



## **Dimensionamento de um reator piloto para pirólise de biomassa**

**HUGO DANIEL FREITAS DA SILVA**

Novembro de 2016

**INSTITUTO SUPERIOR DE ENGENHARIA DO PORTO**

MESTRADO EM ENGENHARIA QUÍMICA

RAMO OPTIMIZAÇÃO ENERGÉTICA NA INDÚSTRIA QUÍMICA



Orientação:  
Co-Orientação:





## **Agradecimentos**

Primeiramente gostaria de agradecer à Engenheira Albina por todo o apoio e paciência disponibilizados.

Ao Engenheiro João Abreu de INCBIO pela aprendizagem e oportunidade de realizar este estudo para a empresa.

Ao Engenheiro Crispim pela ajuda e disponibilidade na reta final desta dissertação.

Às amizades que tive oportunidade de criar nestes cinco anos, em especial a todos aqueles que pisaram pela primeira vez os ISEP na mesma altura que eu e pelos momentos proporcionados. A todos os outros, o meu grande obrigado.

Aos meus amigos que acompanham o meu percurso há já alguns anos, em especial a alguns elementos da Banda de Lagares pelo incentivo e amizade ao longo dos últimos dez anos.

Às pessoas mais importantes da minha vida. Ao meu irmão pela paciência em aturar o irmão mais velho e pela alegria constante. Finalmente aos meus pais que sempre acreditaram em mim, investindo na minha formação, tanto na formação académica como na formação cultural. A eles o meu eterno obrigado.



## Resumo

Com o passar dos anos o consumo de combustíveis tem aumentado, bem como a procura de novas fontes de energia. A valorização de resíduos, como a biomassa, pode ser feita usando processos como a combustão, a gaseificação ou a pirólise.

A presente dissertação foi realizada com o apoio da empresa INCBIO e teve como objetivo o dimensionamento de um reator piloto para pirólise de biomassa de modo a maximizar a produção de bio-óleo. Dentro dos tipos de pirólise escolheu-se a pirólise rápida, pois desta maneira a quantidade de bio-óleo será maximizada. Escolheu-se um reator de leito fluidizado borbulhante e a biomassa foi o bagaço de azeitona.

Com base nos cálculos efetuados, foi escolhida uma velocidade de fluidização de 0,14 m/s, correspondente a um caudal de azoto de 3,96 m<sup>3</sup>/h (500 °C e 1 atm). Foram usados 1,5 kg de areia com um diâmetro de 375 µm, enquanto que para a biomassa foi assumido um caudal de 0,250 kg/s e o diâmetro médio das partículas foi de 2 mm.

O diâmetro interno do reator de pirólise será de 0,10 m e a altura de 1,43 m. Dimensionou-se um distribuidor de chapa perfurada que terá 145 orifícios. O topo da coluna está ligado a um ciclone onde será feita a recolha das partículas de carbonizado, tendo este um diâmetro de 26,9 mm.

Por fim, o reator necessita que lhe seja fornecida de uma potência de 205,6 kW. No condensador terá que ser trocada uma potência térmica de 201,4 kW, usando como fluido de arrefecimento água a 20 °C e um caudal de 1 kg/s. A área de transferência de calor necessária para esta troca é de 2,5 m<sup>2</sup>.

**Palavras chave:** Pirólise, biomassa, leito fluidizado



## Abstract

Over the years fuel consumption has increased, as well as the demand for new energy sources. The recovery of waste, such as biomass, can be done by using processes like combustion, gasification or pyrolysis.

The present dissertation was done with the support of the company INCBIO and its objective was to design a pilot reactor for pyrolysis of biomass. In order to maximize the production of bio-oil. Of the various types of pyrolysis, the fast pyrolysis was selected because. In this way, the amount of bio-oil is maximized. The type of reactor chosen was a bubbling fluidized bed and the biomass used was olive bagass.

Based on the calculations performed, a fluidization velocity of 0,14 m/s was chosen, corresponding to a nitrogen flow rate of 3,96 m<sup>3</sup>/h (500 °C and 1 atm). In the fluidized bed, 1,5 kg of sand with a diameter of 375 μm was used while for the biomass a flow rate of 0,250 kg/s was assumed. The average particle diameter of the olive bagass was 2 mm.

The reactor has an internal diameter of 0,10 m and a height of 1,43 m. At the base of the column, the perforated distributor has 145 orifices. The top of column is connected to a cyclone where particle collection is made, having a diameter of 26,9 mm.

Finally, the reactor requires a power of 205,6 kW. In the condenser, a thermal power of 201,4 kW has to be exchanged, using water at 20°C as the cooling fluid and at a flow rate of 1 kg/s. The heat transfer area required for this exchange is 2,5 m<sup>2</sup>.

**Keywords:** Pyrolysis, biomass, fluidized bed



# Índice

1.	Introdução .....	1
1.1.	Objetivo .....	1
1.2.	Apresentação da Empresa .....	2
1.3.	Organização da dissertação .....	3
2.	Estado da Arte .....	5
2.1.	Biomassa a utilizar .....	5
2.1.1.	Produção de azeite em Portugal .....	5
2.1.2.	Extração de azeite .....	6
2.1.3.	Características do bagaço de azeitona .....	8
2.2.	Processos térmicos de transformação de matéria .....	9
2.3.	Pirólise .....	9
2.3.1.	Produtos da Pirólise .....	10
2.3.2.	Tipos de pirólise .....	11
2.4.	Rendimento dos produtos de Pirólise .....	12
2.4.1.	Efeito da composição e granulometria da biomassa .....	12
2.4.2.	Efeito da temperatura .....	13
2.4.3.	Efeito da taxa de aquecimento .....	14
2.5.	Produção de Bio-óleo .....	14
2.6.	Tipos de Reatores de pirólise .....	15
2.7.	Pré-tratamento da matéria-prima .....	18
2.8.	Escolha do reator .....	19
3.	Dimensionamento dos Equipamentos .....	21
3.1.	Reator de Leito fluidizado .....	21
3.2.	Ciclone .....	26
3.3.	Balanço de massa ao reator .....	27
3.4.	Balanço energético ao reator .....	29
3.5.	Condensador .....	30

3.6. Diagrama P&I.....	32
4. Conclusões e sugestões para trabalho futuro .....	33
Bibliografia.....	35
Anexos .....	37
Anexo A - Determinação da humidade do bagaço de azeitona .....	37
Anexo B - Determinação da granulometria existente numa amostra de bagaço de azeitona	38
Anexo C - Determinação da massa volúmica aparente do leito e da massa volúmica de partícula do bagaço de azeitona .....	39
Anexo D - Exemplo de cálculo do sistema de fluidização .....	40
Anexo E - Exemplo de cálculo do dimensionamento do ciclone .....	45
Anexo F - Exemplo de cálculo do balanço de massa .....	46
Anexo G - Exemplo de cálculo dos calores específicos dos vapores de pirólise .....	47
Anexo H - Exemplo de cálculo do balanço energético .....	50
Anexo I - Exemplo de cálculo do dimensionamento do condensador .....	53

## Índice de figuras

Figura 1.1: Produção e consumo anuais de petróleo (“World crude oil production and consumption by year”.).....	1
Figura 1.2: Sede da IncBio. ....	2
Figura 2.1: Azeite extraído na campanha de 2015-2016 (Retirado de .....	5
Figura 2.2: Esquema do processo de produção de azeite pelo sistema tradicional. (Adaptado de Niaounakis e Halvadakis, 2006). ....	6
Figura 2.3: Esquema do processo de produção de azeite pelo sistema de três frases. (Adaptado de Niaounakis e Halvadakis, 2006). ....	7
Figura 2.4: Esquema do processo de produção de azeite pelo sistema de duas fases. (Adaptado de Niaounakis e Halvadakis, 2006). ....	7
Figura 2.5: Pirólise de uma partícula de biomassa (Adaptado de (Basu, 2013)). ....	10
Figura 2.6: Efeito do tamanho de partícula no rendimento dos produtos de pirólise Retirado de (Onay e Kockar, 2003). ....	12
Figura 2.7: Variação dos rendimentos dos produtos de pirólise a diferentes temperaturas. (Adaptado de Şensöz et al., 2006). ....	13
Figura 2.8: Esquema de um reator de leito fluidizado circulante (Adaptado de Bridgwater, 2012). ....	16
Figura 2.9: Esquema de um reator de leito fluidizado borbulhante (Adaptado de Bridgwater, 2012). ....	17
Figura 2.10: Esquema de um reator de parafuso ((Thangalazhy-Gopakumar et al., 2010)) .....	18
Figura 3.1: Ciclone. (Adaptado de Macintyre, 1990). ....	26
Figura 4.1: Diagrama P&I proposto para a instalação.....	32



## Índice de tabelas

Tabela 2.1: Análise próxima do bagaço de azeitona. (Adaptado de (Şensöz et al., 2006)).	8
Tabela 2.2: Análise última do bagaço de azeitona. (Adaptado de (Şensöz et al., 2006)).	8
Tabela 2.3 – Parâmetros usados na maximização da produção dos diferentes produtos da pirólise (Basu, 2013).	14
Tabela 2.4: Composição elementar e propriedades do bio-óleo obtido pela pirólise do bagaço de azeitona (Adaptado de Şensöz et al., 2006).	15
Tabela 3.1: Relação entre o numero de Reynolds e o coeficiente do orifício (Kunii e Levenspiel, 1991).	25
Tabela 3.2: Fatores multiplicativos para obter as dimensões do ciclone em função do diâmetro. (Retirado de (Macintyre, 1990)	27
Tabela 3.3: Valores relativos ao dimensionamento do ciclone.	27
Tabela 3.4: Rendimentos obtidos pela pirólise de rizoma de mandioca a 510 °C, (Pattiya, 2011).	28
Tabela 3.5: Compostos presentes nos gases de pirólise (adaptado de (Pattiya, 2011)).	30
Tabela 3.6: Compostos presentes no bio-óleo (adaptado de Ji-lu, (2007))	30
Tabela A.1: Registo dos valores obtidos no ensaio de humidade.	37
Tabela B1: Quantidade recolhida em cada peneiro por tipo de granulometria.	38
Tabela B2: Distribuição das partículas.	38
Tabela C1: Valores usados determinação da massa volúmica aparente do leito.	39
Tabela C2: Valores usados determinação da massa volúmica das partículas de bagaço de azeitona.	39
Tabela D1: Informações relativas ao fluido e ao leito.	40
Tabela G1: Tabela relativa a alguns compostos presentes nos vapores de pirólise (Compostos recolhidos de Pattiya, 2011 e Ji-lu, 2007)	47
Tabela G2: Tabela relativa às constantes usadas na determinação do calor específico de alguns gases (Perry e Green, 2007)	48

Tabela G3: Calores específicos obtidos para os vapores de pirólise e respetiva potencia por unidade de temperatura .....	49
Tabela H1: PCS da biomassa e do carbonizado (Suttibak et al., 2012). .....	51
Tabela H2: Entalpias de combustão dos diferentes compostos presentes nos vapores (Perry e Green, 2007) .....	52

## Nomenclatura

Variáveis	Definição	Unidades
$A$	Área de transferência de calor	$m^2$
$Ar$	Número de Arquimedes	-
$C_{d,or}$	Coeficiente do orifício	-
$C_{p,água}$	Calor específico da água	$J/kg \cdot K$
$C_{p,bio}$	Calor específico da biomassa	$J/kg \cdot K$
$C_{p,c}$	Calor específico da carbonizado	$J/kg \cdot K$
$d_{bvs}$	Diâmetro da bolha	$m$
$d_{ciclone}$	Diâmetro do ciclone	$m$
$d_{or}$	Diâmetro do orifício	$m$
$d_p$	Diâmetro da partícula	$m$
$d_p^*$	Diâmetro adimensional da partícula	-
$d_t$	Diâmetro tubagem de fluidização	$m$
$g$	Aceleração gravítica	$m/s^2$
$H_f$	Altura	$m$
$H_{mf}$	Altura mínima de fluidização	$m$
$H_t$	Altura do reator	$m$
$m_{água}$	Caudal de água	$kg/s$
$m_b$	Caudal de biomassa	$kg/s$
$m_c$	Caudal de carbonizado	$kg/s$
$m_g$	Caudal de gás	$kg/s$
$m_o$	Caudal de bio-óleo	$kg/s$
$m_s$	Massa de areia	$kg$
$N_{or}$	Numero de orifícios	-
$P$	Pressão	$atm$
$Q$	Potência	$kW$
$Q_c$	Potência trocada no condensador	$kW$
$R$	Constante dos gases perfeitos	$\frac{atm \cdot dm^3}{mol \cdot K}$
$Re_{p,mf}$	Número de Reynolds da areia nas condições de fluidização mínima	-

Variáveis	Definição	Unidades
$Re_t$	Número de Reynolds a montante do distribuidor	-
$T$	Temperatura de operação	$K$
$T_{a,in}$	Temperatura de entrada da água	$K$
$T_{a,out}$	Temperatura de saída da água	$K$
$T_{in}$	Temperatura de entrada dos voláteis	$K$
$T_{out}$	Temperatura de saída dos voláteis	$K$
$U$	Coeficiente global de transferência de calor	$W/m^2 \cdot K$
$v_f$	Velocidade de fluidização	$m/s$
$v_{mf}$	Velocidade mínima de fluidização	$m/s$
$v_{m,sl}$	Velocidade mínima de “slugging”	$m/s$
$v_{or}$	Velocidade no orifício	$m/s$
$v_t$	Velocidade terminal	$m/s$
$v_t^*$	Velocidade terminal adimensional	-
$v_0$	Velocidade superficial do gás de fluidização	$m/s$
$\dot{v}_{N_2}$	Caudal volumétrico do gás de fluidização	$ft^3/h$
$Y_c$	Fração mássica do carbonizado	-
$Y_g$	Fração mássica do gás	-
$Y_o$	Fração mássica de bio-óleo	-
$(m \cdot C_p)_{volateis}$	Potência por unidade de temperatura	$W/K$
<b>Letras Gregas</b>		
$\varepsilon_{mf}$	Porosidade nas condições de fluidização mínima	-
$\rho_g$	Massa volúmica do gás de fluidização	$kg/m^3$
$\rho_s$	Massa volúmica da areia	$kg/m^3$
$\phi_s$	Esfericidade	
$\mu$	Viscosidade	$Pa \cdot s$
$\Delta p_b$	Queda de pressão na coluna de fluidização	$Pa$
$\Delta p_d$	Queda de pressão no distribuidor	$Pa$
$\Delta T_{lm}$	Temperatura média logarítmica	$K$
$\lambda_{vap}$	Calor latente da vaporização	$kJ/kg$
<b>Lista de Siglas</b>		
TDH	Altura de desagregação	m

## 1. Introdução

Com um aumento do consumo de energia no mundo, devido ao constante crescimento da população e industrialização, faz com que a procura de combustíveis e técnicas de produção de energia renovável aumente. Devido ao grande consumo de combustíveis fósseis relativamente à sua produção, como se pode verificar na figura 1.1, existe uma procura de fontes que possam substituir esses combustíveis.

