

INSTITUTO SUPERIOR DE ENGENHARIA DO PORTO

MESTRADO EM ENGENHARIA QUÍMICA

RAMO OPTIMIZAÇÃO ENERGÉTICA NA INDÚSTRIA QUÍMICA



Dimensionamento de um reactor de leito fluidizado para gasificação de biomassa

Miguel Carlos Monteiro Pimenta

Novembro de 2010

Orientador: Professora Doutora Albina Maria de Sá Ribeiro

Resumo

Na actualidade, quando se procura a diversificação energética, em especial de fontes renováveis, a gasificação surge como uma forma promissora de aproveitamento da biomassa, nomeadamente dos resíduos florestais, para a geração de energia eléctrica.

Neste contexto, passou-se em revista as diversas formas de gasificação, a sua evolução histórica e os diversos tipos de reactores com as suas vantagens e desvantagens. De igual forma, foram analisadas as disponibilidades e características da biomassa no mundo e em Portugal, destacando-se as suas potencialidades e as dificuldades no seu aproveitamento.

Fez-se o dimensionamento de um reactor-gasificador de leito fluidizado borbulhante à escala piloto, bem como dos equipamentos complementares, sistema de alimentação, ventilador, ciclone, filtro para o gás produzido e gerador eléctrico.

As dimensões dum reactor para trabalhos laboratoriais foram determinadas por cálculo das condições hidrodinâmicas, que, também, permitiram calcular o caudal de ar a utilizar.

Por balanços materiais, considerando-se uma composição experimental do gás de síntese citada na literatura, determinou-se uma possível composição da alimentação e um caudal de alimentação.

Palavras-chave: biomassa florestal, gasificação, leito fluidizado, gás de síntese, gás de gasogénio.

Abstract

Currently, when looking for different forms of energy, especially renewable sources, gasification appears as a promising way to use biomass, especially forest residues, to generate electricity.

In this context, this work starts with a review of the various forms of gasification, its historical evolution and the different types of reactors, with their advantages and disadvantages. Also, the characteristics and the availability of biomass in the world and in Portugal were analysed, highlighting its potential and the difficulties in their use.

The design of a bubbling fluidized bed gasifier at the pilot scale is presented. The design of additional equipment, which includes the feeding system of the biomass to the reactor, a ventilator, a cyclone, a filter to clean the produced gas and an electric generator is also included.

The dimensions of the pilot scale reactor were determined by considering the hydrodynamics of a fluidized bed, which was also used to calculate the air flow.

By assuming a composition for the produced gas, based on published experimental data, the flow rate of the produced gas and the mass flow rate of biomass to be fed to the system were determined by material balances.

Keywords: biomass, gasification, fluidized bed, synthesis gas, syngas, producer gas

Índice Geral

Resumo	iii
Abstract	v
Índice Geral	vii
Índice de Figuras	ix
Índice de Tabelas	x
Nomenclatura	xi
Capítulo 1. Introdução	1
1.1. O que é a gasificação da biomassa	1
1.2. Evolução histórica da gasificação	3
1.3. Tecnologias de gasificação	5
1.4. O Processo de gasificação	12
1.5. Objectivos do trabalho	13
Capítulo 2. Biomassa	15
2.1. Biomassa no mundo	15
2.2. Biomassa em Portugal	16
2.3. Composição química da biomassa	19
Capítulo 3. Dimensionamento do gasificador e elementos complementares	23
3.1. Dimensionamento do gasificador	23
3.1.1. Fluidização	23
3.1.2. Velocidade mínima de fluidização e velocidade terminal de uma partícula do leito.	24
3.1.3. Dimensionamento do distribuidor	27
3.2. Balanços materiais.	28
3.2.1. Cálculo do caudal de biomassa	28
3.2.2. Pré-aquecimento do leito	29
3.3. Tratamento do gás	29
3.3.1. Dimensionamento do ciclone	29
3.3.2. Filtro para o gás	32
3.3.3. Pré-tratamento e alimentação da biomassa	33
3.4. Ventilador	34

