synergistic effect of alcohol mixtures on transesterification of soybean oil using homogeneous and heterogeneous catalysts,” *Appl. Catal. A Gen.*, vol. 378, no. 2, pp. 134–143, 2010, doi: 10.1016/j.apcata.2010.02.009.
- [104] S. N. Nayak, C. P. Bhasin, and M. G. Nayak, “A review on microwave-assisted

- transesterification processes using various catalytic and non-catalytic systems,” *Renew. Energy*, vol. 143, pp. 1366–1387, 2019, doi: 10.1016/j.renene.2019.05.056.
- [105] R. F. Association, “Global Ethanol Production.” <https://afdc.energy.gov/data/10331>.
- [106] K. Bozbas, “Biodiesel as an alternative motor fuel: Production and policies in the European Union,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 12, no. 2, pp. 542–552, 2008, doi: 10.1016/j.rser.2005.06.001.
- [107] J. L. Domingo and M. Nadal, “Domestic waste composting facilities: A review of human health risks,” *Environ. Int.*, vol. 35, no. 2, pp. 382–389, 2009, doi: 10.1016/j.envint.2008.07.004.
- [108] B. Xi *et al.*, “Effect of multi-stage inoculation on the bacterial and fungal community structure during organic municipal solid wastes composting,” *Bioresour. Technol.*, vol. 196, pp. 399–405, 2015, doi: 10.1016/j.biortech.2015.07.069.
- [109] H. M. Keener, W. A. Dick, and H. A. J. Hoitink, “Composting and Beneficial Utilization of Composted By-Product Materials,” no. 6, pp. 315–341, 2018, doi: 10.2136/sssabookser6.c10.
- [110] Y. Wei, J. Li, D. Shi, G. Liu, Y. Zhao, and T. Shimaoka, “Environmental challenges impeding the composting of biodegradable municipal solid waste: A critical review,” *Resour. Conserv. Recycl.*, vol. 122, pp. 51–65, 2017, doi: 10.1016/j.resconrec.2017.01.024.
- [111] M. M. Smith and J. D. Aber, “Energy recovery from commercial-scale composting as a novel waste management strategy,” *Appl. Energy*, vol. 211, no. October 2017, pp. 194–199, 2018, doi: 10.1016/j.apenergy.2017.11.006.
- [112] O. Giannakitsidou, I. Giannikos, and A. Chondrou, “Ranking European countries on the basis of their environmental and circular economy performance: A DEA application in MSW,” *Waste Manag.*, vol. 109, pp. 181–191, 2020, doi: 10.1016/j.wasman.2020.04.055.
- [113] J. Malinauskaite *et al.*, “Municipal solid waste management and waste-to-energy in the context of a circular economy and energy recycling in Europe,” *Energy*, vol. 141, pp. 2013–2044, 2017, doi: 10.1016/j.energy.2017.11.128.
- [114] V. M. Doña-Grimaldi, A. Palma, M. Ruiz-Montoya, E. Morales, and M. J. Díaz, “Energetic valorization of MSW compost valorization by selecting the maturity conditions,” *J. Environ. Manage.*, vol. 238, no. March, pp. 153–158, 2019, doi: 10.1016/j.jenvman.2019.02.125.
- [115] G. Baskar, G. Kalavathy, R. Aiswarya, and I. Abarnaebenezer Selvakumari, *Advances in bio-oil extraction from nonedible oil seeds and algal biomass*. Elsevier Ltd., 2019.
- [116] C. B. Clifford, “Biomass Pyrolysis,” 2020. <https://www.e-education.psu.edu/egee439/node/537>.
- [117] P. Basu, “5.Pyrolysis,” 2018, pp. 155–187.
- [118] G. R. Mong *et al.*, “Microwave pyrolysis for valorisation of horse manure biowaste,” *Energy Convers. Manag.*, vol. 220, no. March, p. 113074, 2020, doi: 10.1016/j.enconman.2020.113074.
- [119] A. T. Sipra, N. Gao, and H. Sarwar, “Municipal solid waste (MSW) pyrolysis for bio-fuel production : A review of effects of MSW components and catalysts,” vol. 175, no. October 2017, pp. 131–147, 2018, doi: 10.1016/j.fuproc.2018.02.012.

- [120] J. Lu, Y. Chang, C. Poon, and D. Lee, “Bioresource Technology Slow pyrolysis of municipal solid waste (MSW): A review,” *Bioresour. Technol.*, vol. 312, no. May, p. 123615, 2020, doi: 10.1016/j.biortech.2020.123615.
- [121] U. Fernandes and M. Costa, “Potential of biomass residues for energy production and utilization in a region of Portugal,” *Biomass and Bioenergy*, vol. 34, no. 5, pp. 661–666, 2010, doi: 10.1016/j.biombioe.2010.01.009.
- [122] A. I. N. Press, “Bio-energy in Europe : changing technology choices,” vol. 34, no. 2006, pp. 322–342, 2010, doi: 10.1016/j.enpol.2004.03.026.
- [123] J. Poudel, T. Ohm, and S. Cheon, “A study on torrefaction of food waste,” *Fuel*, vol. 140, pp. 275–281, 2015, doi: 10.1016/j.fuel.2014.09.120.
- [124] G. Pahla, F. Ntuli, and E. Muzenda, “Torrefaction of landfill food waste for possible application in biomass,” *Waste Manag.*, vol. 71, no. 2018, pp. 512–520, 2020, doi: 10.1016/j.wasman.2017.10.035.
- [125] J. Medick, I. Teichmann, and C. Kemfert, “Hydrothermal carbonization (HTC) of green waste: Mitigation potentials, costs, and policy implications of HTC coal in the metropolitan region of Berlin, Germany,” *Energy Policy*, vol. 123, no. July, pp. 503–513, 2018, doi: 10.1016/j.enpol.2018.08.033.
- [126] S. Pereira and M. Costa, “Short rotation coppice for bioenergy : From biomass characterization to establishment – A review,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 74, no. March, pp. 1170–1180, 2017, doi: 10.1016/j.rser.2017.03.006.
- [127] P. McKendry, “Energy production from biomass (part 2): conversion technologies,” *Bioresour. Technol.*, vol. 83, pp. 47–54, 2002, doi: [https://doi.org/10.1016/S0960-8524\(01\)00119-5](https://doi.org/10.1016/S0960-8524(01)00119-5).
- [128] O. RP., *Biomass gasification: a growing business*. 1998.
- [129] M. Rämä, M. Leurent, and J. G. Devezeaux de Lavergne, “Flexible nuclear co-generation plant combined with district heating and a large-scale heat storage,” *Energy*, vol. 193, 2020, doi: 10.1016/j.energy.2019.116728.
- [130] M. Masche *et al.*, “From wood chips to pellets to milled pellets: The mechanical processing pathway of Austrian pine and European beech,” *Powder Technol.*, vol. 350, pp. 134–145, 2019, doi: 10.1016/j.powtec.2019.03.002.
- [131] M. Börjesson and E. O. Ahlgren, *Biomass CHP Energy Systems : A Critical Assessment*, vol. 5. Elsevier Ltd., 2012.
- [132] “Food and Agriculture Organization of the United Nations” FAO, “2.2 Theory of gasification,” in *Wood gas as engine fuel*, .
- [133] J. Ren, J. P. Cao, X. Y. Zhao, F. L. Yang, and X. Y. Wei, “Recent advances in syngas production from biomass catalytic gasification: A critical review on reactors, catalysts, catalytic mechanisms and mathematical models,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 116, no. October, p. 109426, 2019, doi: 10.1016/j.rser.2019.109426.
- [134] P. Basu, *Biomass Gasification and Pyrolysis: Practical Design and Theory*. 2010.
- [135] C. E. Agu, C. Pfeifer, M. Eikeland, L. A. Tokheim, and B. M. E. Moldestad, “Measurement and characterization of biomass mean residence time in an air-blown bubbling fluidized bed gasification reactor,” *Fuel*, vol. 253, no. January, pp. 1414–1423, 2019, doi: 10.1016/j.fuel.2019.05.103.
- [136] I. L. Motta, N. T. Miranda, R. Maciel Filho, and M. R. Wolf Maciel, “Biomass gasification in fluidized beds: A review of biomass moisture content and operating pressure effects,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 94, no. July, pp. 998–1023, 2018, doi: 10.1016/j.rser.2018.06.042.