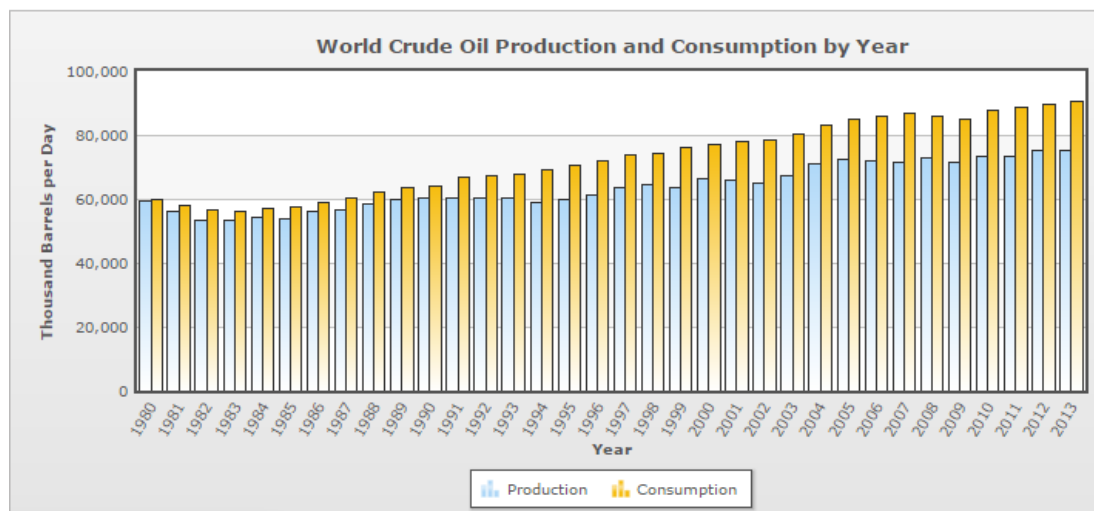


Figura 1.1: Produção e consumo anuais de petróleo (United States Energy Information Administration.)

A existência de processos cada vez mais avançados e a constante pesquisa faz com que hoje em dia já existam algumas alternativas aos combustíveis fósseis como a utilização do etanol em carros, a utilização de biomassa como combustível, a produção de biocombustíveis através da pirólise e gaseificação.

### 1.1. Objetivo

Esta dissertação tem como objetivo dimensionar um reator piloto para pirólise de biomassa, sendo esta uma das técnicas que nos últimos anos tem sido muito estudada por vários investigadores como Bridgwater, (2012) Sensöz *et al*, (2006), Pattiya (2011), entre outros. Pretende-se obter através da pirólise uma maior quantidade de bio-óleo, tratando um caudal de biomassa de 0,250 kg/s.

Quando a reação de pirólise se dá obtém-se três produtos distintos: o carbonizado, a fase líquida (bio-óleo e água) e a fase gasosa. O objetivo deste trabalho é dimensionar um reator de pirólise, onde a obtenção de bio-óleo seja maximizada.

## 1.2. Apresentação da Empresa

A IncBio é uma empresa fundada em Portugal em 2006, inicialmente com a produção de unidades de biodiesel de pequena escala. Desde 2008, a empresa dedica-se à construção de unidades de grande escala.

Esta empresa em crescimento, tem como grande aposta a instalação de reatores ultrassónicos, um tipo de equipamento que promete revolucionar a indústria nos próximos anos.



*Figura 1.2: Sede da IncBio.*

Ao longo dos anos a empresa foi crescendo, e no decorrer do ano de 2015, a empresa mudou a sua nova sede para a Maia. Uma mudança a pensar no crescimento que esperam que ocorra nos próximos anos e nos projetos que esperam ali implementar num futuro próximo.

A IncBio além do mercado do biodiesel, investe noutros tipos de indústria como a farmacêutica, a alimentar, a produção de etanol e de oleoquímicos.

### 1.3. Organização da dissertação

O primeiro capítulo consiste numa breve e rápida contextualização do tema desta dissertação fazendo referência ao tema do consumo de combustível fóssil a nível mundial. É referido o objetivo em que se insere esta dissertação, uma referência à empresa que sugeriu fazer este estudo e a organização da dissertação.

No segundo capítulo é apresentada a biomassa a utilizar, é introduzido o processo de pirólise, fazendo referência aos produtos de reação, tipos de pirólise, tipos de reator usados na pirolise bem como a escolha do tipo de reator a usar no dimensionamento.

No terceiro capítulo consiste no dimensionamento dos equipamentos usados no processo de pirolise onde, por exemplo, constam o dimensionamento do reator de leito fluidizado, ciclone e condensador, onde se dará a condensação do bio-óleo.

No quarto capítulo é dada uma sugestão do diagrama P&I para o processo de pirólise dimensionado.

Por fim, no quinto capítulo são apresentadas as conclusões assim como sugestões para um melhor trabalho no futuro.



## 2. Estado da Arte

### 2.1. Biomassa a utilizar

Um dos possíveis tipos de biomassa a ser utilizada num processo de produção de um bio-óleo através da sua pirólise, é com certeza algo que exista com alguma abundância. Mas claro, tendo sempre em mente que, mesmo que a abundância destes recursos seja grande, há que verificar se é ou não rentável a sua utilização e valorização.

Um dos setores que ultimamente tem crescido é a indústria da azeitona. A azeitona depois de processada origina três produtos distintos, o azeite, o caroço e o bagaço. Este último, será o que se irá aproveitar para a produção do bio-óleo.

#### 2.1.1. Produção de azeite em Portugal

Os últimos dados da produção do azeite a nível nacional indicam que esta cresceu, relativamente à última campanha (2014-2015), cerca de 64% e cerca de 42,5% relativamente à média das últimas cinco campanhas (Isabel Aveiro, 2016).

Na campanha de 2015-2016, foram extraídas cerca de 90 000 toneladas de azeite como se pode verificar na figura 2.1.

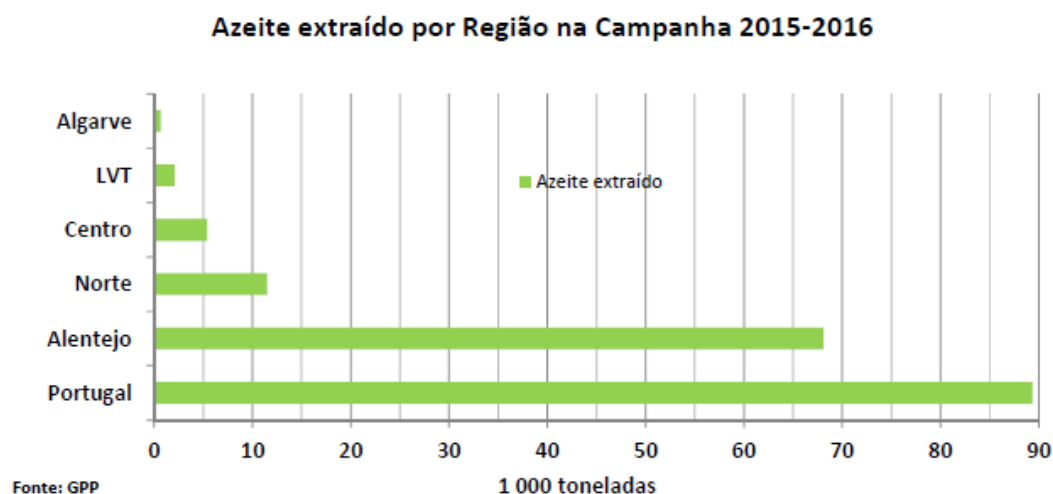


Figura 2.1: Azeite extraído na campanha de 2015-2016 (Retirado de

### 2.1.2. Extração de azeite

A extração de azeite pode ser feita, pelo sistema tradicional (prensa), sistema de três fases e pelo sistema de duas fases (Niaounakis e Halvadakis, 2006). Seguidamente descreve-se cada um destes sistemas mencionados.

#### Sistema tradicional

A azeitona é lavada, esmagada e posteriormente prensada. Aí ocorre a separação do líquido (azeite e água) e do bolo prensado. Esta mistura é separada por decantação e, seguidamente, por centrifugação. Este processo está representado na figura 2.2.

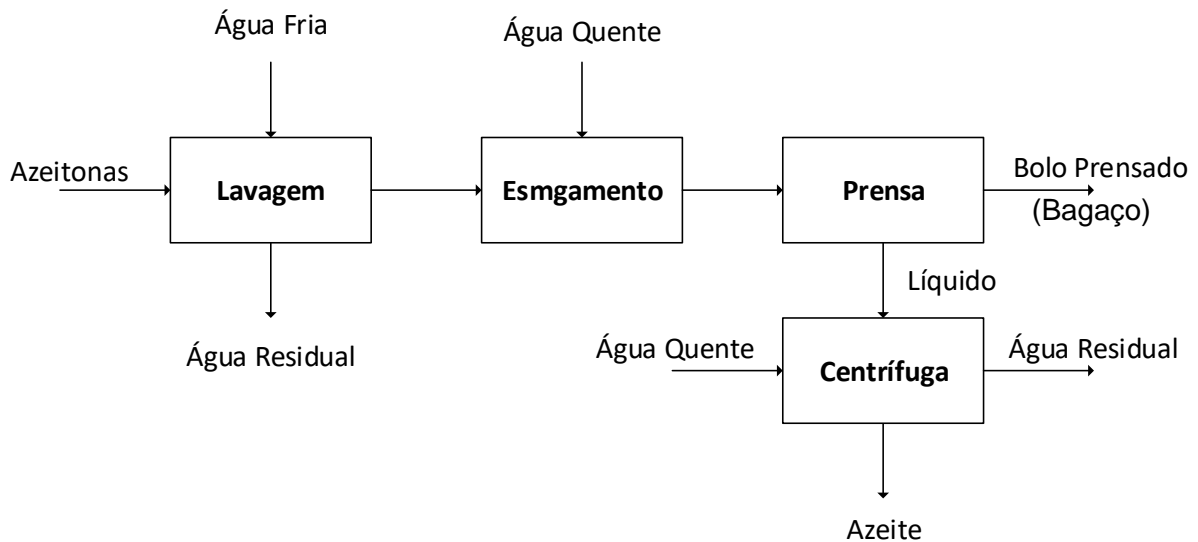


Figura 2.2: Esquema do processo de produção de azeite pelo sistema tradicional. (Adaptado de Niaounakis e Halvadakis, 2006).

#### Sistema de três fases

O sistema de três fases inicialmente sofre o mesmo tratamento usado no processo tradicional (lavagem e esmagamento). Após o esmagamento, essa pasta é encaminhada a uma centrifugadora horizontal onde é separado o mosto de azeite (água e azeite) da parte sólida. De seguida, o mosto segue para outra centrífuga de modo a separar o azeite da água.

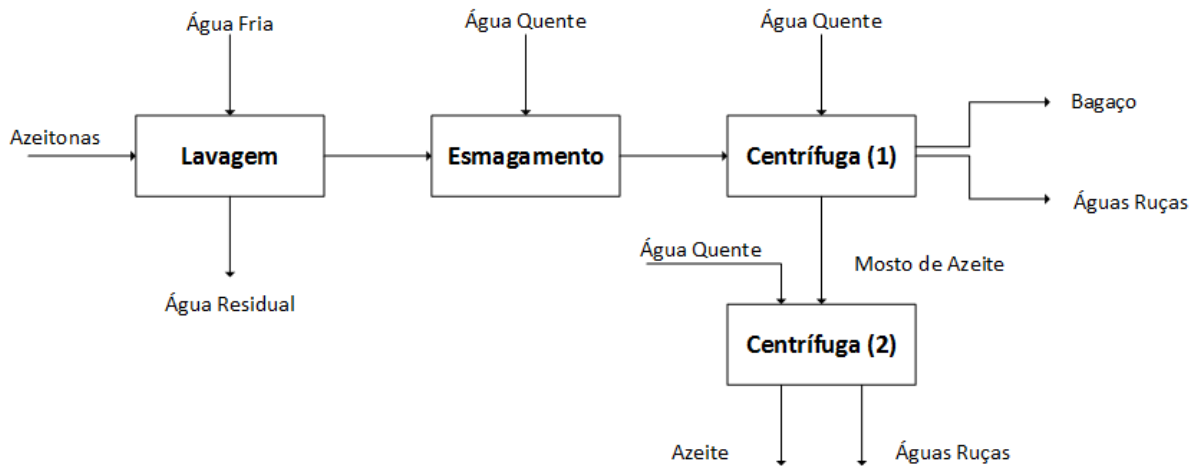


Figura 2.3: Esquema do processo de produção de azeite pelo sistema de três fases. (Adaptado de Niaounakis e Halvadakis, 2006).

### Sistema de duas fases

O sistema de duas fases é praticamente igual ao sistema de três fases. Este sistema tem, bem como o de duas fases, as etapas de lavagem, esmagamento e duas etapas de centrifugação.

A diferença prática neste sistema é que na primeira centrifugação, existe a eliminação da água existente na centrifuga, juntamente com o bagaço. O restante é encaminhado à outra centrifuga que faz a separação do azeite da água.

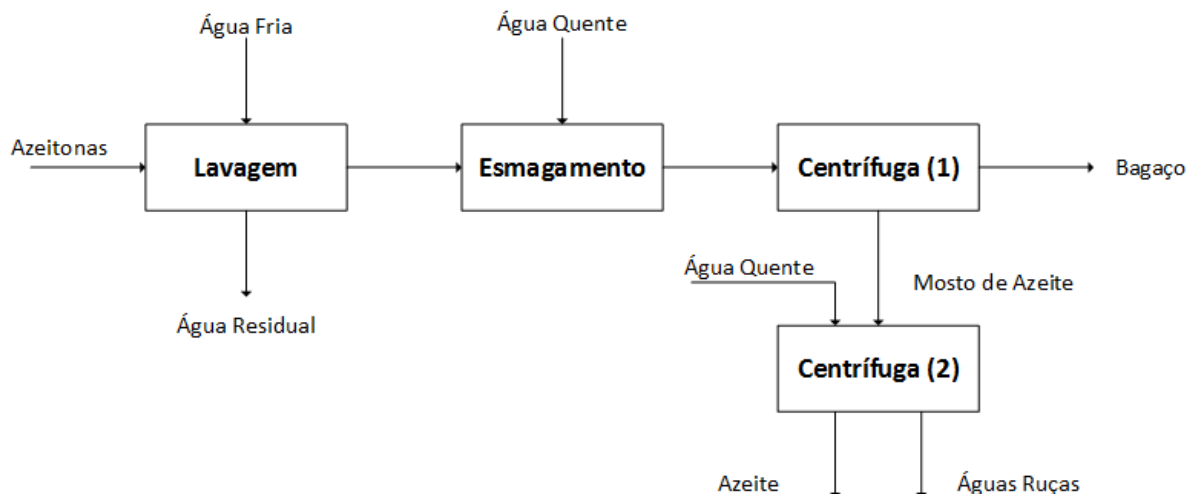


Figura 2.4: Esquema do processo de produção de azeite pelo sistema de duas fases. (Adaptado de Niaounakis e Halvadakis, 2006).

Este sistema de duas fases é o mais utilizado na indústria devido à não existência de águas rússas no processo. As águas rússas são um dos grandes problemas nos sistemas de produção de azeite. Estas são um problema pois além da elevada carga orgânica, têm um elevado teor em substâncias tóxicas.

Também neste processo como a água é eliminada juntamente com o bagaço, este contém cerca de 70% de humidade. Após isto, normalmente o bagaço é colocado ao ar livre ou em estufas de modo a perder maior parte da humidade (*PROBEIRA*).

### 2.1.3. Características do bagaço de azeitona

As aplicações do bagaço de azeitona poderão ir desde a aplicação em solos (como fertilizante) depois de seco ou até mesmo à sua queima em lareiras.

Pode-se conhecer melhor a biomassa que se está a estudar, fazendo uma análise próxima. A análise próxima caracteriza a matéria prima indicando os teores de matéria volátil, carbono fixo e o teor de cinzas. Na tabela 2.1, indica-se uma análise próxima feita a um bagaço de azeitona usado num processo de pirólise em leito fixo (*Şensöz et al., 2006*).