3.5.	Gerador de energia eléctrica	34
3.6.	Operação do gasificador	35
3.7.	Instrumentação	39
Capítulo 4.	Conclusões e propostas de trabalho futuro	41
4.1.	Conclusões	41
4.2.	Propostas de trabalhos futuros	42
	Referências Bibliográficas	43
Anexo A.	Exemplos de cálculo	47
A.1.	Cálculo das velocidades mínimas de fluidização e das velocidade terminais para a areia e a biomassa.	47
A.2.	Cálculo dos caudais de ar	51
A.3.	Dimensionamento do distribuidor	51
A.4.	Cálculo da queda de pressão, diâmetro de corte e efi- ciência para alguns diâmetros de partículas para o ciclone	52
A.5.	Cálculo da queda de pressão no filtro para o gás produzido	55
A.6.	Pré-aquecimento do leito	56
A.7.	Dimensionamento da tremonha de alimentação	56
Anexo B	Cálculo do caudal de alimentação de biomassa e do caudal de gás produzido	57

Índice de Figuras.

Capítulo 1

Figura 1.1.	A gasificação e suas aplicações (U.S. Department Of Energy)	3
Figura 1.2.	Gasificador de leito fixo tipo <i>Updraft</i> (Babcock & Wilcox Volund)	6
Figura 1.3.	Gasificador tipo <i>downdraft</i> (BioEnergy Lists: Gasifiers & Gasification)	7
Figura 1.4.	Gasificador tipo <i>Cross draft</i> (Victory Gasworks)	8
Figura 1.5.	Gasificador de leito fluidizado borbulhante. (Energy Products of Idaho)	9
Figura 1.6.	Gasificador de leito fluidizado circulante (jcwinnie.biz)	10

Capítulo 3

Figura 3.1.	Dimensões do ciclone	30
Figura 3.2.	Esquema geral da instalação	35
Figura 3.3.	Gasificador (detalhes)	37
Figura 3.4.	Perfil de temperaturas de operação num reactor de leito fluidizado (Andrade et al, 2007)	38
Figura 3.5.	Instrumentação	39

Índice de Tabelas

Capítulo 2

Tabela 2.1.	Constituição da floresta portuguesa. (Direcção Geral das Florestas).	17
Tabela 2.2.	Composição química da biomassa. (Klock, 2007)	20
Tabela 2.3.	Composição Média de Madeiras de Coníferas e Folhosas (Klock et al., 2005)	22

Capítulo 3

Tabela 3.1.	Propriedades físicas da areia e da biomassa	24
Tabela 3.2.	Coeficiente do orifício em função do número de Reynolds (Kunii e Levenspiel, 1991)	27
Tabela 3.3.	Composição do gás (Lim e Alimuddin, 2008)	28
Tabela 3.4.	Características dos ciclones Lapple	29

Anexo A

Tabela A.1.	Velocidade mínima de fluidização e velocidade terminal para a areia	50
Tabela A.2.	Velocidade mínima de fluidização e velocidade terminal para a biomassa	50
Tabela A.3.	Eficiências de captura do ciclone para diferentes tamanhos de partículas	54

Anexo B

Tabela B.1.	Composição do gás para vários factores de ar	57
-------------	--	----

Nomenclatura

Variável	Descrição	Unidade
A_r	Número de Arquimedes	-
C_{dor}	Coeficiente de atrito através do orifício	-
d_p	Diâmetro médio de partículas sólidas	m
d_p^*	Diâmetro da partícula adimensional	-
FA	Factor de ar	-
H_{mf}	Altura do leito nas condições mínimas de fluidização	m
H_f	Altura do leito fluidizado	m
H_t	Altura total do gasificador	m
M	Massa molar	$kg\ mol^{-1}$
N_{or}	Número de orifícios por unidade de área no distribuidor	m^{-2}
Re	Número de Reynolds	-
Re_{mf}	Número de Reynolds nas condições mínimas de fluidização	-
TDH	<i>Transport Disengaging Height</i> (altura da zona de transporte)	m
T	Temperatura	K
v_t	Velocidade do fluido	$m\ s^{-1}$
v_t^*	Velocidade adimensional	-
v_{msl}	Velocidade mínima para <i>slugging</i>	$m\ s^{-1}$
v_{or}	Velocidade do fluido através do orifício	$m\ s^{-1}$
Letras Gregas		
Δp_b	Queda de pressão através do leito	Pa
Δp_{distr}	Queda de pressão através do distribuidor	Pa
ε_{mf}	Porosidade do leito nas condições mínimas de fluidização	-
ε_f	Porosidade do leito fluidizado	-
ε	Porosidade de um leito de partículas	-
ϕ_s	Esfericidade de partículas sólidas	-
ρ_p	Massa volúmica de partículas sólidas	$kg\ m^{-3}$
ρ_f	Massa volúmica de fluidos	$kg\ m^{-3}$
ρ_{fg}	Massa volúmica do gás produzido	$kg\ m^{-3}$
ρ_{pc}	Massa volúmica de partículas de cinzas e carbonizados	$kg\ m^{-3}$
μ_f	Viscosidade dinâmica do fluido	$Pa\ s$
μ_{fg}	Viscosidade dinâmica do gás produzido	$Pa\ s$
η_{d_p}	Rendimento do ciclone para partículas de diâmetro d_p	%