- [137] L. S. Nikolaisen and P. D. Jensen, *Biomass feedstocks: categorisation and preparation for combustion and gasification*. Woodhead Publishing Limited, 2013.
- [138] S. Ferreira, E. Monteiro, P. Brito, and C. Vilarinho, “Biomass resources in Portugal: Current status and prospects,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 78, no. January, pp. 1221–1235, 2017, doi: 10.1016/j.rser.2017.03.140.
- [139] L. Jayarathna, G. Kent, I. O’Hara, and P. Hobson, “A Geographical Information System based framework to identify optimal location and size of biomass energy plants using single or multiple biomass types,” *Appl. Energy*, vol. 275, no. February, 2020, doi: 10.1016/j.apenergy.2020.115398.
- [140] R. W. Breault, “Gasification processes old and new: A basic review of the major technologies,” *Energies*, vol. 3, no. 2, pp. 216–240, 2010, doi: 10.3390/en3020216.
- [141] X. Zhuang, Y. Song, H. Zhan, X. Yin, and C. Wu, “Gasification performance of biowaste-derived hydrochar: The properties of products and the conversion processes,” *Fuel*, vol. 260, no. October 2019, 2020, doi: 10.1016/j.fuel.2019.116320.
- [142] M. L. Valderrama Rios, A. M. González, E. E. S. Lora, and O. A. Almazán del Olmo, “Reduction of tar generated during biomass gasification: A review,” *Biomass and Bioenergy*, vol. 108, no. July 2017, pp. 345–370, 2018, doi: 10.1016/j.biombioe.2017.12.002.
- [143] B. Liu and S. Ji, “Comparative study of fluidized-bed and fixed-bed reactor for syngas methanation over Ni-W/TiO₂-SiO₂ catalyst,” *J. Energy Chem.*, vol. 22, no. 5, pp. 740–746, 2013, doi: 10.1016/S2095-4956(13)60098-4.
- [144] M. Cortazar *et al.*, “Experimental study and modeling of biomass char gasification kinetics in a novel thermogravimetric flow reactor,” *Chem. Eng. J.*, vol. 396, no. April, p. 125200, 2020, doi: 10.1016/j.cej.2020.125200.
- [145] O. Alves, M. Gonçalves, P. Brito, E. Monteiro, and C. Jacinto, “Environmental impact and occupational risk in gasification plants processing residues of sewage sludge and refuse-derived fuel: a review,” *Int. J. Occup. Environ. Saf.*, vol. 1, no. 1, pp. 29–38, 2018, doi: 10.24840/2184-0954_002.002_0006.
- [146] Y. Zhang, B. Li, H. Li, and H. Liu, “Thermodynamic evaluation of biomass gasification with air in autothermal gasifiers,” *Thermochim. Acta*, vol. 519, no. 1–2, pp. 65–71, 2011, doi: 10.1016/j.tca.2011.03.005.
- [147] Z. Yao, S. You, T. Ge, and C. H. Wang, “Biomass gasification for syngas and biochar co-production: Energy application and economic evaluation,” *Appl. Energy*, vol. 209, no. July 2017, pp. 43–55, 2018, doi: 10.1016/j.apenergy.2017.10.077.
- [148] V. Marcantonio, M. De Falco, M. Capocelli, E. Bocci, A. Colantoni, and M. Villarini, “Process analysis of hydrogen production from biomass gasification in fluidized bed reactor with different separation systems,” *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 44, no. 21, pp. 10350–10360, 2019, doi: 10.1016/j.ijhydene.2019.02.121.
- [149] D. S. Upadhyay, A. K. Sakhiya, K. Panchal, A. H. Patel, and R. N. Patel, “Effect of equivalence ratio on the performance of the downdraft gasifier – An experimental and modelling approach,” *Energy*, vol. 168, pp. 833–846, 2019, doi: 10.1016/j.energy.2018.11.133.
- [150] P. Basu, “Chapter 6 - Design of Biomass Gasifiers,” in *Biomass Gasification Design Handbook*, First Edit., © 2010 Elsevier Inc., 2010, pp. 167–228.
- [151] J. Hansson, A. Leveau, and C. H. Nordlight, “Biomass Gasifier Database for

- Computer Simulation Purposes,” pp. 1–42, 2011.
- [152] I. Olofsson, A. Nordin, and U. Söderlind, *Initial review and evaluation of process technologies and systems suitable for cost-efficient medium-scale gasification for biomass to liquid fuels*. 2005.
- [153] J. Karl and T. Pröll, “Steam gasification of biomass in dual fluidized bed gasifiers: A review,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 98, no. October 2017, pp. 64–78, 2018, doi: 10.1016/j.rser.2018.09.010.
- [154] J. D. Holladay, J. Hu, D. L. King, and Y. Wang, “An overview of hydrogen production technologies,” vol. 139, pp. 244–260, 2009, doi: 10.1016/j.cattod.2008.08.039.
- [155] S. Heyne, T. Liliedahl, and M. Marklund, “Biomass gasification - A synthesis of technical barriers and current research issues for deployment at large scale.,” *Tech. Rep.*, no. September, 2013, doi: 10.13140/RG.2.1.2593.8406.
- [156] N. Kaisalo, “Tar reforming in biomass gasification gas cleaning,” 2017.
- [157] U. S. P. and T. Office, “Production Of Producer Gas, Water-Gas, Synthesis Gas From Solid Carbonaceous Material, Or Mixtures Containing These Gases (Synthesis Gas From Liquid Or Gaseous Hydrocarbons C01B; Underground Gasification Of Minerals E21B 43/295); Carbureting Air Or Other,” p. Estados Unidos de America US8557218B2, 15 octubre, 2017.
- [158] Y. Furusawa, H. Taguchi, S. N. Ismail, S. Thangavel, K. Matsuoka, and C. Fushimi, “Estimation of cold gas efficiency and reactor size of low-temperature gasifier for advanced-integrated coal gasification combined cycle systems,” *Fuel Process. Technol.*, vol. 193, no. May, pp. 304–316, 2019, doi: 10.1016/j.fuproc.2019.05.023.
- [159] Y. Zhang, P. Xu, S. Liang, B. Liu, Y. Shuai, and B. Li, “Exergy analysis of hydrogen production from steam gasification of biomass: A review,” *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 44, no. 28, pp. 14290–14302, 2019, doi: 10.1016/j.ijhydene.2019.02.064.
- [160] D. Flórez-Orrego, F. Nascimento Silva, and S. de Oliveira Junior, “Syngas production with thermo-chemically recuperated gas expansion systems: An exergy analysis and energy integration study,” *Energy*, vol. 178, pp. 293–308, 2019, doi: 10.1016/j.energy.2019.04.147.
- [161] Z. Wang, K. G. Burra, T. Lei, and A. K. Gupta, “Co-gasification characteristics of waste tire and pine bark mixtures in CO₂ atmosphere,” *Fuel*, vol. 257, no. August, p. 116025, 2019, doi: 10.1016/j.fuel.2019.116025.
- [162] E. S. Aydin, O. Yucel, and H. Sadikoglu, “Experimental study on hydrogen-rich syngas production via gasification of pine cone particles and wood pellets in a fixed bed downdraft gasifier,” *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 44, no. 32, pp. 17389–17396, 2019, doi: 10.1016/j.ijhydene.2019.02.175.
- [163] Z. Wang *et al.*, “Syngas evolution and energy efficiency in CO₂-assisted gasification of pine bark,” *Appl. Energy*, vol. 269, no. March, 2020, doi: 10.1016/j.apenergy.2020.114996.
- [164] J. Soares and A. C. Oliveira, “Experimental assessment of pine wood chips gasification at steady and part-load performance,” *Biomass and Bioenergy*, vol. 139, no. October 2019, 2020, doi: 10.1016/j.biombioe.2020.105625.
- [165] Y. H. Seo, H. V. Ly, J. Kim, S. S. Kim, W. Cho, and Y. Baek, “Gasification Characteristics of *Pinus rigida* (Pitch Pine) and *Quercus variabilis* (Oriental Oak) with Dolomite Catalyst in a Fluidized Bed Reactor,” *Energy Sources, Part A*