Tabela 2.1: Análise próxima do bagaço de azeitona. (Adaptado de (*Şensöz et al., 2006*)).

Análise próxima	% m/m (em base total)
Matéria volátil	67,2
Carbono fixo	21,6
Teor em cinza	4,4
Teor de humidade	6,8

Para saber ainda mais sobre a biomassa em questão pode-se fazer uma análise última. Os dados aqui apresentados correspondem a uma amostra de bagaço de azeitona (*Şensöz et al., 2006*).

Tabela 2.2: Análise última do bagaço de azeitona. (Adaptado de (*Şensöz et al., 2006*)).

Análise Última	% m/m (em base seca)
Carbono	53,4
Hidrogénio	7,5
Oxigénio <sup>a</sup>	37,4
Azoto	1,7

<sup>a</sup> Obtido por diferença

## 2.2. Processos térmicos de transformação de matéria

Diariamente ouve-se falar da procura de outros combustíveis de modo a reduzir o consumo de combustíveis fósseis. Para tal, é necessário recorrer a técnicas que ajudam a atingir esses objetivos. Existem diversos processos para se chegar a esses produtos no qual se insere a gaseificação, a torrefação e a pirólise.

A gaseificação é um processo que permite transformar uma matéria-prima, tanto no estado líquido ou sólido, num gás que pode ser usado, entre muitas coisas, como combustível. Na gaseificação é necessário e essencial a existência de um meio, de modo a que a biomassa sofra as modificações necessárias para se converter em gás, por isso, esta ocorre na presença de ar, vapor de água, CO<sub>2</sub>, mas sempre com uma deficiência de oxigénio de modo a não ocorrer combustão (Basu, 2013).

A torrefação, pode ser definida como um processo termoquímico que ocorre numa atmosfera inerte ou num ambiente limitado de oxigénio, onde a biomassa é aquecida até uma gama de temperaturas (200°C - 300°C), num determinado tempo até existir uma máxima degradação da biomassa, maximizando a formação de um carbonizado (Basu, 2013).

No próximo subcapítulo será abordado o processo de pirólise onde a ausência de ar, como condição de reação, é indispensável para que o processo aconteça.

## 2.3. Pirólise

A pirólise é um método termoquímico de deposição de biomassa em que existe uma ausência de agentes oxidantes que não permite a gaseificação. Nesta técnica, a ação do calor sobre a biomassa em atmosfera inerte, faz com que os hidrocarbonetos se decomponham em moléculas de menor dimensão e que se obtenha, à custa disso a fase sólida (carbonizado), a fase líquida (bio-óleo) e uma fase gasosa.

Para que a reação de pirólise aconteça é necessário, além da ausência de oxigénio, atingir uma temperatura específica, denominada como temperatura de pirólise, temperaturas essas que, normalmente vão de 300°C e 650°C, durante um determinado tempo (Basu, 2013). As quantidades dos produtos obtidos na pirólise podem variar dependendo das condições a que a biomassa é exposta, como a temperatura final, a taxa de aquecimento, diferentes composições da biomassa, granulometria, caudal de gás inerte, entre outros. (Bridgwater, 2012).

### 2.3.1. Produtos da Pirólise

Os primeiros produtos da pirólise são o carbonizado e os voláteis. Esses vapores podem dar origem a um líquido (bio-óleo) e também a gases não condensáveis como monóxido de carbono, dióxido de carbono, metano e hidrogénio, entre outros, como se pode verificar pela figura 2.5.

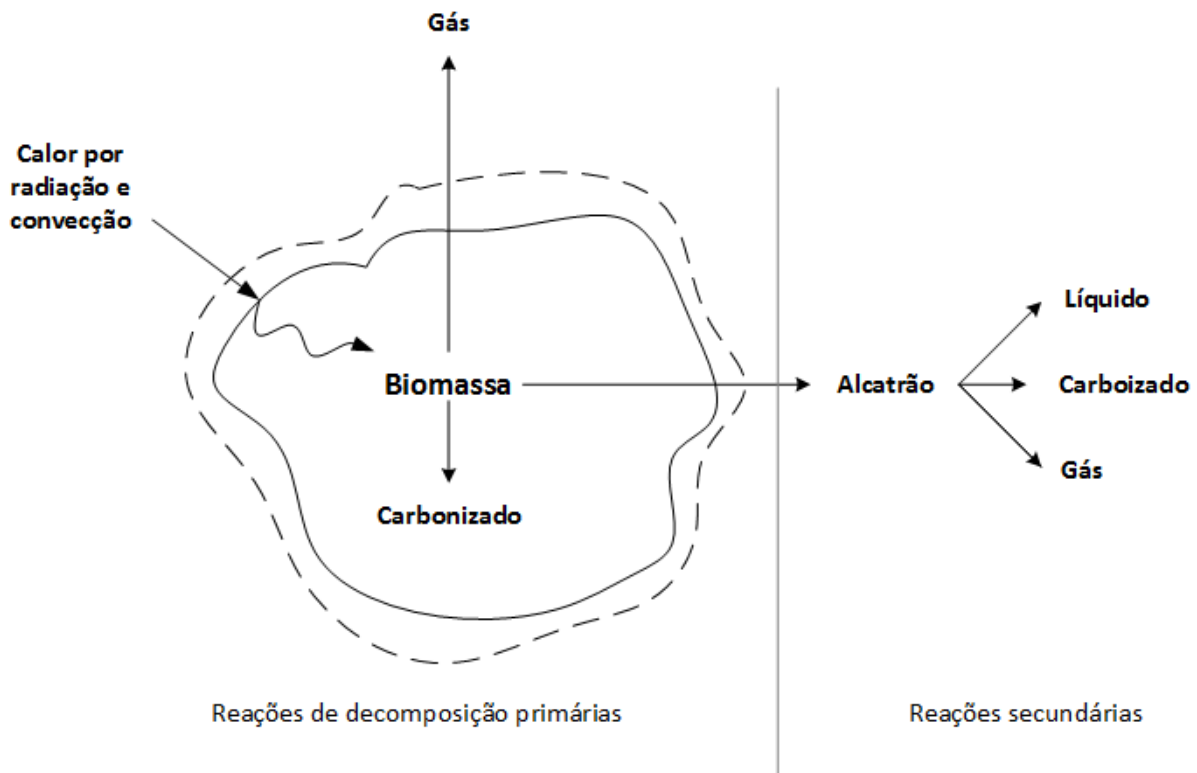
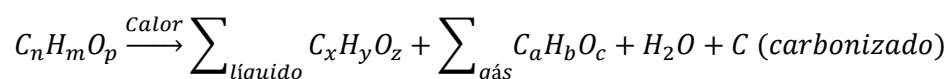


Figura 2.5: Pirólise de uma partícula de biomassa (Adaptado de (Basu, 2013)).

Esta decomposição, verificada na figura 2.5, acontece em parte através de reações homogêneas em fase gasosa e outra parte através de uma reação heterogênea numa mistura gás-sólido (Basu, 2013).

A reação de pirólise pode ser representada genericamente pela seguinte equação (Basu, 2013):



## **Sólido**

O carbonizado é a parte sólida resultante da pirólise. Este é maioritariamente carbono (aproximadamente 85%), podendo este conter oxigénio e hidrogénio. Este carbonizado poderá ser usado, por exemplo, como adsorvente (carvão ativado).

## **Líquido**

O líquido resultante da pirólise, que pode ser chamado de bio-óleo, é um fluido escuro com cerca de 20% de água. O bio-óleo pode ser descrito como uma mistura complexa de hidrocarbonetos com uma grande quantidade de oxigénio e água. Os compostos encontrados no bio-óleo podem ser classificados de entre as seguintes categorias, hidroxialdeídos, hidroxicetonas, açúcares, ácidos carboxílicos e compostos fenólicos (Piskorz et al., 1988). Este líquido poderá ser usado como combustível ou na produção de produtos químicos.

## **Gases**

Os gases resultantes da pirólise poderão conter alguns compostos como o hidrogénio, dióxido de carbono, vapor de água, monóxido de carbono e alguns hidrocarbonetos. Estes gases não condensáveis podem servir de combustível em alguma utilização ou simplesmente são queimados e lançados para a atmosfera. Outro possível uso destes gases é a sua utilização para o aquecimento do próprio reator de pirólise.

### 2.3.2. Tipos de pirólise

A pirólise pode ser classificada em dois tipos, lenta e rápida, sendo esta classificação dada com base na taxa de aquecimento. A pirólise é lenta, quando o tempo necessário para o aquecimento da biomassa até à temperatura de pirólise é muito superior ao tempo da reação de pirólise. No caso da pirólise rápida, esta é caracterizada por um curto tempo exposição da biomassa à temperatura de pirólise. Existem outros tipos de pirólise dependendo da forma e pressão a que é realizada (Basu, 2013).

Conforme o que se deseja como produto de pirólise, poder-se-á usar uma das alternativas já mencionadas anteriormente. A pirólise lenta é normalmente caracterizada por apresentar um tempo de residência bastante elevado, podendo ir de minutos até horas. Assim sendo este

tipo de pirólise é usado principalmente na produção de carbonizado. No caso da pirólise rápida, o tempo de residência é bastante rápido, na ordem dos segundos, sendo esta usada principalmente para a produção de bio-óleo e gás.

## 2.4. Rendimento dos produtos de Pirólise

Os produtos da pirólise dependem do tipo de equipamento, características físicas e químicas da biomassa e de outros parâmetros importantes como a taxa de aquecimento, temperatura final e tempo de residência, entre outros. Ou seja, variando estes parâmetros é possível obter diferentes rendimentos de sólido, líquido e gases relativamente aos produtos da pirólise.

### 2.4.1. Efeito da composição e granulometria da biomassa

Normalmente, a biomassa é constituída por celulose, hemicelulose e lignina. Estes constituintes têm diferentes contribuições para o rendimento de cada produto da pirólise. A celulose e a hemicelulose são uma grande fonte de produtos voláteis. Na verdade, a celulose é uma fonte de gases condensáveis ao contrário da hemicelulose que gera maior quantidade de gases não-condensáveis. Quanto à lignina, esta gera uma maior quantidade de carbonizado relativamente aos restantes compostos (Basu, 2013).

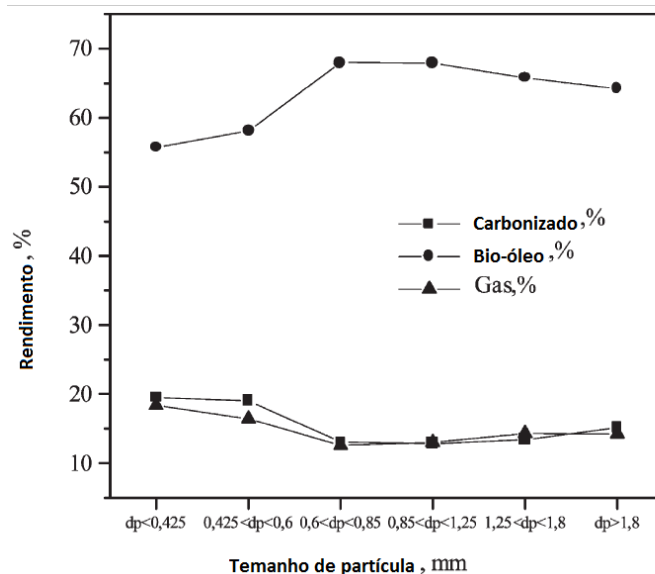


Figura 2.6: Efeito do tamanho de partícula no rendimento dos produtos de pirólise Retirado de (Onay e Kockar, 2003).

Relativamente ao tamanho das partículas, estrutura física e forma da biomassa, estes fatores têm influência nos produtos de pirólise através do efeito deles na taxa de aquecimento. As partículas de granulometria mais fina oferecem menor resistência para libertar os gases condensáveis. Sendo assim, este tipo de partículas, levam à formação de uma maior quantidade de líquido (Basu, 2013). Pelo contrário, as partículas de maior dimensão dificultam a libertação dos gases condensáveis e favorecem a formação de carbonizado uma vez que oferecem mais resistência à sua libertação. Onay e Kockar (2003) verificaram que as partículas de tamanho intermédio maximizam a produção de bio-óleo como se pode ver pela figura 2.6.

#### 2.4.2. Efeito da temperatura

A temperatura na pirólise é fulcral para que a reação ocorra e que se formem os produtos que se pretende, uns em maiores quantidades que os outros. Por isso, para a reação ocorrer, as partículas são sujeitas a uma temperatura, chamada temperatura de pirólise, isto porque, esta temperatura afeta o rendimento dos produtos da pirólise. A uma baixa temperatura, produz-se uma maior quantidade de carbonizado enquanto a altas temperaturas a produção de carbonizado é menor. No caso do bio-óleo, existe uma temperatura ótima para a maximização do bio-óleo (450 - 500°C). Os gases, formam-se em maior quantidade quando a temperatura é mais elevada. Estas afirmações podem ser confirmadas através da figura 2.7.

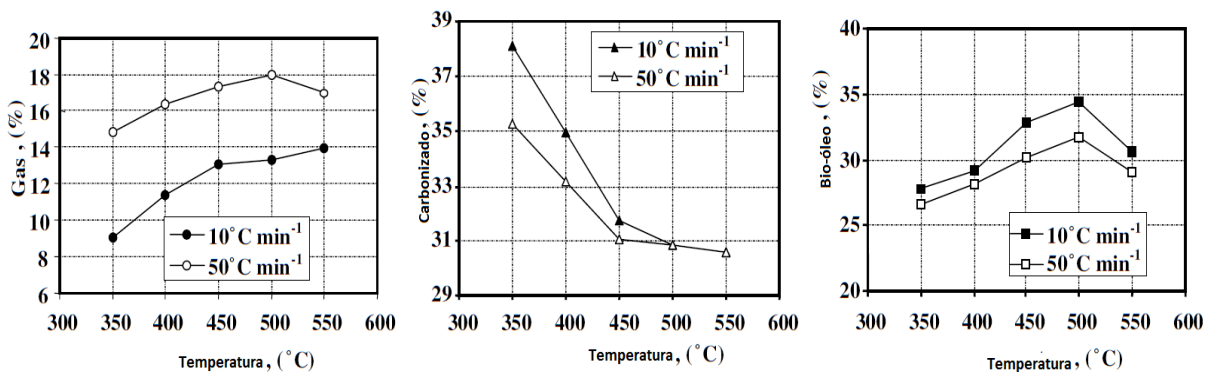


Figura 2.7: Variação dos rendimentos dos produtos de pirólise a diferentes temperaturas. (Adaptado de Şensöz et al., 2006).

Ainda relativamente ao efeito da temperatura no rendimento dos produtos de pirólise, se estes forem sujeitos a uma temperatura superior, algumas das ligações poder-se-ão quebrar fazendo que a formação da fase líquida diminua e aumente a formação dos gases não-condensáveis (Şensöz et al., 2006).

### 2.4.3. Efeito da taxa de aquecimento

O efeito da taxa de aquecimento, por si só, não define os produtos da pirólise. Mas este parâmetro tem uma elevada importância, dado que uma taxa de aquecimento rápida até à temperatura de pirólise, gera mais voláteis e, conseqüentemente, mais líquido (dependendo este da temperatura final) e se a taxa de aquecimento for mais lenta, este gerará maior quantidade de carbonizado. Estas afirmações podem ser confirmadas com a figura 2.7.

Algo tão importante como a taxa de aquecimento, é o tempo de residência dos vapores no reator.