1. INTRODUÇÃO

1.1. O que é a gasificação da biomassa.

A biomassa é um conjunto de materiais naturais que acumularam energia solar na forma de energia química pelo processo da fotossíntese na presença da luz solar.

A definição de biomassa constante na Directiva 2001/77/EC de 27 de Setembro é: "fracção biodegradável de produtos e resíduos da agricultura (incluindo substâncias vegetais e animais) da floresta e das indústrias conexas, bem como a fracção biodegradável dos resíduos industriais e urbanos".

Normalmente, quando se fala de biomassa para fins energéticos, consideram-se os resíduos florestais como os galhos resultantes da poda das árvores, os matos e vegetação rasteira, que têm que ser desbastados para reduzir o perigo de incêndios, ou os resíduos agrícolas como palhas ou cascas de frutos ou cereais.

A biomassa contém celulose, hemi-celulose e lenhina, com a composição média de $C_6H_{10}O_5$, com ligeiras variações.

Sendo a biomassa uma acumulação de energia solar na forma de energia química, é possível utilizar essa energia de três formas básicas diferentes (com variantes que misturam dois ou três destes processos):

- Combustão, reacção de oxidação em que o carbono origina dióxido de carbono e o hidrogénio dá origem a água. As reacções de combustão são fortemente exotérmicas e são conduzidas, geralmente, com excesso de ar, sendo a forma mais vulgar de aproveitamento energético da biomassa. A co-combustão com carvão tem a vantagem de reduzir a concentração de óxidos de enxofre nos gases de exaustão.
- Pirólise, aquecimento forte ao abrigo do ar produzindo gases combustíveis e carvão. A forma tradicional (artesanal) do fabrico do carvão vegetal consistia na pirólise da madeira, por meio de combustão parcial (realmente pirólise e gasificação simultâneas), sem o aproveitamento dos gases emanados. Com a industrialização

passou a fabricar-se o gás de iluminação e o carvão em instalações mais sofisticadas que permitiam, ainda, a obtenção de alguns sub-productos.

- Gasificação, combustão parcial do carvão, da madeira, resíduos florestais ou agrícolas, que permite a obtenção de um gás combustível, que também pode ser utilizado para a síntese de hidrocarbonetos.

A combustão completa da biomassa requer uma quantidade teórica de ar de aproximadamente 6 kg por 1 kg de biomassa, para a oxidar a CO_2 e H_2O (Schlitter et al, 2009).

Na gasificação, também designada muitas vezes por gaseificação, a biomassa é sujeita à pirólise e combustão parcial em condições sub-estequiométricas, com quantidades de ar de um pouco maior que 1,2 kg por 1 kg de biomassa (Schlitter et al, 2009). A mistura de gases resultantes contém CO e H_2 entre outros gases, sendo, por isso, combustível. O gás bruto contém ainda alcatrão e sólidos particulados (materiais carbonizados e cinzas) que devem ser removidos de acordo com as aplicações.

O gás produzido tem um poder calorífico reduzido ($5000 - 5900 \text{ kJ/Nm}^3$) (FAO, 1986), dependendo do processo, todavia pode ser queimado com boa eficiência e alto grau de controlo sem emissão de fumos. Pode ser queimado para produzir vapor que pode accionar uma turbina ligada a um alternador para produzir energia eléctrica, servir de combustível a um motor de explosão ou ainda alimentado a uma turbina de gás. Além disso, pode ser utilizado como gás para a síntese de hidrocarbonetos, incluindo hidrocarbonetos líquidos, pelo processo de Fischer-Tropsch.