- Recover. Util. Environ. Eff.*, vol. 37, no. 15, pp. 1637–1646, 2015, doi: 10.1080/15567036.2011.638972.
- [166] P. Kamble *et al.*, “Biomass gasification of hybrid seed *Miscanthus* in Glasgow’s downdraft gasifier testbed system,” *Energy Procedia*, vol. 158, pp. 1174–1181, 2019, doi: 10.1016/j.egypro.2019.01.303.
- [167] G. Xue *et al.*, “Gasification of *Miscanthus x giganteus* in an air-blown bubbling fluidized bed: A preliminary study of performance and agglomeration,” *Energy and Fuels*, vol. 28, no. 2, pp. 1121–1131, 2014, doi: 10.1021/ef4022152.
- [168] A. Samson, M. Mos, J. Najser, M. Daroch, and J. Gallagher, “Gasification of *Miscanthus x giganteus* pellets in a fixed bed pilot-scale unit,” *Front. Energy Res.*, vol. 6, no. SEP, pp. 1–10, 2018, doi: 10.3389/fenrg.2018.00091.
- [169] R. Michel, R. Gruber, P. Burg, S. Rapagnà, G. Mazziotti Di Celso, and C. Courson, “Gasification of *Miscanthus X Giganteus* in Catalytic Conditions: Production of Syngas, Preliminary Results,” no. November, pp. 99–102, 2007, doi: 10.1051/names2007021.
- [170] G. Xue *et al.*, “Gasification of torrefied *Miscanthus*×*giganteus* in an air-blown bubbling fluidized bed gasifier,” *Bioresour. Technol.*, vol. 159, pp. 397–403, 2014, doi: 10.1016/j.biortech.2014.02.094.
- [171] D. Borello *et al.*, “Thermo-Economic Assessment of a Olive Pomace Gasifier for Cogeneration Applications,” *Energy Procedia*, vol. 75, pp. 252–258, 2015, doi: 10.1016/j.egypro.2015.07.325.
- [172] V. Skoulou, A. Zabaniotou, G. Stavropoulos, and G. Sakelaropoulos, “Syngas production from olive tree cuttings and olive kernels in a downdraft fixed-bed gasifier,” *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 33, no. 4, pp. 1185–1194, 2008, doi: 10.1016/j.ijhydene.2007.12.051.
- [173] M. Dogru, “Experimental results of olive pits gasification in a fixed bed downdraft gasifier system,” *Int. J. Green Energy*, vol. 10, no. 4, pp. 348–361, 2013, doi: 10.1080/15435075.2012.655351.
- [174] V. Skoulou, A. Swiderski, W. Yang, and A. Zabaniotou, “Process characteristics and products of olive kernel high temperature steam gasification (HTSG),” *Bioresour. Technol.*, vol. 100, no. 8, pp. 2444–2451, 2009, doi: 10.1016/j.biortech.2008.11.021.
- [175] V. Skoulou, G. Koufodimos, Z. Samaras, and A. Zabaniotou, “Low temperature gasification of olive kernels in a 5-kW fluidized bed reactor for H₂-rich producer gas,” *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 33, no. 22, pp. 6515–6524, 2008, doi: 10.1016/j.ijhydene.2008.07.074.
- [176] Y. Cheng, Z. Thow, and C. H. Wang, “Biomass gasification with CO₂ in a fluidized bed,” *Powder Technol.*, vol. 296, pp. 87–101, 2016, doi: 10.1016/j.powtec.2014.12.041.
- [177] L. P. R. Pala, Q. Wang, G. Kolb, and V. Hessel, “Steam gasification of biomass with subsequent syngas adjustment using shift reaction for syngas production: An Aspen Plus model,” *Renew. Energy*, vol. 101, pp. 484–492, 2017, doi: 10.1016/j.renene.2016.08.069.
- [178] H. Yu, Z. Li, X. Yang, L. Jiang, Z. Zhang, and D. Chen, “Experimental research on oxygen-enriched gasification of straw in an entrained-flow gasifier,” *J. Renew. Sustain. Energy*, vol. 5, 2013, doi: <https://doi.org/10.1063/1.4822260>.
- [179] P. C. Hulteberg and H. T. Karlsson, “A study of combined biomass gasification and electrolysis for hydrogen production,” *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 34, no. 2,

- pp. 772–782, 2009, doi: 10.1016/j.ijhydene.2008.10.073.
- [180] A. Talebizadeh, Y. Mortazavi, and A. A. Khodadadi, “Comparative study of the two-zone fluidized-bed reactor and the fluidized-bed reactor for oxidative coupling of methane over Mn/Na₂WO₄/SiO₂ catalyst,” *Fuel Process. Technol.*, vol. 90, no. 10, pp. 1319–1325, 2009, doi: 10.1016/j.fuproc.2009.06.021.
- [181] G. V. Kuznetsov, S. A. Yankovsky, A. A. Tolokolnikov, A. V. Zenkov, and I. V. Cherednik, “Conditions and characteristics of mixed fuel granules ignition based on coal and finely dispersed wood,” *Energy*, vol. 194, p. 116896, 2020, doi: 10.1016/j.energy.2020.116896.
- [182] P. Basu, “Chapter 13 – Analytical Techniques,” *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction*, pp. 439–455, 2013, doi: 10.1016/B978-0-12-396488-5.00013-7.
- [183] P. Basu, *Biomass Characteristics*, First Edit. © 2010 Elsevier Inc., 2010.
- [184] M. Thompson, *CHNS Elemental Analysers - amc technical briefs*, vol. 29, no. 1, 2008.
- [185] I. 238, “ISO 16948: Solid biofuels—determination of content of carbon, hydrogen and nitrogen.” p. 9, 2015.
- [186] Q. Zhu, “Coal sampling and analysis standards,” *IEA Clean Coal Cent.*, p. 123, 2014, [Online]. Available: [https://www.usea.org/sites/default/files/042014_Coal sampling and analysis standards_ccc235.pdf](https://www.usea.org/sites/default/files/042014_Coal%20sampling%20and%20analysis%20standards_ccc235.pdf).
- [187] A. S. A. D5373, “ASTM D5373 - Standard Test Methods for Determination of Carbon, Hydrogen and Nitrogen in Analysis Samples of Coal and Carbon in Analysis Samples of Coal and Coke.” 2020.
- [188] T. Lever, P. Haines, J. Rouquerol, E. L. Charsley, P. Van Eckeren, and D. J. Burllett, “ICTAC nomenclature of thermal analysis (IUPAC Recommendations 2014),” *Pure Appl. Chem.*, vol. 86, no. 4, pp. 545–553, 2014, doi: 10.1515/pac-2012-0609.
- [189] I. Gravalos *et al.*, “A study on calorific energy values of biomass residue pellets for heating purposes,” *Proc. ...*, pp. 1–9, 2010, [Online]. Available: <http://www.tesaf.unipd.it/formec2010/proceedings/ab/ab066.pdf>.
- [190] C. S. Montes, D. A. da Silva, R. A. Garcia, G. I. Bolzón de Muñiz, and J. C. Weber, “Calorific value of *Prosopis africana* and *Balanites aegyptiaca* wood: Relationships with tree growth, wood density and rainfall gradients in the West African Sahel,” *Biomass and Bioenergy*, vol. 35, no. 1, pp. 346–353, 2011, doi: 10.1016/j.biombioe.2010.08.058.
- [191] B. Patel, “Biomass Characterization and its Use as Solid Fuel for Combustion,” *Iran. J. Energy Environ.*, vol. 3, no. 2, pp. 123–128, 2012, doi: 10.5829/idosi.ijee.2012.03.02.0071.
- [192] J. S. Tumuluru, “Effect of pellet die diameter on density and durability of pellets made from high moisture woody and herbaceous biomass,” *Carbon Resour. Convers.*, vol. 1, no. 1, pp. 44–54, 2018, doi: 10.1016/j.crcon.2018.06.002.
- [193] S. Frodeson, G. Henriksson, and J. Berghel, “Effects of moisture content during densification of biomass pellets, focusing on polysaccharide substances,” *Biomass and Bioenergy*, vol. 122, no. January, pp. 322–330, 2019, doi: 10.1016/j.biombioe.2019.01.048.
- [194] R. Muthu Dinesh Kumar and R. Anand, *Production of biofuel from biomass downdraft gasification and its applications*. Elsevier Ltd, 2019.
- [195] W. F. Fassinou, L. Van de Steene, S. Toure, G. Volle, and P. Girard, “Pyrolysis of *Pinus pinaster* in a two-stage gasifier: Influence of processing parameters and