Analisando tudo isto, verifica-se que os parâmetros a que a biomassa é sujeita, são ajustados conforme o que se quer obter como produto final. Podem ser descritas três hipóteses de modo a maximizar a produção tanto de carbonizado, bio-óleo e gases como se pode verificar na tabela 2.3.

*Tabela 2.3 – Parâmetros usados na maximização da produção dos diferentes produtos da pirólise (Basu, 2013).*

<b>Produto</b>	<b>Taxa de aquecimento</b>	<b>Temperatura final</b>	<b>Tempo de residência</b>
<b>Carbonizado</b>	Lento	Baixa	Longo
<b>Líquido</b>	Rápido	Moderada	Curto
<b>Gases</b>	Lento	Alta	Longo

### 2.5. Produção de Bio-óleo

O objetivo desta dissertação, dentro da pirólise de resíduos industriais, é valorizar a produção de bio-óleo. Para tal, e lembrando o que foi anteriormente referido, é necessário realizar uma reação de pirólise rápida, ou seja, um curto tempo de residência e uma temperatura à volta dos 500°C.

Diferentes estudos foram realizados para a caracterização elementar do bio-óleo. Estas análises podem fornecer algumas informações para uma melhor compreensão deste produto. Na tabela 2.4 encontra-se informação relativamente à composição elementar e características do bio-óleo obtido através da pirólise de bagaço de azeitona.

Tabela 2.4: Composição elementar e propriedades do bio-óleo obtido pela pirólise do bagaço de azeitona (Adaptado de Şensöz et al., 2006).

Propriedade	Bio-óleo <sup>a</sup>
Massa volúmica, 15 °C (kg/m <sup>3</sup> )	1070
Água presente (% m/m)	-
Viscosidade, 50 °C (cSt)	51
Ponto de ignição (°C)	77
PCS (MJ/kg)	31,8
Análise última (% m/m)	
Carbono	66,9
Hidrogénio	9,2
Oxigénio	21,9
Azoto	2,0
H/C	1,65
O/C	0,25
Fórmula Empírica	CH <sub>1,65</sub> O <sub>0,25</sub> N <sub>0,03</sub>

<sup>a</sup> Obtido a 500 °C com uma taxa de aquecimento de 10 °C/min

Com base nesta composição elementar é possível saber algumas propriedades do bio-óleo. Mas, caso se queira saber algo mais sobre a composição química deste, é necessária uma análise mais profunda. O uso do FTIR é uma ferramenta importante que indica os grupos funcionais presentes no bio-óleo, enquanto a composição química pode ser conseguida por GC-MS (Lu *et al.*, 2008).

As propriedades de bio-óleo, devido à sua natureza, podem abranger uma vasta gama de parâmetros. O tipo de biomassa, por exemplo, é um parâmetro importante a considerar devido à sua natureza. Diferentes biomassas geram diferentes quantidades de produtos de pirólise bem como diferentes composições dos mesmos. Tendo em conta este fator, não é incomum ver variações das propriedades físico-químicas do bio-óleo. Para algumas aplicações, as pequenas variações não serão demasiado importantes, mas em situações em que é desejável utilizar o bio-óleo em locais preparados para outros tipos de combustíveis é necessária uma análise prévia e cuidada (Ringer *et al.*, 2016).

## 2.6. Tipos de Reatores de pirólise

Conforme o que se deseja obter como produto final da pirólise, existem diferentes tipos de reatores que podem ser utilizados. Entre eles existem os reatores de leito fixo, leito fluidizado circulante, leito fluidizado borbulhante e parafuso. Serão aqui mencionados alguns tipos de reatores de pirólise para uma melhor compreensão.

## Reator de Leito fixo

O reator de leito fixo é um reator de modo *batch*. Segundo Basu, 2013 este é o mais antigo de todos os reatores de pirólise. Normalmente, neste reator, é selecionada a toma de biomassa, colocando-se esta no interior do reator. Seguidamente, é feito passar um gás de arraste, inerte, de modo a manter a atmosfera livre de oxigénio. Com o aumento da temperatura, iniciam-se as reações de pirólise começando a formação de vapores e de carbonizado. Neste tipo de reator, a existência do gás de arraste faz com que os vapores formados saiam do reator, enquanto o carbonizado se mantém no interior (Basu, 2013). Os vapores que saem do reator, alguns condensam formando assim o bio-óleo, os restantes são os gases de pirólise.

## Reator de leito Fluidizado Circulante

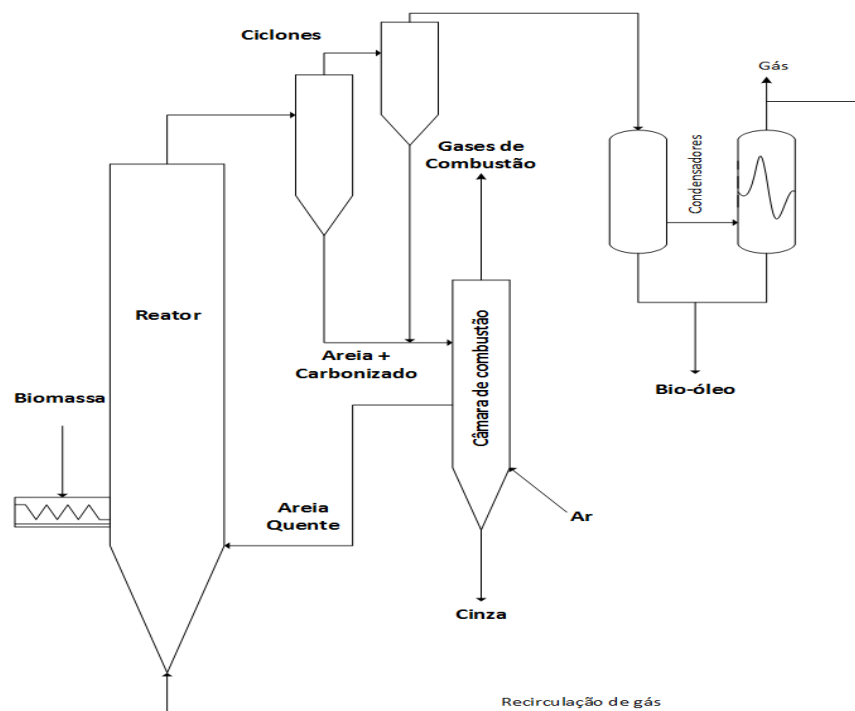


Figura 2.8: Esquema de um reator de leito fluidizado circulante (Adaptado de Bridgwater, 2012).

Relativamente ao reator de leito fluidizado circulante, este funciona com a presença de um gás de arraste, gás este que mantém o ambiente inerte e é também usado para que o leito fique fluidizado. Além disso, para além do aquecimento através do forno existente no leito, este tipo de reator tem uma característica que é a utilização de areia quente.

A areia é aquecida à parte e, posteriormente, adicionada à biomassa de modo a que a transferência de calor entre o meio e a biomassa seja mais eficaz. Posteriormente alguns dos gases não condensáveis formados são lançados para a atmosfera e outros vão circular de modo a ajudar na fluidização (Basu, 2013). Neste reator, todo o carbonizado existente é recolhido nos ciclones e transportado para a camara de combustão onde o carbonizado é queimado de modo a aquecer a areia usada no reator (Bridgwater, 2012). Na figura 2.8 está representado um reator de leito fluidizado circulante.

### Reator de Leito Fluidizado Borbulhante

O reator de leito fluidizado borbulhante funciona de uma maneira idêntica ao reator de leito fluidizado circulante. As diferenças entre estes dois tipos de reatores são a nível da circulação da areia. Aqui, a areia apenas fluidiza não havendo circulação.

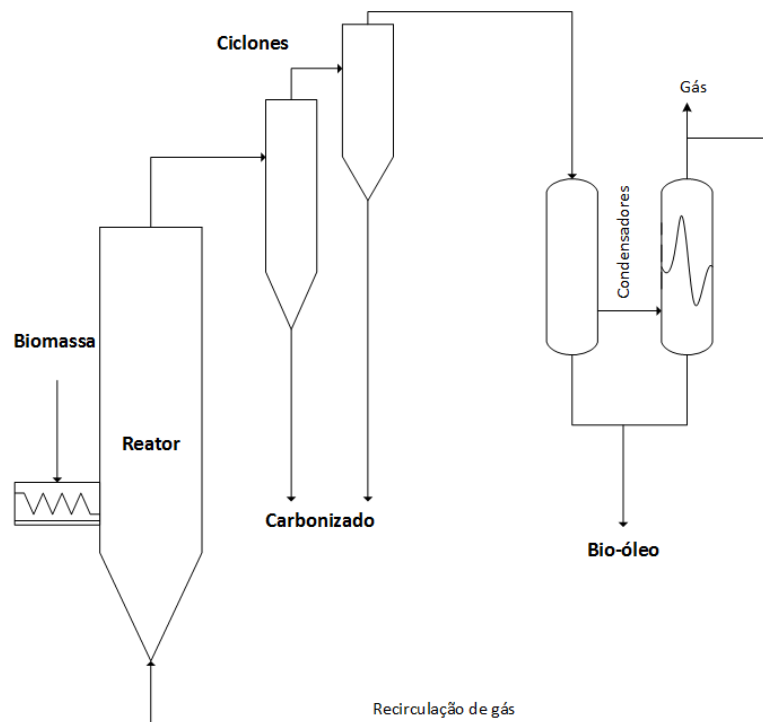


Figura 2.9: Esquema de um reator de leito fluidizado borbulhante (Adaptado de Bridgwater, 2012).

Os reatores de leito fluidizado borbulhante (figura 2.9) utilizam uma construção simples, têm uma boa resposta a nível da transferência de calor, devido à grande quantidade de sólidos existente e consegue-se também um melhor controlo de temperatura (Bridgwater, 2012).

## Reator de parafuso

O reator de parafuso é um reator que contém um parafuso, resistências de modo a aquecer o reator, além dos condensadores de modo a recolher o bio-óleo. O azoto neste reator é apenas usado para que a atmosfera do reator seja completamente inerte antes do início do processo de pirólise (Thangalazhy-Gopakumar *et al.*, 2010). Na figura 2.10 está representado um reator de parafuso usado num ensaio experimental.

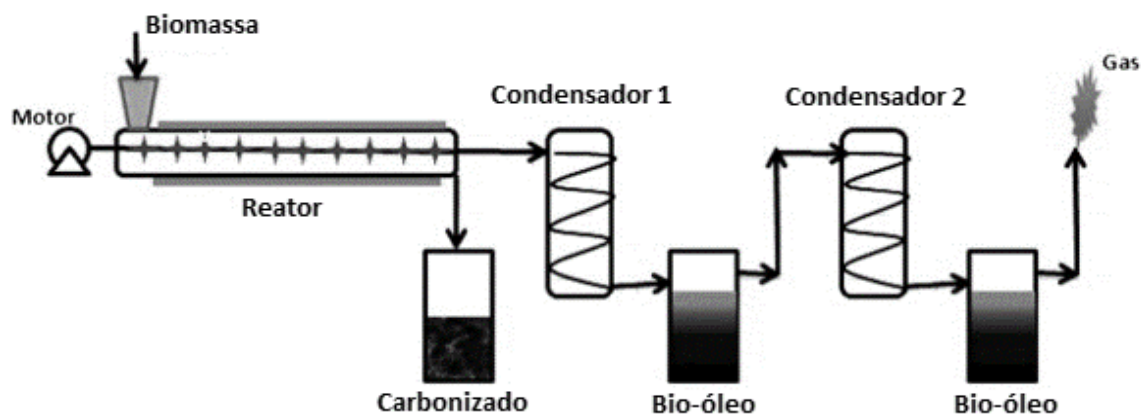


Figura 2.10: Esquema de um reator de parafuso ((Thangalazhy-Gopakumar *et al.*, 2010))

## 2.7. Pré-tratamento da matéria-prima

Para que a pirólise ocorra de maneira correta e eficaz, é necessário que a matéria-prima esteja nas melhores condições. Sendo que a humidade desta e a granulometria são dos fatores muito importantes a ter em conta. A elevada humidade da matéria-prima poderá ter influência no rendimento dos produtos da pirólise, podendo assim libertar vapor de água e favorecer a formação de outros produtos menos desejáveis.

Quanto à granulometria, esta tem de ser de pequenas dimensões de modo a favorecer a transferência de calor entre meio e as partículas (Bridgwater *et al.*, 1999).

Assim sendo a presença de um triturador e de um secador seria uma vantagem do ponto de vista do rendimento dos produtos.

## 2.8. Escolha do reator

Para a escolha do tipo de reator a usar há que ter em conta o que se pretende obter como produtos da pirólise. Neste caso o objetivo é maximizar a produção de bio-óleo.

Para tal, depois de uma primeira seleção de reatores, destes será necessário verificar todos os inconvenientes existentes para cada um deles bem como os aspetos positivos para que a escolha seja a mais acertada possível. Para uma melhor compreensão, seguidamente serão apresentadas algumas vantagens/desvantagens em relação aos reatores acima descritos (Bridgwater *et al.*, 1999).

### **Leito Fixo**

- Usado normalmente em escala laboratorial.
- Sistema descontinuo.

### **Leito Fluidizado Circulante**

- Elevada taxa de transferência de calor;
- Elevada erosão do carvão provocada pela biomassa que poderão levar a um aumento da formação de carvão;
- É necessário um sistema de recirculação de sólidos, levando a uma complexidade do sistema;
- Suporta partículas até 6 mm;
- Possibilidade de ocorrer uma quebra das ligações nos gases condensáveis, possibilitando assim a formação de gases não condensáveis;

### **Leito Fluidizado Borbulhante**

- Elevada taxa de transferência de calor;
- Fonte de calor funciona através do gás de fluidização ou diretamente no reator;
- Boa mistura dos sólidos;
- Tamanho das partículas limitado a cerca de 2 mm;
- Simples construção e funcionamento.

### **Parafuso**

- Adequados para materiais difíceis de manipular;
- Usado em materiais heterogéneos;
- Quantidade de bio-óleo produzida relativamente mais baixa que em leito fluidizado;

Assim sendo, a escolha do tipo de reator recai sobre o reator de leito fluidizado borbulhante, pelo facto de ser um reator que usa uma tecnologia que hoje em dia já é bem compreendida. A construção deste tipo de reatores é acessível e têm uma grande eficiência em relação à transferência de calor (Bridgwater, 2012).

### 3. Dimensionamento dos Equipamentos

Nesta secção da dissertação, serão mencionados todos os equipamentos que farão parte da instalação da pirólise, ou seja, reator de leito fluidizado, resistências térmicas, ciclone, condensador e tanques de reserva.

#### 3.1. Reator de Leito fluidizado

A fluidização pode ser definida como o estado em que as partículas sólidas comportam-se como um fluido através da suspensão em um gás ou líquido. Quando esse gás ou líquido entra em contacto com as partículas sólidas formam o leito

Para o dimensionamento de uma unidade de fluidização é necessário recolher alguma informação sobre as partículas que serão usadas. Sabendo que o meio a fluidizar é a areia, fez-se uma caracterização dos diâmetros de partícula da areia usada normalmente para leitos fluidizados. Sendo assim considerou-se:

- Diâmetro médio de partícula de 375  $\mu\text{m}$ ;
- Esfericidade: 1;
- $\epsilon_{mf}$  de 0,42 ((Kunii and Levenspiel, 1991));

Relativamente à biomassa, esta foi estudada e foram realizados alguns ensaios de caracterização de partículas como diâmetro médio, massa volúmica e massa volúmica aparente. Nos anexos A, B e C encontram-se todos os registos de ensaios realizados. De seguida encontram-se algumas das características da biomassa.