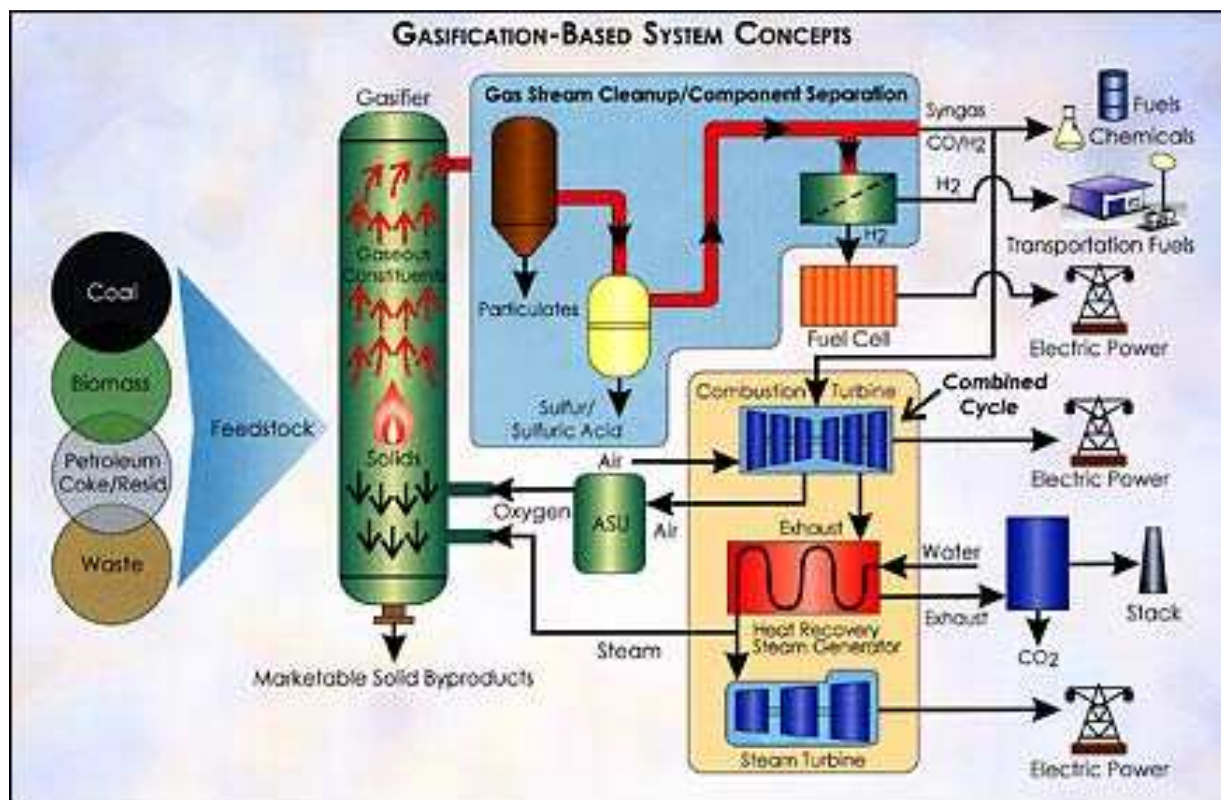


Figura 1.1 A gasificação e suas aplicações (U.S. Department Of Energy)

1.2. Evolução histórica da gasificação.

A biomassa foi uma das primeiras fontes energéticas utilizada pelo Homem. Durante milhares de anos a queima da madeira, das lenhas e dos resíduos da agricultura, foi a principal fonte de aquecimento e forma de cozinhar os alimentos. Supõe-se que alguns desertos foram resultado da queima excessiva dos recursos florestais.

A revolução industrial está ligada à utilização do primeiro combustível fóssil, o carvão, que rapidamente rivalizou com a biomassa como fonte energética.