- thermal cracking of tar,” *Fuel Process. Technol.*, vol. 90, no. 1, pp. 75–90, 2009, doi: 10.1016/j.fuproc.2008.07.016.
- [196] A. Pandey, S. Negi, P. Binod, and C. Larroche, *Pretreatment of Biomass: Processes and Technologies*. .
- [197] E. Butler, G. Devlin, D. Meier, and K. McDonnell, “Characterisation of spruce, salix, miscanthus and wheat straw for pyrolysis applications,” *Bioresour. Technol.*, vol. 131, pp. 202–209, 2013, doi: 10.1016/j.biortech.2012.12.013.
- [198] A. Budai *et al.*, “Surface properties and chemical composition of corncob and miscanthus biochars: Effects of production temperature and method,” *J. Agric. Food Chem.*, vol. 62, no. 17, pp. 3791–3799, 2014, doi: 10.1021/jf501139f.
- [199] B. B. Uzun, A. E. Pütün, and E. Pütün, “Composition of products obtained via fast pyrolysis of olive-oil residue: Effect of pyrolysis temperature,” *J. Anal. Appl. Pyrolysis*, vol. 79, no. 1-2 SPEC. ISS., pp. 147–153, 2007, doi: 10.1016/j.jaap.2006.12.005.
- [200] S. Yaman, M. Şahan, H. Haykiri-Açma, K. Şeşen, and S. Küçükbayrak, “Production of fuel briquettes from olive refuse and paper mill waste,” *Fuel Process. Technol.*, vol. 68, no. 1, pp. 23–31, 2000, doi: 10.1016/S0378-3820(00)00111-9.
- [201] B. Monsen, M. Grønli, L. Nygaard, and H. Tveit, “The Use of Biocarbon in Norwegian Ferroalloy Production,” *Infacon*, vol. 9, no. June, pp. 268–276, 2001.
- [202] K. Jayaraman and I. Gökalp, “Pyrolysis, combustion and gasification characteristics of miscanthus and sewage sludge,” *Energy Convers. Manag.*, vol. 89, pp. 83–91, 2015, doi: 10.1016/j.enconman.2014.09.058.
- [203] E. Behazin, E. Ogunsona, A. Rodriguez-Uribe, A. K. Mohanty, M. Misra, and A. O. Anyia, “Mechanical, chemical, and physical properties of wood and perennial grass biochars for possible composite application,” *BioResources*, vol. 11, no. 1, pp. 1334–1348, 2016, doi: 10.15376/biores.11.1.1334-1348.
- [204] J. M. Encinar, F. J. Beltrán, A. Ramiro, and J. F. González, “Catalyzed Pyrolysis of Grape and Olive Bagasse. Influence of Catalyst Type and Chemical Treatment,” *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 36, no. 10, pp. 4176–4183, 1997, doi: 10.1021/ie960795b.
- [205] S. Şensöz, I. Demiral, and H. F. Gerçel, “Olive bagasse (*Olea europea* L.) pyrolysis,” *Bioresour. Technol.*, vol. 97, no. 3, pp. 429–436, 2006, doi: 10.1016/j.biortech.2005.03.007.
- [206] J. Dibdiakova, L. Wang, and H. Li, “Characterization of Ashes from *Pinus Sylvestris* forest Biomass,” *Energy Procedia*, vol. 75, pp. 186–191, 2015, doi: 10.1016/j.egypro.2015.07.289.
- [207] M. Jones and M. Walsh, *Miscanthus: For Energy and Fibre*. .
- [208] Khalideh Al bkoor Alrawashdeh, Katarzyna Słopiecka, Abdullah A. Alshorman, Pietro Bartocci, and Francesco Fantozzi, “Pyrolytic Degradation of Olive Waste Residue (OWR) by TGA: Thermal Decomposition Behavior and Kinetic Study,” *J. Energy Power Eng.*, vol. 11, no. 8, pp. 497–510, 2017, doi: 10.17265/1934-8975/2017.08.001.
- [209] D. Vera, F. Jurado, B. De Mena, and J. C. Hernández, “A distributed generation hybrid system for electric energy boosting fueled with olive industry wastes,” *Energies*, vol. 12, no. 3, pp. 1–18, 2019, doi: 10.3390/en12030500.
- [210] M. Sert, D. Selvi Gökkaya, N. Cengiz, L. Ballice, M. Yüksel, and M. Sağlam, “Hydrogen production from olive-pomace by catalytic hydrothermal gasification,”

- J. Taiwan Inst. Chem. Eng.*, vol. 83, pp. 90–98, 2018, doi: 10.1016/j.jtice.2017.11.026.
- [211] A. K. James, R. W. Thring, S. Helle, and H. S. Ghuman, “Ash Management Review—Applications of Biomass Bottom Ash,” pp. 3856–3873, 2012, doi: 10.3390/en5103856.
- [212] Y. F. Huang and S. L. Lo, “Predicting heating value of lignocellulosic biomass based on elemental analysis,” *Energy*, vol. 191, p. 116501, 2020, doi: 10.1016/j.energy.2019.116501.
- [213] D. A. da Silva, E. Eloy, B. O. Caron, and P. F. Trugilho, “Elemental Chemical Composition of Forest Biomass at Different Ages for Energy Purposes,” *Floresta e Ambient.*, vol. 26, no. 4, 2019, doi: 10.1590/2179-8087.020116.
- [214] T. Milne, C. Elam, and R. Evans, “Hydrogen from Biomass State of the Art and Research Challenges Thomas,” 2002.
- [215] T. Miranda, A. Esteban, S. Rojas, I. Montero, and A. Ruiz, “Combustion analysis of different olive residues,” *Int. J. Mol. Sci.*, vol. 9, no. 4, pp. 512–525, 2008, doi: 10.3390/ijms9040512.
- [216] S. Bilgen, S. Keles, and K. Kaygusuz, “Calculation of higher and lower heating values and chemical exergy values of liquid products obtained from pyrolysis of hazelnut cupulae,” vol. 41, pp. 380–385, 2012, doi: 10.1016/j.energy.2012.03.001.
- [217] A. Demirbas, “Effects of moisture and hydrogen content on the heating value of fuels,” *Energy Sources, Part A Recover. Util. Environ. Eff.*, vol. 29, no. 7, pp. 649–655, 2007, doi: 10.1080/009083190957801.
- [218] N. Jafri, W. Y. Wong, V. Doshi, L. W. Yoon, and K. H. Cheah, “A review on production and characterization of biochars for application in direct carbon fuel cells,” *Process Saf. Environ. Prot.*, vol. 118, pp. 152–166, 2018, doi: 10.1016/j.psep.2018.06.036.
- [219] G. Trif-Tordai and I. Ionel, “Waste Biomass as Alternative Bio-Fuel - Co-Firing versus Direct Combustion,” *Altern. Fuel*, 2011, doi: 10.5772/25030.
- [220] C. Sheng and J. L. T. Azevedo, “Estimating the higher heating value of biomass fuels from basic analysis data,” *Biomass and Bioenergy*, vol. 28, no. 5, pp. 499–507, 2005, doi: 10.1016/j.biombioe.2004.11.008.
- [221] C. R. Sette, M. D. A. de Moraes, A. Coneglian, R. M. Ribeiro, A. L. S. Hansted, and F. M. Yamaji, “Forest harvest byproducts: Use of waste as energy,” *Waste Manag.*, vol. 114, pp. 196–201, 2020, doi: 10.1016/j.wasman.2020.07.001.
- [222] M. Hasan, Y. Haseli, and E. Karadogan, “Correlations to predict elemental compositions and heating value of torrefied biomass,” *Energies*, vol. 11, no. 9, pp. 1–15, 2018, doi: 10.3390/en11092443.
- [223] A. A. Azzaz *et al.*, “Olive mill wastewater: From a pollutant to green fuels, agricultural and water source and bio-fertilizer – Hydrothermal carbonization,” *Sci. Total Environ.*, vol. 733, p. 139314, 2020, doi: 10.1016/j.scitotenv.2020.139314.
- [224] S. Sfakiotakis and D. Vamvuka, “Study of co-pyrolysis of olive kernel with waste biomass using TGA/DTG/MS,” *Thermochim. Acta*, vol. 670, no. May, pp. 44–54, 2018, doi: 10.1016/j.tca.2018.10.006.
- [225] N. Radenahmad, N. A. H. Morni, A. Ahmed, M. S. A. Bakar, J. Zaini, and A. K. Azad, “Characterization of rice husk as a potential renewable energy source,” in *Brunei International Conference on Engineering and Technology 2018 (BICET 2018)*, 2018, 2018, p. 4.