Características da biomassa:

- Diâmetro médio: 2 mm;
- Massa volúmica: 1071,4  $\text{kg/m}^3$ ;
- Massa volúmica aparente: 0,478  $\text{g/cm}^3$ ;
- Esfericidade: 1;
- Caudal a tratar: 0,250  $\text{kg/s}$ ;

No caso do fluido usado na fluidização, azoto, este encontra-se nas seguintes condições:

- Pressão: 1 atm;
- Massa volúmica (500°C): 0,44 kg/m<sup>3</sup>
- Viscosidade (500°C): 3,32×10<sup>-5</sup> Pa·s;
- Viscosidade (20°C): 1,87×10<sup>-5</sup> Pa·s;
- Temperatura de 500 °C
- Massa molar: 28,01 mol/g

### Determinação da velocidade mínima de fluidização, da velocidade terminal e da velocidade mínima de “slugging”

Os seguintes cálculos da velocidade mínima de fluidização e velocidade terminal foram efetuados não só para a biomassa, mas também para a areia que será utilizada como meio de aquecimento, ou seja, favorecer a transferência de calor para a biomassa. Estras três velocidades são calculadas de modo a chegar a um valor de velocidade de fluidização

#### Velocidade mínima de fluidização

Recorrendo à equação de Ergun (Kunii and Levenspiel, 1991), determina-se o número de Reynolds da partícula nas condições de fluidização mínima:

$$\frac{1.75}{\varepsilon_{mf}^3 \cdot \phi_s} \cdot Re_{p,mf}^2 + \frac{150 \cdot (1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \cdot \phi_s^2} \cdot Re_{p,mf} = Ar \quad (3.1)$$

O número de Arquimedes, Ar, é dado por:

$$Ar = \frac{d_p^3 \cdot \rho_g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g}{\mu^2} \quad (3.2)$$

A massa volúmica do fluido,  $\rho_g$ , é calculada por:

$$\rho_g = \frac{P \cdot M}{R \cdot T} \quad (3.3)$$

O número de Reynolds é dado pela seguinte expressão, sendo desta maneira determinada a velocidade mínima de fluidização,  $v_{mf}$ :

$$Re_{p,mf} = \frac{d_p \cdot v_{mf} \cdot \rho_g}{\mu} \quad (3.4)$$

Assim sendo, determinou-se o valor da velocidade mínima de fluidização sendo este de  $8,78 \times 10^{-2}$  m/s para a areia existente no leito. Os cálculos relativos à velocidade mínima de fluidização encontram-se no anexo D.

No caso da biomassa, esta tem uma de velocidade mínima de fluidização de  $1,34 \times 10^{-2}$  m/s.

### Determinação da velocidade terminal

A velocidade terminal adimensional é definida pela expressão (Kunii and Levenspiel, 1991):

$$v_t^* = v_t \cdot \left( \frac{\rho_g^2}{\mu \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g} \right)^{1/3} \quad (3.5)$$

A velocidade terminal adimensional, para partículas com esfericidade entre 0,5 e 1, pode ser calculada por (Kunii and Levenspiel, 1991):

$$v_t^* = \left( \frac{18}{d_p^{*2}} + \frac{2,335 - 1,744 \cdot \phi_s}{d_p^{*0,5}} \right)^{-1} \quad (3.6)$$

Para a resolução da equação anterior é necessário o valor do diâmetro adimensional da partícula. Esse valor pode ser calculado da seguinte forma (Kunii and Levenspiel, 1991):

$$d_p^* = d_p \cdot \left( \frac{\rho_g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g}{\mu^2} \right)^{1/3} \quad (3.7)$$

Os exemplos de cálculo da velocidade terminal podem ser consultados no anexo D. No caso da areia, a velocidade terminal é de 1,22 m/s em relação à biomassa, esta é de 0,57 m/s.

Para a determinação da velocidade mínima de “slugging”, recorre-se à seguinte expressão (Kunii and Levenspiel, 1991):

$$v_{m,sl} = v_{mf} + 0.07 \cdot \sqrt{g \cdot d_t} \quad (3.8)$$

Considerou-se um diâmetro de reator de 0,10 m, sendo o valor obtido no cálculo da velocidade mínima de “slugging” de 0,157 m/s. O “slugging” é dado pela formação de bolhas de ar ao longo da coluna, ou seja, o cálculo desta velocidade permite verificar se o “slugging” não vai ocorrer. Após o cálculo destes parâmetros, é possível arbitrar uma velocidade de fluidização de modo a que esta seja superior à velocidade mínima de fluidização e menor que a velocidade mínima de “slugging”. Então escolheu-se uma velocidade de fluidização de 0,12 m/s.

### Distribuidor de chapa perfurada

O distribuidor é uma placa perfurada que suporta o leito de areia. Neste caso, o distribuidor será dimensionado segundo Kunii e Levenspiel (1991) em que este contém um determinado número de orifícios.

Em primeiro lugar é necessário calcular a queda de pressão no distribuidor,  $\Delta p_d$ , que é dada pela equação (3.9). Isto significa que a queda de pressão no distribuidor deve ser entre 20 a 40% da queda de pressão no leito,  $\Delta p_b$ .

$$\Delta p_d = (0,2 \text{ a } 0,4) \cdot \Delta p_b \quad (3.9)$$

Assim sendo, a queda de pressão no leito,  $\Delta p_b$ , é dada por

$$\Delta p_b = (1 - \varepsilon_{mf}) \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g \cdot H_{mf} \quad (3.10)$$

Para o cálculo do número de orifícios é necessário determinar o número Reynolds a montante do distribuidor. Sendo este dado pelo diâmetro do tubo,  $d_t$ , velocidade superficial do gás,  $v_0$ , massa volúmica do gás,  $\rho_g$ , e pela viscosidade,  $\mu$ .

$$Re_t = \frac{d_t \cdot v_0 \cdot \rho_g}{\mu} \quad (3.11)$$

Após o cálculo do número de Reynolds é possível chegar ao coeficiente do orifício através da tabela 3.1.

Tabela 3.1: Relação entre o número de Reynolds e o coeficiente do orifício (Kunii e Levenspiel, 1991).

$Re_t$	100	300	500	1000	2000	>3000
$C_{d,or}$	0,68	0,70	0,68	0,64	0,61	0,60

A velocidade do fluido no orifício é dada por:

$$v_{or} = C_{d,or} \cdot \left( \frac{2 \cdot \Delta p_d}{\rho_g} \right)^{1/2} \quad (3.12)$$

Após tudo isto e arbitrando-se um determinado diâmetro de orifício, através da seguinte equação, chega-se por fim ao número de orifícios que a placa tem de apresentar:

$$N_{or} = \frac{v_0}{\frac{\pi}{4} \cdot d_{or}^2 \cdot v_{or}} \quad (3.13)$$

Depois de todos os cálculos efetuados, o número de orifícios que o distribuidor deverá ter são 145. Este número de orifícios, corresponde a um diâmetro de orifício de 1,5 mm. Assim sendo, a areia como tem um diâmetro inferior, terá que ser retirada sempre que o equipamento pare e reposta a cada início.

### Determinação da altura do reator

Para o cálculo da altura do reator ( $H_t$ ) será necessário determinar TDH (altura de desagregação) e o  $H_f$ , pois a altura do reator é dado pela seguinte equação:

$$H_t = H_f + TDH \quad (3.14)$$

Em que  $H_f/H_{mf}$  pode tomar valores entre 1,2 e 1,4:

$$\frac{H_f}{H_{mf}} = 1,2 \text{ a } 1,4 \quad (3.15)$$

A altura mínima de fluidização ( $H_{mf}$ ) é dada pela seguinte relação:

$$H_{mf} \cdot A = \frac{m_s}{\rho_s} + \frac{m_b}{\rho_b} + \varepsilon_{mf} \cdot H_{mf} \cdot A \quad (3.16)$$

O valor do TDH pode ser calculado através da expressão proposta por Horio *et al.* (1980) (segundo Rhodes, 2008):

$$TDH = 4,47d_{bvs}^{0.5} \quad (3.17)$$

O diâmetro das bolhas é dado por uma expressão proposta por Darton *et al.* (1977) (segundo Rhodes, 2008):

$$d_{bvs} = \frac{0,54}{g^{0,2}} (v_f - v_{mf})^{0,4} (L + 4N_{or}^{-0,5})^{0,8} \quad (3.18)$$

O reator terá uma altura de 1,43 m. Os exemplos de cálculo podem ser consultados no anexo D.

### 3.2. Ciclone

Durante a pirólise, como já foi referido nos capítulos anteriores, existe a formação de vapores/gases e partículas sólidas a partir da biomassa inicial. Por essa razão, será necessário efetuar uma separação das partículas sólidas (carbonizado) dos vapores/gases. O equipamento usado será um ciclone.

Para determinar o diâmetro do ciclone, este pode ser relacionado com o caudal do fluido que é usado na fluidização. A expressão usada é relativa a um ciclone de alta eficiência (Macintyre, 1990):

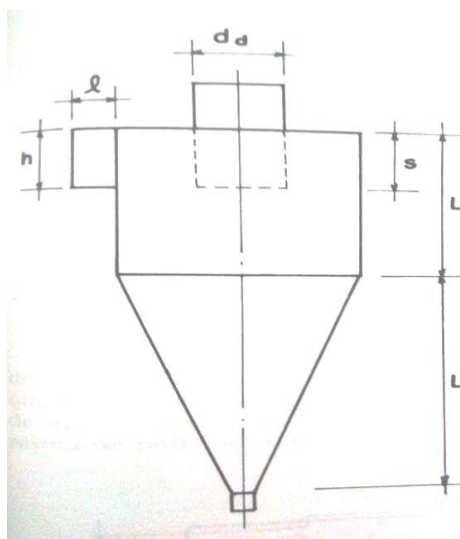


Figura 3.1: Ciclone. (Adaptado de Macintyre, 1990).

$$\dot{v}_{N_2} (ft^3/min) = 300 \cdot d_{ciclone}^2 \quad (3.19)$$

Após o cálculo do diâmetro do ciclone, pode-se chegar às principais dimensões de um ciclone através dos fatores multiplicativos indicados na tabela 3.2.

Tabela 3.2: Fatores multiplicativos para obter as dimensões do ciclone em função do diâmetro. (Retirado de (Macintyre, 1990))

Dimensão	h	l	s	d <sub>d</sub>	L	L'
Fator multiplicativo do diâmetro o ciclone ( $d_{ciclone}$ )	0,5	0,2	0,5	0,5	1,5	2,5

Após efetuar os cálculos necessários (estes podem ser consultados no anexo E) obteve-se as dimensões do ciclone, correspondente à figura 3.1, que estão representados na tabela 3.3.

Tabela 3.3: Valores relativos ao dimensionamento do ciclone.

Dimensão	d <sub>ciclone</sub>	H	L	s	d(d)	L	L'
Tamanho (mm)	27,8	13,9	5,6	13,9	13,9	41,7	69,5

### 3.3. Balanço de massa ao reator

No caso do balanço de massa ao reator, estão envolvidas as correntes de biomassa e as correntes dos produtos formados, carbonizado, bio-óleo e gás. O balanço de massa é dado pela seguinte equação.

$$m_b = m_c + m_o + m_g + \text{perdas} \quad (3.20)$$

Em que a massa de carbonizado ( $m_c$ ) é dada por:

$$m_c = Y_c \cdot m_b \quad (3.21)$$

A massa de bio-óleo ( $m_o$ ), é dada por:

$$m_o = Y_o \cdot m_b \quad (3.22)$$

A massa de gás ( $m_g$ ), é dada por:

$$m_g = Y_g \cdot m_b \quad (3.23)$$

Em que o  $Y_c$ ,  $Y_o$  e  $Y_g$  são os rendimentos do carbonizado, bio-óleo e gás, respetivamente.

Para efeito de cálculo e devido à falta de informação a nível dos rendimentos de reação dos produtos de pirólise em relação ao bagaço de azeitona em leito fluidizado, fez-se uma pesquisa de modo a encontrar outro tipo de biomassa semelhante ao bagaço de azeitona na sua análise próxima.

Na sequência da pesquisa, e comparando as análises próximas de cada biomassa, foram utilizados rendimentos obtidos através da pirólise de rizoma de mandioca em leito fluidizado (Pattiya, 2011). Os rendimentos obtidos nesta pirólise em leito fluidizado encontram-se na tabela 3.4.

Tabela 3.4: Rendimentos obtidos pela pirólise de rizoma de mandioca a 510 °C, (Pattiya, 2011).

Produto de pirólise	Rendimento (% m/m)
Carbonizado	19,57
Bio-óleo	64,91
Gás	11,04

Para que o balanço fique completo faltam 4,48% que correspondem a porções de gás que não se conseguem identificar ou até mesmo perdas na recolha de amostras de cada um dos produtos de pirólise (Pattiya, 2011).

Relativamente ao balanço de massa, os cálculos efetuados encontram-se no anexo F. Assim sendo, a massa de cada produto de pirólise é calculada com base no caudal de entrada da biomassa no reator, em que caudal de biomassa de entrada utilizado é de 0,250 kg/s. O caudal de carbonizado foi de  $4,89 \times 10^{-2}$  kg/s, o de bio-óleo de 0,162 kg/s e o de gás  $2,76 \times 10^{-2}$  kg/s. Se este sistema funcionar em contínuo e sem interrupções, por dia será possível obter, com base nestes rendimentos, 4227 kg de carbonizado, 14021 kg de bio-óleo e 2385 kg de gás.

### 3.4. Balanço energético ao reator

Para o cálculo dos balanços de massa e energia será necessário conhecer os valores do caudal de todas as correntes de entrada e saída do processo, assim como a composição das mesmas e a as entalpias para os diferentes compostos.

Para o cálculo da quantidade de energia a usar no reator de modo a aquecer o leito, foi feito um balanço de energia ao reator. No balanço de energia foram consideradas todas as correntes que estão delimitadas pelas fronteiras impostas ao processo.

O balanço de energia é dado por:

$$Q = \sum H_{out} + m \cdot \Delta H_{298}^{\circ} - \sum H_{in} \quad (3.24)$$

Em que Q é a potência térmica fornecida,  $\sum H_{out}$  a entalpia das correntes de saída do processo,  $H_{298}^{\circ}$  a entalpia de combustão e  $\sum H_{in}$  entalpia das correntes de entrada do processo.

As entalpias das correntes de entrada ( $\sum H_{in}$ ), saída ( $\sum H_{out}$ ) e a entalpia de combustão ( $\Delta H_{298}^{\circ}$ ), são dadas por:

$$\sum H_{in} = m_b \cdot Cp_b \cdot (T - 25) + m_{\acute{a}gua} \cdot Cp_{\acute{a}gua} \cdot (T - 25) \quad (3.25)$$

$$\sum H_{out} = m_c \cdot Cp_c \cdot (T - 25) + \sum (m \cdot Cp)_{volateis} \cdot (T - 25) \quad (3.26)$$

$$\Delta H_{298}^{\circ} = \sum (\Delta H_c^{\circ})_{in} - \sum (\Delta H_c^{\circ})_{out} \quad (3.27)$$

Tal como nos balanços de massa, para obter as propriedades físicas tanto da biomassa como dos produtos de pirólise recorreu-se a alguns estudos das propriedades do carbonizado, gás e bio-óleo. Deste modo conseguiu-se chegar a valores como os calores específicos da biomassa, carbonizado e dos vapores formados na pirólise. Esses cálculos podem ser consultados no anexo G.