No século XIX procuraram-se formas mais cómodas de utilizar combustíveis nas grandes cidades, não só para cozinhar e para aquecimento de águas sanitárias (que luxo na época!) como para iluminação, pois para além da iluminação de residências, sentia-se a necessidade da iluminação pública. Criou-se então o processo de destilação seca da madeira ou pirólise (aquecimento na ausência de oxigénio, resultando na decomposição do combustível em gases voláteis combustíveis e carbono sólido, uma mistura complexa de líquidos, além de alcatrões de onde era possível obter um número variável de sub-produtos com valor comercial) (Higman and Burgt, 2008). O processo desenvolveu-se paralelamente à destilação seca

da hulha, que além do gás de iluminação, produzia o coque (utilizado na indústria siderúrgica) e ainda o carvão das retortas, condutor eléctrico utilizado no fabrico das escovas dos motores eléctricos e de eléctrodos.

O gás de iluminação perdeu importância com o desenvolvimento da iluminação eléctrica, mas a sua produção continuou durante grande parte do século XX, principalmente para utilização como combustível doméstico e industrial.

Ainda no século XIX, desenvolveu-se a gasificação do carvão e de outros combustíveis sólidos, produzindo um gás combustível que rivalizava com o produzido por pirólise. A primeira instalação comercial de um gasificador ocorreu em 1839, produzindo o que ficou conhecido como *producer gas* (Terry e Das, 1988).

Vários tipos de gasificador foram desenvolvidos até aos anos vinte do século vinte; a partir daí, o uso do petróleo e seus derivados tornaram pouco económico o uso da gasificação.

Após a Primeira Guerra Mundial, Franz Fischer e Hans Tropsch, trabalhando no Kaiser Wilhelm Institute nos anos vinte, desenvolveram um processo para transformar o gás de síntese obtido nos gasificadores num vasto número de compostos, nomeadamente, hidrocarbonetos. O processo foi comercializado na Alemanha em 1936 e era da maior importância para a Alemanha Nazi, pobre em petróleo mas muito rica em carvão, que se preparava para a guerra. Produzia-se C_2H_4 e C_3H_6 que se transformavam em gasolina sintética, $C_{6.55}H_{13.26}$ e diesel, $C_{12.4}H_{21.15}$. Além dos *ersatz fuels* (combustíveis de substituição) utilizados pelos alemães e japoneses na Segunda Guerra Mundial, o processo de Fischer-Tropsch permitiu a substituição de outros produtos em escassez por sucedâneos sintéticos, incluindo a manteiga. Também durante a Segunda Guerra Mundial a escassez de combustíveis levou à utilização do gás de síntese na alimentação dos veículos civis. Montaram-se gasogénios em camiões e automóveis ou em atrelados, alimentados por carvão ou madeira. Nove milhões de veículos, em todo o mundo, terão continuado em movimento graças aos gasogénios.

No período seguinte à Guerra, a exploração em grande escala do petróleo e o seu baixo preço, levaram ao quase abandono da gasificação e da pirólise do carvão e da madeira, embora alguns países, como a Suécia, continuassem a investigar essa área, como forma de estarem preparados para combater a sua dependência da importação de energia.

O interesse pelas velhas técnicas da gasificação voltou para países como o Reino Unido ou os Estados Unidos da América, com as crises do petróleo dos anos 70 e de todas as que se lhe seguiram. Em especial, a gasificação do carvão tornou-se alvo de muita investigação, pois enquanto as reservas de petróleo (apesar de quase sempre sobrevalorizadas) apontam para o seu esgotamento em poucas décadas, as reservas de carvão poderiam durar séculos. Mas a queima directa do carvão é hoje muito problemática sob o ponto de vista ambiental devido aos particulados (cinzas volantes) e ao teor em enxofre de todos os carvões, causadores de chuvas ácidas. A gasificação permitiria a obtenção de combustíveis gasosos e líquidos com reduzido teor de enxofre, logo uma utilização mais ecológica e prática.

Hoje, o interesse pela gasificação continua, motivado pelo preço crescente do crude, pelas ameaças da sua escassez e ainda pela necessidade de redução das emissões dos gases de efeito de estufa, nomeadamente, o dióxido de carbono. A gasificação da biomassa, com o objectivo da queima do gás de síntese para a produção de energia eléctrica ou para a síntese de combustíveis sintéticos, não contribui para a emissão de gases de efeito de estufa, já que se limita a repor na atmosfera o CO₂ que as plantas daí retiraram.