- [226] H. Yang, R. Yan, H. Chen, D. H. Lee, and C. Zheng, “Characteristics of hemicellulose, cellulose and lignin pyrolysis,” *Fuel*, vol. 86, no. 12–13, pp. 1781–1788, 2007, doi: 10.1016/j.fuel.2006.12.013.
- [227] H. Yang, R. Yan, H. Chen, C. Zheng, D. H. Lee, and D. T. Liang, “In-depth investigation of biomass pyrolysis based on three major components: Hemicellulose, cellulose and lignin,” *Energy and Fuels*, vol. 20, no. 1, pp. 388–393, 2006, doi: 10.1021/ef0580117.
- [228] S. A. El-Sayed and M. E. Mostafa, “Pyrolysis characteristics and kinetic parameters determination of biomass fuel powders by differential thermal gravimetric analysis (TGA/DTG),” *Energy Convers. Manag.*, vol. 85, pp. 165–172, 2014, doi: 10.1016/j.enconman.2014.05.068.
- [229] Y. J. Rueda-Ordóñez, C. J. Arias-Hernández, J. F. Manrique-Pinto, P. Gauthier-Maradei, and W. A. Bizzo, “Assessment of the thermal decomposition kinetics of empty fruit bunch, kernel shell and their blend,” *Bioresour. Technol.*, vol. 292, no. June, p. 121923, 2019, doi: 10.1016/j.biortech.2019.121923.
- [230] “All power labs,” 2018. www.allpowerlabs.com.
- [231] EQTEC, “The world experts in advanced gasification,” 2020. <https://eqtec.com/>.
- [232] D. Dayton, “A Review of the Literature on Catalytic Biomass Tar Destruction Milestone Completion Report,” no. December, 2002.
- [233] Q. Yu, C. Brage, T. Nordgreen, and K. Sjöström, “Effects of Chinese dolomites on tar cracking in gasification of birch,” *Fuel*, vol. 88, no. 10, pp. 1922–1926, 2009, doi: 10.1016/j.fuel.2009.04.020.
- [234] G. Hu, S. Xu, S. Li, C. Xiao, and S. Liu, “Steam gasification of apricot stones with olivine and dolomite as downstream catalysts,” vol. 87, pp. 375–382, 2006, doi: 10.1016/j.fuproc.2005.07.008.
- [235] M. Hervy *et al.*, “Evolution of dolomite composition and reactivity during biomass gasification,” *Appl. Catal. A, Gen.*, vol. 572, no. September 2018, pp. 97–106, 2019, doi: 10.1016/j.apcata.2018.12.014.
- [236] G. Allesina *et al.*, “Gasification of cotton crop residues for combined power and biochar production in Mozambique,” *Appl. Therm. Eng.*, vol. 139, no. November 2017, pp. 387–394, 2018, doi: 10.1016/j.applthermaleng.2018.04.115.
- [237] S. A. Salaudeen, P. Arku, and A. Dutta, *Gasification of plastic solid waste and competitive technologies*. Elsevier Inc., 2018.
- [238] A. Garg, K. Kazunari, and T. Pulles, “Chaper 1 Introduction,” in *Energy*, vol. 2, 2006, pp. 1–29.
- [239] M. J. Hermoso-Orzáez, R. Mota-Panizio, L. Carmo-Calado, and P. Brito, “Thermochemical and economic analysis for energy recovery by the gasification of WEEE plastic waste from the disassembly of large-scale outdoor obsolete luminaires by LEDs in the alto alentejo region (Portugal),” *Applied Sciences (Switzerland)*, vol. 10, no. 13, 2020, doi: 10.3390/app10134601.
- [240] A. Almeida, P. Neto, I. Pereira, A. Ribeiro, and R. Pilão, “Effect of temperature on the gasification of olive bagasse particles,” *J. Energy Inst.*, vol. 92, no. 1, pp. 153–160, 2019, doi: 10.1016/j.joei.2017.10.012.
- [241] P. Basu, “Combustion and gasification in fluidized bed,” 2006.
- [242] P. Basu, *Gasification theory*. 2018.
- [243] D. Vera, F. Jurado, N. K. Margaritis, and P. Grammelis, “Experimental and economic study of a gasification plant fuelled with olive industry wastes,” *Energy Sustain. Dev.*, vol. 23, no. November 2017, pp. 247–257, 2014, doi:

- 10.1016/j.esd.2014.09.011.
- [244] S. Nilsson, A. Gómez-Barea, D. Fuentes-Cano, P. Haro, and G. Pinna-Hernández, “Gasification of olive tree pruning in fluidized bed: Experiments in a laboratory-scale plant and scale-up to industrial operation,” *Energy and Fuels*, vol. 31, no. 1, pp. 542–554, 2017, doi: 10.1021/acs.energyfuels.6b02039.
- [245] G. Ruoppolo, P. Ammendola, R. Chirone, and F. Miccio, “H₂-rich syngas production by fluidized bed gasification of biomass and plastic fuel,” *Waste Manag.*, vol. 32, no. 4, pp. 724–732, 2012, doi: 10.1016/j.wasman.2011.12.004.
- [246] D. L. S. Nieskens, A. Ciftci, P. E. Groenendijk, M. F. Wielemaker, and A. Malek, “Production of Light Hydrocarbons from Syngas Using a Hybrid Catalyst,” *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 56, no. 10, pp. 2722–2732, 2017, doi: 10.1021/acs.iecr.6b04643.
- [247] S. Chang, Z. Zhang, L. Cao, L. Ma, S. You, and W. Li, “Co-gasification of digestate and lignite in a downdraft fixed bed gasifier: Effect of temperature,” *Energy Convers. Manag.*, vol. 213, no. April, p. 112798, 2020, doi: 10.1016/j.enconman.2020.112798.
- [248] S. Wang *et al.*, “Syngas, tar and char behavior in chemical looping gasification of sawdust pellet in fluidized bed,” *Fuel*, vol. 270, no. February, 2020, doi: 10.1016/j.fuel.2020.117464.
- [249] H. Kim, K. Jeon, H. Lim, and J. Song, “Parameter analysis of an entrained flow gasification process,” vol. 10, no. 12, pp. 1–10, 2018, doi: 10.1177/1687814018815255.
- [250] C. Pfeifer, *Sorption-enhanced gasification*. 2013.
- [251] M. He, B. Xiao, Z. Hu, S. Liu, X. Guo, and S. Luo, “Syngas production from catalytic gasification of waste polyethylene: Influence of temperature on gas yield and composition,” *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 34, no. 3, pp. 1342–1348, 2009, doi: 10.1016/j.ijhydene.2008.12.023.
- [252] P. Basu, *Design of Biomass Gasifiers*. Elsevier Inc., 2013.
- [253] S. Pang, *Fuel flexible gas production: Biomass, coal and bio-solid wastes*. Elsevier Ltd, 2016.
- [254] J. G. Speight, *Types of gasifier for synthetic liquid fuel production: Design and technology*. © 2015 Woodhead Publishing Limited. All rights reserved., 2015.
- [255] A. Cammarota, R. Chirone, and F. Scala, “Bed Agglomeration During the Fluidized Bed Combustion of Olive Husk,” in *18th International Conference on Fluidized Bed Combustion*, 205AD, pp. 689–695.
- [256] K. X. Kallis, G. A. Pellegrini Susini, and J. E. Oakey, “A comparison between Miscanthus and bioethanol waste pellets and their performance in a downdraft gasifier,” *Appl. Energy*, vol. 101, pp. 333–340, 2013, doi: 10.1016/j.apenergy.2012.01.037.
- [257] A. Surjosatyo, M. B. Anggriawan, A. A. Hermawan, and H. Dafiqurrohman, “Comparison between secondary thermal cracking methods and venturi scrubber filtering in order to reduce tar in biomass gasification,” *Energy Procedia*, vol. 158, pp. 749–754, 2019, doi: 10.1016/j.egypro.2019.01.200.
- [258] T. Lindstad, M. Syvertsen, R. J. Ishak, H. B. Arntzen, and P. O. Grøntvedt, “The influence of alkalis on the boudouard reaction,” in *Tenth International Ferroalloys Congress*, 2004, pp. 261–271, doi: 10.1007/BF02997045.
- [259] G. Taralas, V. Vassilatos, and K. Sjoström, “Thermal and Catalytic Cracking of n-Heptane in Presence of CaO, MgO and Calcined Dolomites,” *Can. J. Chem. Eng.*,