No caso dos gases de pirólise, é necessário saber quais são os compostos, e em que quantidades estão presentes. No caso do rizoma de mandioca, estes compostos foram identificados (Pattiya, 2011). Os compostos identificados estão representados na tabela 3.5.

Tabela 3.5: Compostos presentes nos gases de pirólise (adaptado de (Pattiya, 2011)).

Composto	%(m/m)
H <sub>2</sub>	0,04
CH <sub>4</sub>	0,45
CO	3,37
CO <sub>2</sub>	6,92
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0,09
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,08
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	0,07
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,02

Em relação aos compostos presentes no bio-óleo, foram recolhidos alguns desses compostos que foram obtidos através da pirólise da casca do arroz (Ji-lu, 2007). Es compostos e respetiva fração mássica estão representados na tabela 3.6.

Tabela 3.6: Compostos presentes no bio-óleo (adaptado de Ji-lu, (2007))

Compostos	% mássica
CH <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	7,69
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	5
C <sub>8</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	1,15
C <sub>8</sub> H <sub>6</sub> O <sub>4</sub>	1,22

Com estes valores foi possível calcular o valor da potencia necessária para a instalação. Os cálculos encontram-se no anexo H, sendo que a potência calculada é de 205,6 kW.

### 3.5. Condensador

Para a escolha do condensador, são necessários alguns requisitos. É necessário, pois claro, que condense os gases produzidos pela reação de pirolise. Esses gases, depois de condensados, formam o bio-óleo. Esse bio-óleo, tem uma elevada viscosidade e por isso, é necessário que o bio-óleo não fique acumulado nas paredes do condensador. Para tal, o

condensador teria de ser vertical e era construído com um ou mais tubos inseridos numa carcaça. No interior dos tubos passam os vapores formados na pirólise e no exterior o fluido de arrefecimento. Como já referido, o bio-óleo é muito viscoso, e a sua deposição nos tubos dificulta a transferência de calor. Neste caso seria necessário acoplar um sistema de limpeza dos tubos, que seria usado num determinado intervalo de tempo dependendo da sujidade.

Para tal, é necessário calcular a potência térmica que tem de ser trocada para que haja a condensação, sendo que esta é dada da seguinte forma:

$$Q = (m \cdot C_p)_{\text{volateis}} \cdot (T_{in} - T_{out}) + m_o \cdot \lambda_{vap,o} \quad (3.28)$$

Assim, determinou-se a potência térmica a ser trocada no condensador cujos cálculos podem ser consultados no anexo I. Com esta potência será possível determinar a área de transferência de calor que o condensador necessita. Portanto, recorre-se à equação:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{lm} \quad (3.29)$$

Sendo que a potência térmica a trocar no condensador é de 201,4 kW, o coeficiente global de transferência de calor de 0,397 kW/m<sup>2</sup>·K (Korchinski e Turpin, 1996) e a diferença de temperaturas de 205,8 °C, obtém-se uma área de transferência de calor de 2,46 m<sup>2</sup>, como consta no anexo I.

### 3.6. Diagrama P&I

Neste capítulo está uma proposta de diagrama P&I para o sistema de pirólise dimensionado.

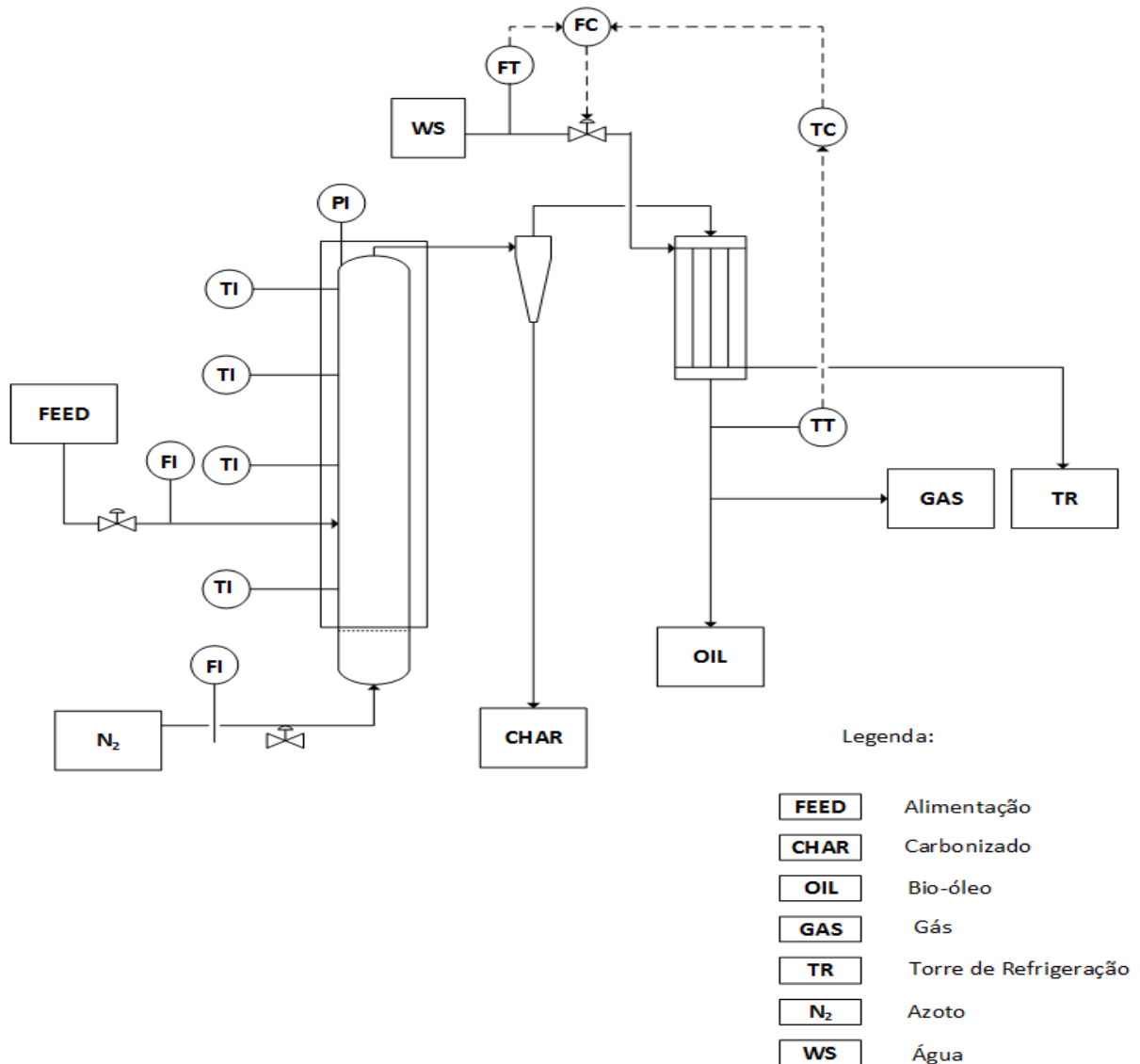


Figura 3.2: Diagrama P&I proposto para a instalação

Na figura 3.2 encontra-se o diagrama P&I em que existe um controlo da temperatura da corrente de saída. Para tal, na corrente de saída do permutador existe um controlador de temperatura (TT) que irá transmitir um sinal a um (TC), que juntamente com o sinal vindo do transmissor de caudal (FT), são enviados a um controlador de caudal (FC) que irá atuar na válvula de regulação da água que alimenta o condensador.

## 4. Conclusões e sugestões para trabalho futuro

O objetivo desta dissertação era estudar e dimensionar um reator de pirolise de biomassa de modo de modo a valorizar biomassa existente, como o objetivo de maximizar a produção de bio-óleo. Com base no estudo efetuado, escolheu-se o reator de leito fluidizado.

Relativamente aos dimensionamentos, com base nos cálculos efetuados obteve-se uma velocidade mínima de fluidização de 0,091 m/s, uma velocidade terminal de 1,3 m/s, e uma velocidade de “slugging” de 0,16 m/s, fazendo com isto escolher uma velocidade de fluidização de 0,14 m/s, correspondente a um caudal de azoto de 3,96 m<sup>3</sup>/h (quais as condições de pressão e temperatura?) para um enchimento de areia de 1,5 kg com um diâmetro de 375 µm. Para a biomassa assumiu-se um caudal de bagaço de azeitona de 0,250 kg/s, com um diâmetro médio de partícula de 2 mm.

O reator de leito fluidizado tem um diâmetro interno de 0,10 m e uma altura de 1,43 m. Na base da coluna, o distribuidor de chapa perfurada terá 145 orifícios. O topo da coluna está ligado a um ciclone onde será feita a recolha de partículas. Sendo que, o ciclone tem um diâmetro de 26,9 mm.

Com base nos balanços de massa efetuados o caudal de carbonizado foi de  $4,89 \times 10^{-2}$  kg/s, o de bio-óleo de 0,162 kg/s e de gás  $2,76 \times 10^{-2}$  kg/s. Com um funcionamento contínuo, por dia será possível obter (com base nestes rendimentos), 4227 kg de carbonizado, 14021 kg de bio-óleo e 2385 kg de gás.

Por fim o reator necessita que lhe seja fornecida de uma potência de 205,6 kW e o condensador terá que ser trocado uma potência térmica de 201,4 kW usando como fluido de arrefecimento, água a 20 °C usando um caudal de 1 kg/s. Para tal, o condensador terá uma área de 2,5 m<sup>2</sup>.

Como proposta para trabalho futuro, sugere-se que, após a construção do reator de pirólise, seja realizado trabalho experimental que possa validar as premissas em que assentou o dimensionamento do reator. Com base nos resultados então obtidos, haverá maior confiança quando se proceder ao “scale-up” para um reator a nível industrial. Em relação ao mesmo, poderá ser feio um reaproveitamento dos gases de pirólise. Parte desses gases poderão ser usados como gás arraste juntamente com o azoto.



## Bibliografia

- Basu, P., 2013. Biomass Gasification, Pyrolysis, and Torrefaction: Practical Design and Theory, 2nd Ed. ed. Elsevier Inc.
- Bridgwater, A.V., 2012. Review of fast pyrolysis of biomass and product upgrading. Overcoming Barriers Bioenergy Outcomes Bioenergy Netw. Excell. 2003 – 2009 38, 68–94. doi:10.1016/j.biombioe.2011.01.048
- Bridgwater, A.V., D. Meier, D. Radlein, 1999. An overview of fast pyrolysis of biomass. Org. Geochem. 30, 1479–1493. doi:10.1016/S0146-6380(99)00120-5
- United States Energy Information Administration, n.d. Index Mundi [WWW Document]. URL <http://www.indexmundi.com/energy.aspx?product=oil&graph=production+consumption> (accessed 6.16.16).
- Isabel Aveiro, 2016. Produção de azeite atinge recorde de 30 anos em Portugal [WWW Document]. J. Neg. URL <http://www.jornaldenegocios.pt/empresas/agricultura-e-pescas/detalhe/producao-de-azeite-atinge-recorde-de-30-anos-em-portugal> (accessed 9.22.16).
- Ji-lu, Z., 2007. Bio-oil from fast pyrolysis of rice husk: Yields and related properties and improvement of the pyrolysis system. J. Anal. Appl. Pyrolysis 80, 30–35. doi:10.1016/j.jaap.2006.12.030
- Korchinski, W.J., Turpin, 1996. The five-minute chemical engineer.
- Kunii, D., Levenspiel, O., 1991. Fluidization Engineering. Butterworth.
- Lu, Q., Yang, X., Zhu, X., 2008. Analysis on chemical and physical properties of bio-oil pyrolyzed from rice husk. J. Anal. Appl. Pyrolysis 82, 191–198. doi:10.1016/j.jaap.2008.03.003
- Macintyre, S., 1990. Ventilação Industrial e Controle da Poluição, 2ª Edição. ed. Livros Técnicos e Científicos Editora, S.A.
- Niaounakis, M., Halvadakis, C.P., 2006. Olive Processing Waste Management: Literature Review and Patent Survey, Waste Management Series 5. Academic Press, Elsevier.
- Onay, O., Kockar, O.M., 2003. Slow, fast and flash pyrolysis of rapeseed. Renew. Energy 28, 2417–2433. doi:10.1016/S0960-1481(03)00137-X
- Pattiya, A., 2011. Bio-oil production via fast pyrolysis of biomass residues from cassava plants in a fluidised-bed reactor. Bioresour. Technol. 102, 1959–1967. doi:10.1016/j.biortech.2010.08.117
- Perry, R., Green, D., 2007. Perry's Chemical Engineers' Handbook, 8th ed. McGraw-Hill Professional.

- PETROLEUM NAPHTHA [WWW Document], 1999. URL <https://cameochemicals.noaa.gov/chris/PTN.pdf> (accessed 10.31.16).
- Piskorz, J., Scott, D.S., Radlein, D., 1988. Composition of Oils Obtained by Fast Pyrolysis of Different Woods, in: Pyrolysis Oils from Biomass, ACS Symposium Series. American Chemical Society, pp. 167–178.
- PROBEIRA [WWW Document], n.d. . PROBEIRA - Prod. Aliment. Beira LDA. URL <http://www.probeira.pt/azeiteprocesso.htm> (accessed 10.30.16).
- Rath, J., Wolfinger, M.G., Steiner, G., Krammer, G., Barontini, F., Cozzani, V., 2003. Heat of wood pyrolysis. *Fuel* 82, 81–91. doi:10.1016/S0016-2361(02)00138-2
- Rhodes, M., 2008. Introduction to particle technology, 2 nd. ed. Wiley.
- Ringer, M., Putsche, V., Scahill, J., 2016. Large-Scale Pyrolysis Oil Production: A Technology Assessment and Economic Analysis.
- Şensöz, S., Demiral, İ., Ferdi Gerçel, H., 2006. Olive bagasse (*Olea europea* L.) pyrolysis. *Bioresour. Technol.* 97, 429–436. doi:10.1016/j.biortech.2005.03.007
- Suttibak, S., Sriprateep, K., Pattiya, A., 2012. Production of Bio-oil via Fast Pyrolysis of Cassava Rhizome in a Fluidised-Bed Reactor. 2011 2nd Int. Conf. Adv. Energy Eng. ICAEE 14, 668–673. doi:10.1016/j.egypro.2011.12.993
- Thangalazhy-Gopakumar, S., Adhikari, S., Ravindran, H., Gupta, R.B., Fasina, O., Tu, M., Fernando, S.D., 2010. Physiochemical properties of bio-oil produced at various temperatures from pine wood using an auger reactor. *Bioresour. Technol.* 101, 8389–8395. doi:10.1016/j.biortech.2010.05.040

## Anexos

### Anexo A - Determinação da humidade do bagaço de azeitona

Para efeitos de cálculo, foram realizados ensaios de humidade de uma amostra de bagaço de azeitona. Na tabela A1 encontram-se os resultados obtidos nos 3 ensaios realizados. Nesta análise de humidade, foi utilizada a norma FprEN 14774-3:2009.