Interessante ainda é a ideia de utilizar o CO₂ produzido pelas indústrias ou mesmo retirado da atmosfera para o fazer reagir com o hidrogénio segundo reacções de Fischer-Tropsch para a obtenção de combustíveis sintéticos. Isto seria possível se fosse produzida energia eléctrica excessiva e barata, por algum dos meios alternativos actualmente em estudo. O curioso é que, desta forma, além de não se emitir CO₂, ainda se diminuiria a sua concentração na atmosfera, corrigindo um dos mais graves problemas actuais. Seria possível manter o nível de progresso crescente que caracterizou as décadas anteriores e que hoje se encontra ameaçado...

1.3. Tecnologias de gasificação.

Ao longo dos 170 anos de gasificação, inúmeros modelos de gasificadores têm sido produzidos, desde os de processo descontínuo aos de alimentação contínua, os mais interessantes para aplicações industriais. Mas quase todos podem ser classificados como uma variante de cinco classes fundamentais, três de leito fixo e duas de leito fluidizado.

Dentro dos gasificadores de leito fixo (a designação por que são conhecidos não será a mais apropriada, porque, na realidade, o leito vai-se movendo à medida que se dão as reacções) destacam-se:

- Gasificador em contra-corrente (*Updraft*): a biomassa é introduzida pelo topo e move-se no sentido descendente, enquanto os gases se movem para cima. Produz gases a baixa temperatura ($\approx 500\text{ }^{\circ}\text{C}$) e muito alcatrão.

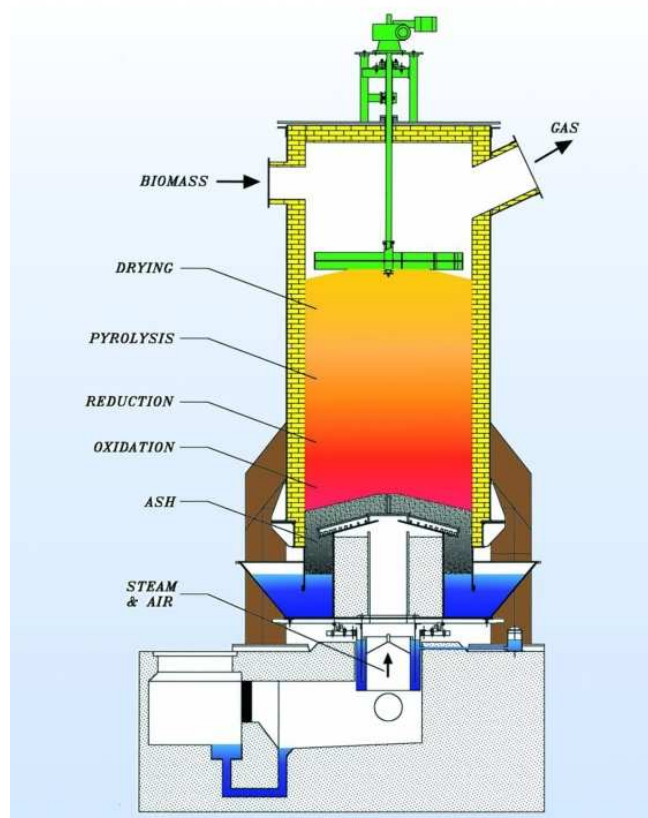


Figura 1.2. Gasificador de leito fixo tipo *Updraft* (Babcock & Wilcox Volund)

- Gasificador em co-corrente (*Downdraft*): a biomassa e o ar são introduzidos na parte inferior e movem-se para cima, ou pela parte superior, movendo-se para baixo, saindo os gases a temperaturas mais elevadas ($\approx 800\text{ }^{\circ}\text{C}$).