- vol. 69, pp. 1413–1419, 1991.
- [260] M. Ling, M. J. Esfahani, H. Akbari, and A. Foroughi, “Effects of residence time and heating rate on gasification of petroleum residue,” *Pet. Sci. Technol.*, vol. 34, no. 22, pp. 1837–1840, 2016, doi: 10.1080/10916466.2016.1230752.
- [261] M. Asadieraghi and W. M. A. Wan Daud, “In-situ catalytic upgrading of biomass pyrolysis vapor: Using a cascade system of various catalysts in a multi-zone fixed bed reactor,” *Energy Convers. Manag.*, vol. 101, pp. 151–163, 2015, doi: 10.1016/j.enconman.2015.05.008.
- [262] F. A. Agblevor and S. Besler, “Inorganic Compounds in Biomass Feedstocks . 1 . Effect on the Quality of Fast Pyrolysis Oils,” no. 7, pp. 293–298, 1996, doi: 10.1021/ef950202u.
- [263] S. Sun, H. Tian, Y. Zhao, R. Sun, and H. Zhou, “Experimental and numerical study of biomass flash pyrolysis in an entrained flow reactor,” *Bioresour. Technol.*, vol. 101, no. 10, pp. 3678–3684, 2010, doi: 10.1016/j.biortech.2009.12.092.
- [264] G. Várhegyi, Z. Czégény, E. Jakab, K. McAdam, and C. Liu, “Tobacco pyrolysis. Kinetic evaluation of thermogravimetric-mass spectrometric experiments,” *J. Anal. Appl. Pyrolysis*, vol. 86, no. 2, pp. 310–322, 2009, doi: 10.1016/j.jaap.2009.08.008.
- [265] N. B. K. Rasmussen and N. Aryal, “Syngas production using straw pellet gasification in fluidized bed allothermal reactor under different temperature conditions,” *Fuel*, vol. 263, no. September 2019, 2020, doi: 10.1016/j.fuel.2019.116706.
- [266] H. Hofbauer and M. Materazzi, “7 - Waste gasification processes for SNG production,” in *Substitute Natural Gas from Waste*, 2019, p. Pages 105-160.
- [267] J. M. Bermudez and B. Fidalgo, “15 - Production of bio-syngas and bio-hydrogen via gasification,” in *Handbook of Biofuels Production (Second Edition)*, 2016, p. Pages 431-494.
- [268] J. Sousa Cardoso, V. Silva, D. Eusébio, I. Lima Azevedo, and L. A. C. Tarelho, “Techno-economic analysis of forest biomass blends gasification for small-scale power production facilities in the Azores,” *Fuel*, vol. 279, no. November 2019, p. 118552, 2020, doi: 10.1016/j.fuel.2020.118552.
- [269] All Power Labs, “130 kW Power Pallet 30 Hybrid Microgrid System.” <http://www.allpowerlabs.com/130kw-hybrid-microgrid>.
- [270] M. Ronghang, N. Rahmawati, and A. Widyanti, “Economic analysis of biomass gasification for generating electricity in rural areas in Indonesia,” 2018, doi: 10.1088/1757-899X/334/1/012012.
- [271] P. W. Olupot, A. Candia, E. Menya, and R. Walozi, “Chemical Engineering Research and Design Characterization of rice husk varieties in Uganda for biofuels and their techno-economic feasibility in gasification,” *Chem. Eng. Res. Des.*, vol. 107, pp. 63–72, 2015, doi: 10.1016/j.cherd.2015.11.010.
- [272] C. Z. Wu, H. Huang, S. P. Zheng, and X. L. Yin, “An economic analysis of biomass gasification and power generation in China,” vol. 83, pp. 65–70, 2002.
- [273] E. M. Bilek, K. E. Skog, J. Fried, and G. Christensen, “Fuel to burn: economics of converting forest thinnings to energy using BioMax in Southern Oregon,” *Gen. Tech. Rep. - For. Prod. Lab. USDA For. Serv.*, no. No.FPL-GTR-157, p. ii + 27 pp., 2005.
- [274] J. Cardoso, V. Silva, and D. Eusébio, “Techno-economic analysis of a biomass gasification power plant dealing with forestry residues blends for electricity

- production in Portugal,” *J. Clean. Prod.*, vol. 212, no. 2019, pp. 741–753, 2019, doi: 10.1016/j.jclepro.2018.12.054.
- [275] A. J. A. Mom, “1 - Introduction to gas turbines,” in *Modern Gas Turbine Systems: High Efficiency, Low Emission, Fuel Flexible power generation*, 2013.
- [276] N. Kousheshi, M. Yari, A. Paykani, A. S. Mehr, and G. F. de la Fuente, “Effect of syngas composition on the combustion and emissions characteristics of a syngas/diesel RCCI engine,” *Energies*, vol. 13, no. 1, 2020, doi: 10.3390/en13010212.
- [277] Metalo-nicho, “Moinho de Martelos.” <https://www.metalonicho.pt/produtos#processos>.
- [278] P. Lamers *et al.*, “Techno-economic analysis of decentralized biomass processing depots,” *Bioresour. Technol.*, vol. 194, pp. 205–213, 2015, doi: 10.1016/j.biortech.2015.07.009.
- [279] Wood-First, “Produtos.” <http://www.woodfirst.pt/>.
- [280] J. L. Silveira and C. E. Tuna, “Thermoeconomic analysis method for optimization of combined heat and power systems. Part I,” *Prog. Energy Combust. Sci.*, vol. 29, no. 6, pp. 479–485, 2003, doi: 10.1016/S0360-1285(03)00041-8.
- [281] I. F. C. IFC, “Converting Biomass to Energy: A Guide for Developers and Investors,” *Int. Financ. Corpotation*, p. 216, 2017, [Online]. Available: https://www.ifc.org/wps/wcm/connect/7a1813bc-b6e8-4139-a7fc-cee8c5c61f64/BioMass_report_06+2017.pdf?MOD=AJPERES.
- [282] EDP, “Energia elétrica,” 2020. <https://www.edp.pt/particulares/>.

Gaseificação térmica de biomassa lenhocelulósica – Uma abordagem tecno-económica de diferentes tecnologias de gaseificação.

ANEXOS

Avaliação do Projecto / Empresa

Na perspectiva do Projecto Pré-Financiamento = 100% CP	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031
Free Cash Flow to Firm	-101 131	28 611	25 229	25 875	-26 854	-28 519	-34 103	-33 907	-33 705	-33 495	141 798
Taxa de atualização $R_u = R_f + B_u \cdot (R_m - R_f)$	5,25%	5,25%	5,26%	5,26%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%
Factor de actualização	1,00	1,053	1,108	1,166	1,228	1,292	1,360	1,432	1,508	1,587	-
Fluxos actualizados	-101 131	27 182	22 772	22 188	-21 875	-22 068	-25 068	-23 676	-22 357	-21 105	89 347
Fuxos atualizados acumulados	-101 131	-73 948	-51 176	-28 988	-50 863	-72 931	-97 999	-121 675	-144 032	-165 137	-75 790
Valor Actual Líquido (VAL)	-75 790										
Taxa Interna de Rentabilidade	-9,08%										
Pay Back period (arred ano inteiro)	6 Anos										