Tabela A.1: Registo dos valores obtidos no ensaio de humidade.

	m cadinho (g)	m bagaço (g)	m total húmido (g)	m total seco (g)	Humidade
<b>m1</b>	27,645	1,0345	28,6795	28,5448	13,0
<b>m2</b>	32,5543	1,0198	33,5741	33,4409	13,1
<b>m3</b>	29,1994	1,0309	30,2303	30,0959	13,0
<b>Média</b>					13,0

Exemplo de cálculo para o ensaio m1:

$$\text{Humidade}(\%) = \frac{m(\text{húmido}) - m(\text{seco})}{m \text{ bagaço}} \times 100 = \frac{28,6795 - 28,5448}{1,0345} \times 100$$

$$\text{Humidade}(\%) = 13,0 \%$$

## Anexo B - Determinação da granulometria existente numa amostra de bagaço de azeitona

Para saber o diâmetro médio de partícula do bagaço de azeitona usaram-se peneiros de 4 mm, 2 mm, 1 mm, 710  $\mu\text{m}$ , 500  $\mu\text{m}$  e 250  $\mu\text{m}$  em simultâneo. Para esta determinação, de modo a não haver perda de massa, cada peneiro foi pesado à parte e posteriormente pesados com o bagaço de azeitona já distribuído por diferentes grama. Por diferença obtém-se a massa de bagaço de azeitona existente em cada granulometria. A massa total de bagaço de azeitona usada foi de 458,4 g. Na tabela B1 encontram-se os resultados obtidos para cada granulometria.

Tabela B1: Quantidade recolhida em cada peneiro por tipo de granulometria.

Peneiros	m peneiros (g)	m peneiros + bagaço (g)	m bagaço (g)
base	336,2	339,1	2,9
250 $\mu\text{m}$	262,4	268,0	5,6
500 $\mu\text{m}$	265,9	276,3	10,4
710 $\mu\text{m}$	294,5	319,6	25,1
1 mm	339,0	477,0	138,0
2mm	344,4	600,4	256,0
4 mm	403,0	423,4	20,4

Depois de passar cada peneiro, fez-se a distribuição das partículas, tabela B2, de modo a obter o diâmetro médio das partículas de biomassa.

Tabela B2: Distribuição das partículas.

Peneiros	Tamanhos ( $\mu\text{m}$ )	dpm (mm)	x	x/dp
Base	0-250	0,125	0,006326	0,05061
250 $\mu\text{m}$	250-500	0,375	0,00589	0,01571
500 $\mu\text{m}$	500-710	0,605	0,010471	0,01731
710 $\mu\text{m}$	710-1000	0,855	0,032068	0,03751
1 mm	1000-2000	1,5	0,246291	0,16419
2mm	2000-4000	3	0,257417	0,08581
4 mm	>4000	4	0,513962	0,12849
			<b>Soma</b>	0,49962
			<b>d médio</b>	2,0015

## Anexo C - Determinação da massa volúmica aparente do leito e da massa volúmica de partícula do bagaço de azeitona

Para uma melhor compreensão da biomassa determinou-se a massa volúmica aparente do leito e a massa volúmica das partículas de bagaço de azeitona. Nas tabelas C1 e C2 estão os valores obtidos para o respetivo cálculo da massa volúmica aparente e massa volúmica de partícula.

*Tabela C1: Valores usados determinação da massa volúmica aparente do leito.*

Ensaio	m (g)	V (cm <sup>3</sup> )	$\rho$ (g/cm <sup>3</sup> )
1	200,4	420	0,477143
2	200,9	420	0,478333
<b>Média</b>			0,477738

*Tabela C2: Valores usados determinação da massa volúmica das partículas de bagaço de azeitona.*

Ensaio	m	V agua	V total	$\rho$ (g/cm <sup>3</sup> )
1	54,8	100	152	1,054
2	50,5	110	156	1,098
3	51	110	158	1,063
<b>Média</b>				1071,4

Assim sendo, a massa volúmica aparente do leito é de 0,4777 g/cm<sup>3</sup> e a massa volúmica da partícula de bagaço de azeitona é de 1041,4 g/cm<sup>3</sup>.

## Anexo D - Exemplo de cálculo do sistema de fluidização

### Determinação da velocidade mínima de fluidização

Para se conseguir chegar ao valor da velocidade mínima de fluidização ( $v_{mf}$ ), é necessário ter algumas informações relativas ao fluido usado bem como a areia usada na fluidização. Na tabela X encontram-se algumas das informações necessárias.

Tabela D1: Informações relativas ao fluido e ao leito.

Pressão (atm)	1
Temperatura leito (K)	773,15
Massa molar Fluido (kg/kmol)	28,01
$\mu$ (Pa.s)	$3,45 \times 10^{-5}$
$\epsilon_{mf}$ (Kunii and Levenspiel, 1991)	0,42
$\Phi_s$	1
$\rho_s$ (kg/m <sup>3</sup> )	2600

A massa volúmica do fluido,  $\rho_g$ , é calculada por:

$$\rho_g = \frac{P \cdot M}{R \cdot T} = \frac{1 \cdot 28,01}{0,082 \cdot 773,15} = 0,44 \text{ kg/m}^3$$

Sendo a equação de Ergun:

$$\frac{1,75}{\epsilon_{mf}^3 \cdot \Phi_s} \cdot Re_{p,mf}^2 + \frac{150 \cdot (1 - \epsilon_{mf})}{\epsilon_{mf}^3 \cdot \Phi_s^2} \cdot Re_{p,mf} = Ar$$

E o número de Arquimedes (Ar) dado por:

$$Ar = \frac{d_p^3 \cdot \rho_g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g}{\mu^2}$$

Chega-se à seguinte expressão, e assim, calcula-se o valor do Número de Reynolds nas condições de fluidização mínima ( $Re_{p,mf}$ ).

$$\frac{1,75}{0,42^3 \cdot 1} \cdot Re_{p,mf}^2 + \frac{150 \cdot (1 - 0,42)}{0,42^3 \cdot 1} \cdot Re_{p,mf} = \frac{(3,75 \times 10^{-4})^3 \cdot 0,44 \cdot (2600 - 0,44) \cdot 9,81}{(3,32 \times 10^{-5})^2}$$

$$Re_{p,mf} = 0,455$$

O número de reynolds é dado pela seguinte expressão, sendo desta maneira determinada a velocidade mínima de fluidização,  $v_{mf}$ :

$$Re_{p,mf} = \frac{d_p \cdot v_{mf} \cdot \rho_g}{\mu}$$

$$0,455 = \frac{3,75 \times 10^{-4} \cdot v_{mf} \cdot 0,44}{3,32 \times 10^{-5}}$$

$$v_{mf} = 9,12 \times 10^{-2} \text{ m/s}$$

### Determinação da velocidade terminal

Para a determinação da velocidade terminal é necessário determinar o diâmetro adimensional de partícula bem como a velocidade terminal adimensional. Sendo que o diâmetro adimensional de partícula é calculado da seguinte forma:

$$d_p^* = d_p \cdot \left( \frac{\rho_g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g}{\mu^2} \right)^{1/3}$$

$$d_p^* = 3,75 \times 10^{-4} \cdot \left( \frac{0,44 \cdot (2600 - 0,44) \cdot 9,81}{(3,32 \times 10^{-5})^2} \right)^{1/3}$$

$$d_p^* = 8,14$$

Para a velocidade terminal adimensional é dada pela seguinte expressão:

$$v_t^* = \left( \frac{18}{d_p^{*2}} + \frac{2,335 - 1,744 \cdot \phi_s}{d_p^{*0,5}} \right)^{-1}$$

$$v_t^* = \left( \frac{18}{7,93^2} + \frac{2,335 - 1,744 \cdot 1}{7,93^{0,5}} \right)^{-1}$$

$$v_t^* = 2,09$$

Para a velocidade terminal, esta é determinada da seguinte forma:

$$v_t = v_t^* \cdot \left( \frac{\rho_g^2}{\mu \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g} \right)$$

$$v_t = 2,02 \cdot \left( \frac{0,44^2}{3,32 \times 10^{-5} \cdot (2600 - 0,44) \cdot 9,81} \right)$$

$$v_t = 1,28 \text{ m/s}$$

Para a determinação da velocidade mínima de slugging, recorre-se à seguinte expressão (Kunii and Levenspiel, 1991). Neste calculo usa-se o diâmetro da coluna de 0,1 m:

$$v_{m,sl} = v_{mf} + 0.07 \cdot \sqrt{g \cdot d_t}$$

$$v_{m,sl} = 9,12 \times 10^{-2} + 0.07 \cdot \sqrt{9,81 \cdot 0,1}$$

$$v_{m,sl} = 0,16 \text{ m/s}$$

Assim sendo, a velocidade de fluidização escolhida terá de ser superior à velocidade mínima de fluidização e inferior à velocidade mínima de slugging. A velocidade será então de 0,14 m/s

No caso da altura mínima de fluidização, considerando um tempo de residência da biomassa de 2 segundos, um caudal de 0,250 kg/s e 1,5 kg de areia:

$$H_{mf} \cdot A = \frac{m_s}{\rho_s} + \frac{m_b}{\rho_s} + \varepsilon_{mf} \cdot H_{mf} \cdot A$$

$$H_{mf} = \frac{\left(\frac{m_s}{\rho_s}\right) + \left(\frac{m_b}{\rho_b}\right)}{(1 - \varepsilon_{mf}) \cdot A} = \frac{\left(\frac{1,5}{2600}\right) + \left(\frac{2 \times 0,250}{1071,4}\right)}{(1 - 0,42) \cdot \left(\pi \cdot \left(\frac{0,1}{2}\right)^2\right)} = 0,229 \text{ m}$$

Para o dimensionamento do distribuidor será necessário calcular a queda de pressão no leito ( $\Delta p_b$ ) recorrendo à seguinte expressão:

$$\Delta p_b = (1 - \varepsilon_{mf}) \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g \cdot H_{mf}$$

$$\Delta p_b = (1 - 0,42) \cdot (2600 - 0,44) \cdot 9,81 \cdot 0,229 = 3388,5 \text{ Pa}$$

Para a queda de pressão no distribuidor ( $\Delta p_d$ ) é dada pela seguinte expressão que indica que a queda de pressão no distribuidor deve ser entre 20 a 40% da queda de pressão no leito. Escolheu-se que a queda de pressão no distribuído seria de 30% em relação à queda de pressão no leito.

$$\Delta p_d = (0,2 \text{ a } 0,4) \cdot \Delta p_b$$

$$\Delta p_d = 0,3 \cdot 3388,5 = 1016,6 \text{ Pa}$$

O Número de Reynolds é dado pela seguinte expressão:

$$Re_t = \frac{d_t \cdot v_0 \cdot \rho_g}{\mu}$$

$$Re_t = \frac{0,1 \cdot 0,14 \cdot 1,21}{1,87 \times 10^{-5}} = 904,6$$

Com base nos valores da tabela 3.1, relativos ao valor do  $C_{d,or}$  com base no valor do Número de Reynolds obtido, foi feita uma interpolação entre os valores de  $Re_t=500$  e  $Re_t=1000$ , obtendo-se assim o valor de  $C_{d,or}=0,65$ .

Este valor do  $C_{d,or}$  e o valor da queda de pressão no distribuidor, é usado no cálculo da velocidade de orifício que é dada pela seguinte expressão:

$$v_{or} = C_{d,or} \cdot \left( \frac{2 \cdot \Delta p_d}{\rho_g} \right)^{1/2}$$

$$v_{or} = 0,65 \cdot \left( \frac{2 \cdot 1016,6}{1,21} \right)^{1/2} = 546,1 \text{ m/s}$$

Para o cálculo do número de orifícios existentes no distribuidor, será necessário arbitrar um valor para o diâmetro de orifício. Assim sendo considerou-se um valor de  $d_{or} = 0,0015\text{m}$  e calculou-se o número de orifícios.

$$N_{or} = \frac{V_0}{\frac{\pi}{4} \cdot d_{or}^2 \cdot v_{or}}$$

$$N_{or} = \frac{0,14}{\frac{\pi}{4} \cdot 0,0015^2 \cdot 546,1} = 145,1 \approx 145$$

Para o cálculo da altura da coluna ( $H_i$ ) foram usados os valores de  $H_{mf}$ , já calculado anteriormente, e o valor de TDH. O TDH é calculado recorrendo a uma expressão recorrendo a uma expressão que usa o valor do diâmetro da bolha  $d_{bvs}$ , como mostram as seguintes expressões:

$$d_{bvs} = \frac{0,54}{g^{0,2}} (v_f - v_{mf})^{0,4} (L_{mf} + 4N_{or}^{-0,5})^{0,8}$$

$$d_{bvs} = \frac{0,54}{9,81^{0,2}} (0,14 - 0,0912)^{0,4} (0,229 + 4 \cdot 145^{-0,5})^{0,8} = 0,064 \text{ m}$$

Sendo o TDH dado por:

$$TDH = 4,47 d_{bvs}^{0,5}$$

$$TDH = 4,47 \cdot 0,064^{0,5} = 1,13 \text{ m}$$

A relação  $H_f/H_{mf}$  é dada por:

$$\frac{H_f}{H_{mf}} = 1,3$$

$$H_f = 1,3 \cdot H_{mf} = 1,3 \cdot 0,229 = 0,298$$

A altura da coluna é:

$$H_t = H_f + TDH$$

$$H_t = 0,298 + 1,13 = 1,43 \text{ m}$$

## Anexo E - Exemplo de cálculo do dimensionamento do ciclone

Relativamente ao ciclone, primeiro é necessário determinar o caudal de azoto a usar na fluidização. Esse caudal é com base na velocidade de fluidização admitida. Sendo a velocidade de fluidização de 0,14 m/s, o caudal é calculado da seguinte forma (para uma temperatura de operação de 500°C):

$$\dot{v}_{N_2} = \pi \cdot \left(\frac{d_t}{2}\right)^2 \cdot v_f = \pi \cdot \left(\frac{0,1}{2}\right)^2 \cdot 0,14 \cdot 3600 = 3,96 \text{ m}^3/\text{h}$$

Sabendo o caudal de azoto, usa-se a seguinte expressão para calcular o seu diâmetro. Nesta expressão o caudal é expresso em ft<sup>3</sup>/min e o diâmetro em ft (1 m<sup>3</sup> = 35,3 ft<sup>3</sup>).

$$\dot{v}_{N_2} = 300 \cdot d_{ciclone}^2$$
$$d_{ciclone} = \sqrt{\frac{3,96 \cdot 35,3/60}{300}} = 0,088 \text{ ft} = 0,0268 \text{ m}$$

Após ser obtido o valor do diâmetro do ciclone, as restantes dimensões são obtidas através de fatores multiplicativos, como por exemplo, o valor de h da figura x que corresponde ao diâmetro do da tubagem que liga o reator ao ciclone e calcula-se da seguinte forma:

$$h = 0,5 \cdot d_{ciclone}$$
$$h = 0,5 \cdot 0,0268 = 0,0134 \text{ m}$$

## Anexo F - Exemplo de cálculo do balanço de massa

Para o balanço de massa, são consideradas as correntes de biomassa, carbonizado, bio-óleo e gás. Admitindo uma corrente de biomassa de 0,250 kg/s e como referido no subcapítulo 3.3 o rendimento do carbonizado é de 19,57%, o bio-óleo de 64,91%, e de gás de 11,04% e as perdas de 4,48% calcula-se a respetiva quantidade.