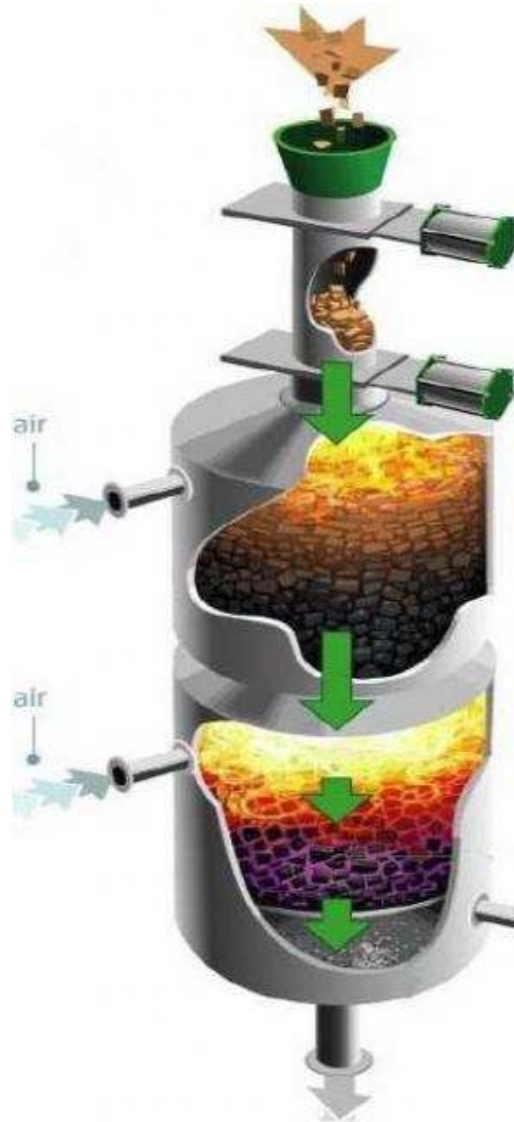


Figura 1.3. Gasificador tipo *downdraft* (BioEnergy Lists: Gasifiers & Gasification)

- De fluxo cruzado (*Cross-Draft*): principalmente adaptado para a gasificação do carvão (que atinge temperaturas superiores a 1500 °C). Aqui o ar é introduzido no meio do leito.

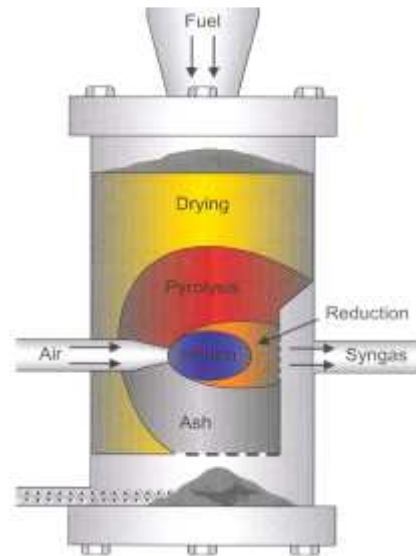


Figura 1.4. Gasificador tipo *Cross draft* (Victory Gasworks)

Os gasificadores de leito fluidizado são aplicados quando se usa carvão ou biomassa divididos em finas partículas. A fluidização permite um melhor contacto entre a fase sólida e a fase gasosa, facilitando tanto as reacções químicas como as trocas de calor entre as fases, funcionando a temperaturas mais uniformes e relativamente baixas (700°C a 900 °C). A alimentação é introduzida num leito fluidizado e previamente aquecido de areia ou outro material inerte, misturando-se rapidamente e resultando uma pirólise rápida que liberta grandes quantidades de gases. Devido às temperaturas relativamente baixas, a taxa de conversão do alcatrão não é muito elevada, pelo que para algumas aplicações se torna desnecessária a limpeza do gás. As duas principais classes de gasificadores de leito fluidizado são os de leito borbulhante e os de leito circulante.

- Leito fluidizado borbulhante. Quando se faz passar um fluido por um leito de partículas, o fluxo faz-se através dos espaços vazios entre as partículas que se mantêm estacionárias, constituindo um leito fixo (Kunii e Levenspiel, 1991). Aumentando a velocidade do fluido, aumenta a vibração das partículas e a distância entre elas, pelo que se dá a expansão do leito. Continuando a aumentar a velocidade do fluido chega-se à situação em que a força de arrasto contrabalança o peso aparente das partículas e ter-se-á um leito fluidizado (nas condições míni-

mas de fluidização). Nos sistemas gás-sólido, acima da velocidade mínima de fluidização observam-se instabilidades nos movimentos das partículas com formação de bolhas de gás, se bem que o leito não se expanda muito acima do volume nas condições mínimas de fluidização. Este leito é designado como leito fluidizado agregativo, leito fluidizado heterogéneo ou leito fluidizado borbulhante.