Na perspectiva do Projecto Pós-Financiamento	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031
Free Cash Flow to Firm	-101 131	28 611	25 229	25 875	-26 854	-28 519	-34 103	-33 907	-33 705	-33 495	141 804
WACC	5,25%	5,25%	5,26%	5,26%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%
Factor de actualização	1	1,053	1,108	1,166	1,228	1,292	1,360	1,432	1,508	1,587	-
Fluxos actualizados	-101 131	27 182	22 772	22 188	-21 875	-22 068	-25 068	-23 676	-22 357	-21 105	89 350
Fuxos atualizados acumulados	-101 131	-73 948	-51 176	-28 988	-50 863	-72 931	-97 999	-121 675	-144 032	-165 137	-75 787
Valor Actual Líquido (VAL)	-75 787										
Taxa Interna de Rentabilidade	-9,08%										
Pay Back period	6 Anos										

Na perspectiva do Investidor	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031
Free Cash Flow do Equity	-101 131	28 611	25 229	25 875	-26 854	-28 519	-34 103	-33 907	-33 705	-33 495	-22 709
Taxa de juro de activos sem risco	0,25%	0,25%	0,26%	0,26%	0,27%	0,27%	0,27%	0,27%	0,27%	0,27%	0,27%
Prémio de risco de mercado	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%
Taxa de Actualização $R = R_f + B_u \cdot (R_m - R_f)$	5,25%	5,25%	5,26%	5,26%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%
Factor actualização	1	1,053	1,108	1,166	1,228	1,292	1,360	1,432	1,508	1,587	-
Fluxos Actualizados	-101 131	27 182	22 772	22 188	-21 875	-22 068	-25 068	-23 676	-22 357	-21 105	-14 309
Fuxos atualizados acumulados	-101 131	-73 948	-51 176	-28 988	-50 863	-72 931	-97 999	-121 675	-144 032	-165 137	-179 445
Valor Actual Líquido (VAL)	-179 445										
Taxa Interna de Rentabilidade	#NÚM!										
Pay Back period	6 Anos										

Avaliação do Projecto / Empresa

Na perspectiva do Projecto Pré-Financiamento = 100% CP	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031
Free Cash Flow to Firm	-101 104	2 704	-131	92	-52 589	-54 691	-59 695	-59 951	-60 207	-60 464	130 385
Taxa de atualização $R_u = R_f + B_u \cdot (R_m - R_f)$	5,25%	5,25%	5,26%	5,26%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%
Factor de actualização	1,00	1,053	1,108	1,166	1,228	1,292	1,360	1,432	1,508	1,587	-
Fluxos actualizados	-101 104	2 569	-118	78	-42 839	-42 321	-43 880	-41 862	-39 936	-38 098	82 155
Fuxos atualizados acumulados	-101 104	-98 535	-98 653	-98 574	-141 413	-183 734	-227 614	-269 476	-309 412	-347 510	-265 354
Valor Actual Líquido (VAL)	-265 354										
Taxa Interna de Rentabilidade	#NÚM!										
Pay Back period (arred ano inteiro)	6 Anos										

Na perspectiva do Projecto Pós-Financiamento	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031
Free Cash Flow to Firm	-101 104	2 704	-131	92	-52 589	-54 691	-59 695	-59 951	-60 207	-60 464	130 391
WACC	5,25%	5,25%	5,26%	5,26%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%
Factor de actualização	1	1,053	1,108	1,166	1,228	1,292	1,360	1,432	1,508	1,587	-
Fluxos actualizados	-101 104	2 569	-118	78	-42 839	-42 321	-43 880	-41 862	-39 936	-38 098	82 159
Fuxos atualizados acumulados	-101 104	-98 535	-98 653	-98 574	-141 413	-183 734	-227 614	-269 476	-309 412	-347 510	-265 351
Valor Actual Líquido (VAL)	-265 351										
Taxa Interna de Rentabilidade	#NÚM!										
Pay Back period	6 Anos										

Na perspectiva do Investidor	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031
Free Cash Flow do Equity	-101 104	2 704	-131	92	-52 589	-54 691	-59 695	-59 951	-60 207	-60 464	-238 128
Taxa de juro de activos sem risco	0,25%	0,25%	0,26%	0,26%	0,27%	0,27%	0,27%	0,27%	0,27%	0,27%	0,27%
Prémio de risco de mercado	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%
Taxa de Actualização $R = R_f + B_u \cdot (R_m - R_f)$	5,25%	5,25%	5,26%	5,26%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%
Factor actualização	1	1,053	1,108	1,166	1,228	1,292	1,360	1,432	1,508	1,587	-
Fluxos Actualizados	-101 104	2 569	-118	78	-42 839	-42 321	-43 880	-41 862	-39 936	-38 098	-150 044
Fuxos atualizados acumulados	-101 104	-98 535	-98 653	-98 574	-141 413	-183 734	-227 614	-269 476	-309 412	-347 510	-497 554
Valor Actual Líquido (VAL)	-497 554										
Taxa Interna de Rentabilidade	#NÚM!										
Pay Back period	6 Anos										

Avaliação do Projecto / Empresa

Na perspectiva do Projecto Pré-Financiamento = 100% CP	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031
Free Cash Flow to Firm	-122 003	2 142	-683	-392	-54 650	-56 682	-62 220	-62 403	-62 585	-62 766	158 298
Taxa de atualização $R_u = R_f + B_u \cdot (R_m - R_f)$	5,25%	5,25%	5,26%	5,26%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%
Factor de actualização	1,00	1,053	1,108	1,166	1,228	1,292	1,360	1,432	1,508	1,587	-
Fluxos actualizados	-122 003	2 035	-616	-336	-44 518	-43 861	-45 736	-43 574	-41 513	-39 549	99 743
Fuxos atualizados acumulados	-122 003	-119 968	-120 584	-120 920	-165 438	-209 299	-255 035	-298 609	-340 122	-379 671	-279 928
Valor Actual Líquido (VAL)	-279 928										
Taxa Interna de Rentabilidade	#NÚM!										
Pay Back period (arred ano inteiro)	6 Anos										

Na perspectiva do Projecto Pós-Financiamento	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031
Free Cash Flow to Firm	-122 003	2 142	-683	-392	-54 650	-56 682	-62 220	-62 403	-62 585	-62 766	158 304
WACC	5,25%	5,25%	5,26%	5,26%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%
Factor de actualização	1	1,053	1,108	1,166	1,228	1,292	1,360	1,432	1,508	1,587	-
Fluxos actualizados	-122 003	2 035	-616	-336	-44 518	-43 861	-45 736	-43 574	-41 513	-39 549	99 747
Fuxos atualizados acumulados	-122 003	-119 968	-120 584	-120 920	-165 438	-209 299	-255 035	-298 609	-340 122	-379 671	-279 924
Valor Actual Líquido (VAL)	-279 924										
Taxa Interna de Rentabilidade	#NÚM!										
Pay Back period	6 Anos										

Na perspectiva do Investidor	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031
Free Cash Flow do Equity	-122 003	2 142	-683	-392	-54 650	-56 682	-62 220	-62 403	-62 585	-62 766	-232 421
Taxa de juro de activos sem risco	0,25%	0,25%	0,26%	0,26%	0,27%	0,27%	0,27%	0,27%	0,27%	0,27%	0,27%
Prémio de risco de mercado	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%
Taxa de Actualização $R = R_f + B_u \cdot (R_m - R_f)$	5,25%	5,25%	5,26%	5,26%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%
Factor actualização	1	1,053	1,108	1,166	1,228	1,292	1,360	1,432	1,508	1,587	-
Fluxos Actualizados	-122 003	2 035	-616	-336	-44 518	-43 861	-45 736	-43 574	-41 513	-39 549	-146 448
Fuxos atualizados acumulados	-122 003	-119 968	-120 584	-120 920	-165 438	-209 299	-255 035	-298 609	-340 122	-379 671	-526 119
Valor Actual Líquido (VAL)	-526 119										
Taxa Interna de Rentabilidade	#NÚM!										
Pay Back period	6 Anos										

Avaliação do Projecto / Empresa

Na perspectiva do Projecto Pré-Financiamento = 100% CP	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031
Free Cash Flow to Firm	-74 433	54 407	48 622	49 651	-3 018	-4 289	-10 474	-9 871	-9 255	-8 625	149 829
Taxa de atualização $R_u = R_f + B_u \cdot (R_m - R_f)$	5,25%	5,25%	5,26%	5,26%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%
Factor de actualização	1,00	1,053	1,108	1,166	1,228	1,292	1,360	1,432	1,508	1,587	-
Fluxos actualizados	-74 433	51 691	43 888	42 575	-2 459	-3 319	-7 699	-6 893	-6 139	-5 435	94 407
Fuxos atualizados acumulados	-74 433	-22 742	21 146	63 721	61 262	57 943	50 244	43 352	37 213	31 778	126 185
Valor Actual Líquido (VAL)	126 185										
Taxa Interna de Rentabilidade	47,24%										
Pay Back period (arred ano inteiro)	2 Anos										