No caso do carbonizado:

$$m_c = Y_c \cdot m_b$$

$$m_c = 0,1957 \cdot 0,250 = 0,049 \text{ kg/s}$$

A quantidade de bio-óleo:

$$m_o = Y_o \cdot m_b$$

$$m_c = 0,6491 \cdot 0,250 = 0,162 \text{ kg/s}$$

E a quantidade de gás é dada por:

$$m_g = Y_g \cdot m_b$$

$$m_c = 0,1104 \cdot 0,250 = 0,028 \text{ kg/s}$$

De modo a verificar se o balanço está correto, efetua-se o seguinte cálculo:

$$m_b = 0,049 + 0,162 + 0,028 + 0,0448 \cdot 0,250$$

$$m_b = 0,250 \text{ kg/s}$$

## Anexo G - Exemplo de cálculo dos calores específicos dos vapores de pirólise

Para o cálculo dos calores específicos dos vapores de pirólise, foi necessário saber que compostos estão presentes nos vapores de pirólise. Os compostos aqui representados foram recolhidos por Pattiya (2011) e Ji-lu (2007). No caso dos compostos condensáveis foram apenas selecionados alguns dos compostos representados devido à falta de alguma informação sobre esses mesmos compostos. Na tabela G1 encontram-se os compostos recolhidos e as respetivas percentagens mássicas. Para homogeneizar os valores numa base de 100%, calculou-se uma fração total. Esta fração total foi calculada da seguinte forma para H<sub>2</sub> nos compostos não condensáveis:

$$\text{Fração total} = \frac{\% \text{ mássica}}{\text{Soma}} = \frac{0,04}{11,04} = 0,00362$$

Tabela G1: Tabela relativa a alguns compostos presentes nos vapores de pirólise (Compostos recolhidos de Pattiya, 2011 e Ji-lu, 2007).

Tipo	Compostos	% mássica	Fração total
Compostos não condensáveis	H <sub>2</sub>	0,04	0,0036
	CH <sub>4</sub>	0,45	0,0408
	CO	3,37	0,3053
	CO <sub>2</sub>	6,92	0,6268
	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0,09	0,0082
	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,08	0,0073
	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	0,07	0,0063
	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,02	0,0018
	<b>Soma</b>	<b>11,04</b>	-
Compostos condensáveis	CH <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	7,69	0,5106
	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	5	0,3320
	C <sub>8</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	1,15	0,0764
	C <sub>8</sub> H <sub>6</sub> O <sub>4</sub>	1,22	0,0810
	<b>Soma</b>	<b>15,06</b>	-

Depois de conhecidos os compostos recorreu-se às tabelas de cálculo de calores específicos de gases de modo a calcular o valor respetivo a cada composto. Na tabela G2 encontram-se as constantes usadas no cálculo do calor específico.

Tabela G2: Tabela relativa às constantes usadas na determinação do calor específico de alguns gases (Perry e Green, 2007)

Gases	C1×10 <sup>-5</sup>	C2×10 <sup>-5</sup>	C3×10 <sup>-3</sup>	C4×10 <sup>-5</sup>	C5
H <sub>2</sub>	0,27617	0,0956	2,466	0,0376	567,6
CH <sub>4</sub>	0,33298	0,79933	2,0869	0,41602	991,96
CO	0,29108	0,08773	3,0851	0,084553	1538,2
CO <sub>2</sub>	0,2937	0,3454	1,428	0,264	588
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0,3338	0,9479	1,596	0,551	740,8
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,40326	1,3422	1,6555	0,73223	752,87
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	0,43852	1,506	1,3988	0,74754	616,46
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,5192	1,9245	1,6265	1,168	723,6
CH <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	0,3381	0,7593	1,1925	0,318	550
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,5814	2,863	1,4406	1,898	650,43
C <sub>8</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	0,9396	2,559	0,825	1,36	3000
C <sub>8</sub> H <sub>6</sub> O <sub>4</sub>	0,945	2,526	0,829	0,5	2010

Para este cálculo destes valores específicos recorreu-se à seguinte expressão (Perry e Green, 2007):

$$Cp^0 = C1 + C2 \cdot \left[ \frac{C3/T}{\sinh C3/T} \right]^2 + C4 \cdot \left[ \frac{C5/T}{\cosh C5/T} \right]^2$$

No cálculo do calor específico do hidrogénio a 500°C, ou seja 773,15 K, o valor é obtido da seguinte forma usando a expressão anterior:

$$Cp^0 = \frac{0,27617}{1 \times 10^{-5}} + \frac{0,0956}{1 \times 10^{-5}} \cdot \left[ \frac{\left( \frac{2,466}{1 \times 10^{-3}} \right) / 773,15}{\sinh \left( \frac{2,466}{1 \times 10^{-3}} \right) / 773,15} \right]^2 + \frac{0,0376}{1 \times 10^{-5}} \cdot \left[ \frac{567,6 / 773,15}{\cosh 567,6 / 773,15} \right]^2$$

$$Cp^0 = 29512,7 \text{ J/kmol} \cdot \text{K}$$

$$Cp^0 \left( \text{J/kg} \cdot \text{K} \right) = \frac{Cp^0 \left( \text{J/kmol} \cdot \text{K} \right)}{MM \left( \text{kg/kmol} \right)} = \frac{29512,7}{2,016} = 14639,2 \text{ J/kg} \cdot \text{K}$$

Os valores específicos obtidos para cada composto estão representados na tabela G3.

Tabela G3: Calores específicos obtidos para os vapores de pirólise e respetiva potencia por unidade de temperatura

	Caudal (kg/s)	Compostos	Cp (J/kmol·K)	MM (kg/kmol)	Cp (J/kg·K)	m·Cp (W/K)
Compostos não condensáveis	$2,76 \times 10^{-2}$	H <sub>2</sub>	29512,7	2,016	14639,2	1,464
		CH <sub>4</sub>	62083,8	16,04	3870,6	4,354
		CO	31712	28,01	1132,17	9,539
		CO <sub>2</sub>	50686,7	44,01	1151,7	19,92
		C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	82887,0	28,05	2955	0,6649
		C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	105613,9	30,07	3512,3	0,7025
		C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	126363,9	42,08	3002,9	0,5255
		C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	151461	44,09	3435,3	0,1718
		Fração total			Soma	37,346
Compostos condensáveis	0,162	CH <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	80177,4	46,03	1741,9	144,3
		C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	229668	92,14	2492,6	134,3
		C <sub>8</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	274899	136,15	2019,1	25,02
		C <sub>8</sub> H <sub>6</sub> O <sub>4</sub>	276440	166,13	1664	21,74
		Fração total			Soma	325,52
				Σm·Cp	362,9	

## Anexo H - Exemplo de cálculo do balanço energético

Para o cálculo do calor fornecido e perdido pelo sistema, foi necessário recolher alguma informação. Neste caso foram recolhidos dados relativos ao cálculo do  $C_p$  para a biomassa, carbonizado, bio-óleo e gases.

No caso da biomassa recorreu-se a uma expressão que fornece o calor específico com base na temperatura. A temperatura da biomassa é de 20°C, ou seja 293,15 K, e deste modo utilizou-se a seguinte expressão, normalmente usada no cálculo do calor específico da madeira (Rath *et al.*, 2003):

$$C_{p,bio} = 1113,68 + 4,8567 \cdot (T - 273,15)$$

$$C_{p,bio} = 1113,68 + 4,8567 \cdot (293,15 - 273,15) = 1210,8 \text{ J/(kg} \cdot \text{K)}$$

Para se obter o valor do calor específico do carbonizado utilizou-se uma expressão relativa ao cálculo do calor específico de um carbonizado através da pirólise da madeira (Rath *et al.*, 2003), em que o carbonizado se encontra à temperatura de 500°C, ou seja 773,15K:

$$C_{p,c} = \frac{8314}{5,75} * \left( e^{\frac{380}{T}} \cdot \left( \frac{e^{\frac{380}{T}} - 1}{\frac{380}{T}} \right)^{-2} + 2 \cdot e^{\frac{1800}{T}} \cdot \left( \frac{e^{\frac{1800}{T}} - 1}{\frac{1800}{T}} \right)^{-2} \right)$$

$$C_{p,c} = \frac{8314}{5,75} * \left( e^{\frac{380}{773,15}} \cdot \left( \frac{e^{\frac{380}{773,15}} - 1}{\frac{380}{773,15}} \right)^{-2} + 2 \cdot e^{\frac{1800}{773,15}} \cdot \left( \frac{e^{\frac{1800}{773,15}} - 1}{\frac{1800}{773,15}} \right)^{-2} \right) = 4928,5 \text{ J/(kg} \cdot \text{K)}$$

Com base nas duas equações anteriores calculou-se o respetivo valor do calor específico sendo este de 1210,8 J/kg·K e 4928,5 J/kg·K para a biomassa e carbonizado, respetivamente.

O balanço de energia é dado por:

$$Q = \sum H_{out} + m \cdot \Delta H_{298}^{\circ} - \sum H_{in}$$

No caso da corrente de entrada, esta é dada pela por um caudal de biomassa de 0,250 kg/s, um calor específico de 1210,8 J/kg·K, mas também pela quantidade de humidade presente nessa corrente que é de 13% e a temperatura de 20°C.

$$\sum H_{in} = m_b \cdot Cp_b \cdot (T - 25) + m_{\text{água}} \cdot Cp_{\text{água}} \cdot (T - 25)$$

$$\sum H_{in} = 0,25 \cdot 1210,8 \cdot (20 - 25) + 0,250 \cdot 0,13 \cdot 4180 \cdot (20 - 25)$$

$$\sum H_{in} = -2194,9 \text{ W}$$

Para as correntes de saída, esta é dada por 0,049 kg/s de carbonizado, com calores específicos de 4928,5 J/kg·K e valores de  $\sum mC_p$  de 37,4 W/K para a fração gasosa não condensável e de 3476,6 W/K para a fração gasosa condensável. Relativamente aos gases usou-se o  $\sum m_g C_{p,g}$  calculado no anexo G. A temperatura é de 500°C correspondente à saída dos vapores do reator.

$$\sum H_{out} = m_c \cdot Cp_c \cdot (T - 25) + \sum (m \cdot Cp)_{\text{volateis}} \cdot (T - 25)$$

$$\sum H_{out} = 0,049 \cdot 4928,5 \cdot (500 - 25) + 362,9 \cdot (500 - 25)$$

$$\sum H_{out} = 1,75 \times 10^5 \text{ W}$$

No cálculo do  $\Delta H_{298}^\circ$ , recorreu-se no caso da biomassa e do carbonizado ao PCI de cada, tabela H1, e em relação aos vapores recorreu-se às entalpias de combustão, tabela H2.

$$\Delta H_{298}^\circ = \sum (\Delta H_C^\circ)_{in} - \sum (\Delta H_C^\circ)_{out}$$

Tabela H1: PCS da biomassa e do carbonizado (Suttibak et al., 2012).

	PCS (MJ/kg)
<b>Biomassa</b>	20,3
<b>Carbonizado</b>	25,5

Tabela H2: Entalpias de combustão dos diferentes compostos presentes nos vapores (Perry e Green, 2007)

Compostos	$H_c \times 10^{-9}$ J/kmol	Hc J/kmol	Hc kJ/kg	mHc kJ/s
H <sub>2</sub>	-0,24182	-2,42×10 <sup>8</sup>	-119950,4	-12,0
CH <sub>4</sub>	-0,80262	-8,03×10 <sup>8</sup>	-50038,7	-56,3
CO	-0,283	-2,83×10 <sup>8</sup>	-10103,5	-85,1
CO <sub>2</sub>	0	0	0,0	0,0
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	-1,323	-1,32×10 <sup>9</sup>	-47165,8	-10,6
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	-1,42864	-1,43×10 <sup>9</sup>	-47510,5	-9,5
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	-1,9262	-1,93×10 <sup>9</sup>	-45774,7	-8,0
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	-2,04311	-2,04×10 <sup>9</sup>	-46339,5	-2,3
CH <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	-0,2115	-2,12×10 <sup>8</sup>	-4594,8	-380,7
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	-3,734	-3,73×10 <sup>9</sup>	-40525,3	-2183,3
C <sub>8</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	-3,772	-3,77×10 <sup>9</sup>	-27705,1	-343,3
C <sub>8</sub> H <sub>6</sub> O <sub>4</sub>	-3,0576	-3,06×10 <sup>9</sup>	-18404,8	-241,9
				-3333,2

Nos compostos colocar algarismos em índice

$$\Delta H_{298}^{\circ} = 0,25 \cdot (-20,3) \cdot 1000 - (-3333,2 + 0,049 \cdot (-25,49) \cdot 1000) = 494,7 \text{ kW}$$

Com todos os valores disponíveis, consegue-se chegar ao valor de potência necessária a ser transferida para o reator, de modo a que este chegue a uma temperatura de 500°C.

$$Q = 1,75 \times 10^5 + (494,7 \times 1000) - (-2194,9)$$

$$Q = 2,056 \times 10^6 \text{ W} = 205,6 \text{ kW}$$

## Anexo I - Exemplo de cálculo do dimensionamento do condensador

No dimensionamento do condensador é necessário determinar o calor a ser trocado com o gás de pirólise de modo a recolher o bio-óleo. Pelo balanço de massa realizado sabe-se que a quantidade de gás de pirólise é de 0,190 kg/s, e que destes apenas 0.162 kg/s condensam e formam o bio-óleo.

Devido à falta de informação, foram usados valores relativos a outro tipo de produto que não o bio-óleo. Os valores utilizados são o de  $m_{\text{volateis}} C_{p,\text{volateis}}$  dos gases formados na pirólise, sendo este de 203,6 J/K, um caudal de bio-óleo de 0,162 kg/s e o calor latente de vaporização de  $3,4 \times 10^5$  J/kg (“PETROLEUM NAPHTHA,” 1999). Além destes valores, as temperaturas de entrada e saída do condensador estão estimadas em 500°C e 97°C, isto porque a temperatura de saída dos gases de pirólise é a 500°C e a temperatura de ebulição da nafta é cerca 97,2°C.

Assim o calculo é dado da seguinte forma:

$$Q_c = \sum (m \cdot C_p)_{\text{volateis}} \cdot (T_{in} - T_{out}) + m_o \cdot \lambda_{vap,o}$$

$$Q_c = 362,9 \cdot (500 - 97) + 0,162 \cdot 3,4 \times 10^5$$

$$Q_c = 2,014 \times 10^5 \text{ W} = 201,4 \text{ kW}$$

Para a determinação da área de transferência de calor, foi necessário recorrer a uma estimativa de coeficientes globais de transferência de calor normais nestes casos é de 70 Btu/ft<sup>2</sup>·h·°F (<http://www.d.umn.edu/~rdavis/courses/quick/FIVEMINUTE.PDF>), a potência térmica a ser transferida para os gases de pirólise obtida anteriormente. O calculo da área é dado pela seguinte expressão:

$$Q_c = U \cdot A \cdot \Delta T_{lm}$$

Para o cálculo da área também é necessário obter o  $\Delta T_{lm}$ , para tal necessitamos da temperatura do fluido de condensação à saída do condensador. Esse valor pode ser determinado através de um balanço à água. O balanço à água é dado da seguinte forma em que a potencia a ser trocada é de 201,4 kW, o caudal de água a utilizar de 1 kg/s o calor específico da água é de 4,18 kJ/kg·K, e uma temperatura de entrada da água de 20°C.

$$Q_c = m_{\text{água}} \cdot C_{p,\text{água}} \cdot (T_{a,\text{out}} - T_{a,\text{in}})$$

$$201,4 = 1 \cdot 4,18 \cdot (T_{a,\text{out}} - 20)$$

$$T_{a,\text{out}} = 68,2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

O valor do  $\Delta T_{lm}$  é calculado da seguinte forma:

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{in} - T_{a,\text{out}}) - (T_{out} - T_{a,\text{in}})}{\ln\left(\frac{T_{in} - T_{a,\text{out}}}{T_{out} - T_{a,\text{in}}}\right)} = \frac{(500 - 68,2) - (97 - 20)}{\ln\left(\frac{500 - 68,2}{97 - 20}\right)} = 205,8 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$A = \frac{Q_c}{U \cdot \Delta T_{lm}} = \frac{201,4}{0,397 \cdot 205,8} = 2,5 \text{ m}^2$$

Este condensador terá uma área de transferência de calor de 2,5 m<sup>2</sup>.