Na perspectiva do Projecto Pós-Financiamento	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031
Free Cash Flow to Firm	-74 433	54 407	48 622	49 651	-3 018	-4 289	-10 474	-9 871	-9 255	-8 625	149 835
WACC	5,25%	5,25%	5,26%	5,26%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%
Factor de actualização	1	1,053	1,108	1,166	1,228	1,292	1,360	1,432	1,508	1,587	-
Fluxos actualizados	-74 433	51 691	43 888	42 575	-2 459	-3 319	-7 699	-6 893	-6 139	-5 435	94 411
Fuxos atualizados acumulados	-74 433	-22 742	21 146	63 721	61 262	57 943	50 244	43 352	37 213	31 778	126 189
Valor Actual Líquido (VAL)	126 189										
Taxa Interna de Rentabilidade	47,24%										
Pay Back period	2 Anos										

Na perspectiva do Investidor	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031
Free Cash Flow do Equity	-74 433	54 407	48 622	49 651	-3 018	-4 289	-10 474	-9 871	-9 255	-8 625	162 966
Taxa de juro de activos sem risco	0,25%	0,25%	0,26%	0,26%	0,27%	0,27%	0,27%	0,27%	0,27%	0,27%	0,27%
Prémio de risco de mercado	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%
Taxa de Actualização $R = R_f + B_u \cdot (R_m - R_f)$	5,25%	5,25%	5,26%	5,26%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%
Factor actualização	1	1,053	1,108	1,166	1,228	1,292	1,360	1,432	1,508	1,587	-
Fluxos Actualizados	-74 433	51 691	43 888	42 575	-2 459	-3 319	-7 699	-6 893	-6 139	-5 435	102 684
Fuxos atualizados acumulados	-74 433	-22 742	21 146	63 721	61 262	57 943	50 244	43 352	37 213	31 778	134 462
Valor Actual Líquido (VAL)	134 462										
Taxa Interna de Rentabilidade	47,53%										
Pay Back period	2 Anos										

Avaliação do Projecto / Empresa

Na perspectiva do Projecto Pré-Financiamento = 100% CP	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031
Free Cash Flow to Firm	-84 255	37 722	34 780	35 571	-16 821	-18 337	-23 421	-23 071	-22 712	-22 343	138 073
Taxa de atualização $R_u = R_f + B_u \cdot (R_m - R_f)$	5,25%	5,25%	5,26%	5,26%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%
Factor de actualização	1,00	1,053	1,108	1,166	1,228	1,292	1,360	1,432	1,508	1,587	-
Fluxos actualizados	-84 255	35 839	31 393	30 502	-13 702	-14 189	-17 216	-16 110	-15 065	-14 078	87 000
Fuxos atualizados acumulados	-84 255	-48 416	-17 022	13 480	-222	-14 411	-31 628	-47 738	-62 803	-76 881	10 119
Valor Actual Líquido (VAL)	10 119										
Taxa Interna de Rentabilidade	6,81%										
Pay Back period (arred ano inteiro)	6 Anos										

Na perspectiva do Projecto Pós-Financiamento	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031
Free Cash Flow to Firm	-84 255	37 722	34 780	35 571	-16 821	-18 337	-23 421	-23 071	-22 712	-22 343	138 079
WACC	5,25%	5,25%	5,26%	5,26%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%
Factor de actualização	1	1,053	1,108	1,166	1,228	1,292	1,360	1,432	1,508	1,587	-
Fluxos actualizados	-84 255	35 839	31 393	30 502	-13 702	-14 189	-17 216	-16 110	-15 065	-14 078	87 003
Fuxos atualizados acumulados	-84 255	-48 416	-17 022	13 480	-222	-14 411	-31 628	-47 738	-62 803	-76 881	10 122
Valor Actual Líquido (VAL)	10 122										
Taxa Interna de Rentabilidade	6,81%										
Pay Back period	6 Anos										

Na perspectiva do Investidor	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031
Free Cash Flow do Equity	-84 255	37 722	34 780	35 571	-16 821	-18 337	-23 421	-23 071	-22 712	-22 343	57 446
Taxa de juro de activos sem risco	0,25%	0,25%	0,26%	0,26%	0,27%	0,27%	0,27%	0,27%	0,27%	0,27%	0,27%
Prémio de risco de mercado	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%
Taxa de Actualização $R = R_f + B_u \cdot (R_m - R_f)$	5,25%	5,25%	5,26%	5,26%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%
Factor actualização	1	1,053	1,108	1,166	1,228	1,292	1,360	1,432	1,508	1,587	-
Fluxos Actualizados	-84 255	35 839	31 393	30 502	-13 702	-14 189	-17 216	-16 110	-15 065	-14 078	36 196
Fuxos atualizados acumulados	-84 255	-48 416	-17 022	13 480	-222	-14 411	-31 628	-47 738	-62 803	-76 881	-40 685
Valor Actual Líquido (VAL)	-40 685										
Taxa Interna de Rentabilidade	-18,40%										
Pay Back period	6 Anos										

Avaliação do Projecto / Empresa

Na perspectiva do Projecto Pré-Financiamento = 100% CP	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031
Free Cash Flow to Firm	-85 110	56 307	53 525	54 696	1 418	295	-5 111	-4 356	-3 585	-2 798	166 461
Taxa de atualização $R_u = R_f + B_u \cdot (R_m - R_f)$	5,25%	5,25%	5,26%	5,26%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%
Factor de actualização	1,00	1,053	1,108	1,166	1,228	1,292	1,360	1,432	1,508	1,587	-
Fluxos actualizados	-85 110	53 496	48 313	46 902	1 155	228	-3 757	-3 042	-2 378	-1 763	104 887
Fuxos atualizados acumulados	-85 110	-31 614	16 699	63 601	64 756	64 984	61 227	58 185	55 807	54 044	158 930
Valor Actual Líquido (VAL)	158 930										
Taxa Interna de Rentabilidade	45,32%										
Pay Back period (arred ano inteiro)	2 Anos										

Na perspectiva do Projecto Pós-Financiamento	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031
Free Cash Flow to Firm	-85 110	56 307	53 525	54 696	1 418	295	-5 111	-4 356	-3 585	-2 798	166 468
WACC	5,25%	5,25%	5,26%	5,26%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%
Factor de actualização	1	1,053	1,108	1,166	1,228	1,292	1,360	1,432	1,508	1,587	-
Fluxos actualizados	-85 110	53 496	48 313	46 902	1 155	228	-3 757	-3 042	-2 378	-1 763	104 891
Fuxos atualizados acumulados	-85 110	-31 614	16 699	63 601	64 756	64 984	61 227	58 185	55 807	54 044	158 935
Valor Actual Líquido (VAL)	158 935										
Taxa Interna de Rentabilidade	45,32%										
Pay Back period	2 Anos										

Na perspectiva do Investidor	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031
Free Cash Flow do Equity	-85 110	56 307	53 525	54 696	1 418	295	-5 111	-4 356	-3 585	-2 798	204 339
Taxa de juro de activos sem risco	0,25%	0,25%	0,26%	0,26%	0,27%	0,27%	0,27%	0,27%	0,27%	0,27%	0,27%
Prémio de risco de mercado	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%	5,00%
Taxa de Actualização $R = R_f + B_u \cdot (R_m - R_f)$	5,25%	5,25%	5,26%	5,26%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%	5,27%
Factor actualização	1	1,053	1,108	1,166	1,228	1,292	1,360	1,432	1,508	1,587	-
Fluxos Actualizados	-85 110	53 496	48 313	46 902	1 155	228	-3 757	-3 042	-2 378	-1 763	128 753
Fuxos atualizados acumulados	-85 110	-31 614	16 699	63 601	64 756	64 984	61 227	58 185	55 807	54 044	182 797
Valor Actual Líquido (VAL)	182 797										
Taxa Interna de Rentabilidade	46,03%										
Pay Back period	2 Anos										