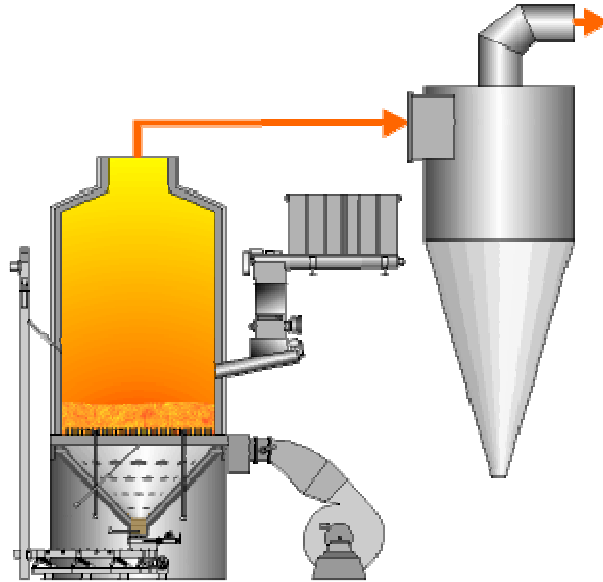


Figura 1.5. Gasificador de leito fluidizado borbulhante (Energy Products of Idaho).

- Leito fluidizado circulante. Quando a velocidade do fluido atinge valores superiores à velocidade terminal das partículas, a superfície superior do leito desaparece e as partículas são transportadas pelo fluido para fora do leito. São colectadas, em geral, por um ou mais ciclones e transportadas novamente para o leito, constituindo-se, assim, um leito fluidizado circulante. Consegue-se maior eficiência na conversão dos sólidos em produtos gasosos, embora o desgaste dos materiais do gasificador seja elevado devido à velocidade dos sólidos arrastados pelos gases, que provocam abrasão.

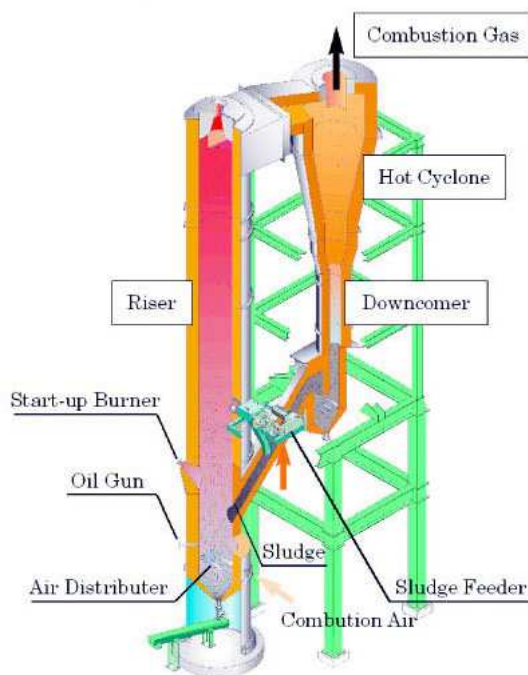


Figura 1.6. Gasificador de leito fluidizado circulante (jcwinnie.biz).

Os gasificadores de leito fixo foram os mais utilizados industrialmente, apesar de alguns inconvenientes, nunca totalmente resolvidos.

A produção de gás isento de alcatrão não é possível, se bem que quanto mais elevada a temperatura, menor a produção de alcatrão pois este sofre pirólise e oxidação parcial a essas temperaturas. O problema minimiza-se com o tratamento posterior do gás de síntese.

O perigo de explosão associado a operações menos correctas, principalmente após a paragem de um gasificador de leito fixo, é importante dado que o gás de síntese é rico em monóxido de carbono, que forma misturas explosivas com o ar numa gama muito grande de concentrações (tem limites alargados de explosividade). Também durante a operação pode haver perigo de explosão se houver fugas do gás pelo sistema de carga ou de descarga.

O perigo de bloqueios na alimentação é frequente, dado que este tipo de reactor aceita facilmente vários tamanhos na alimentação, mas tal não deve servir de pretexto para descuidos. A redução de tamanhos e uma certa uniformidade na distribuição dos tamanhos da biomassa são, em geral, necessárias.

A corrosão dos materiais constituintes do reactor pode ser importante nas zonas mais quentes do mesmo, agravado pelas características e contaminantes da biomassa.

Os gasificadores de leito fluidizado são especialmente promissores, porque podem diminuir os inconvenientes dos de leito fixo. Podem ser projectados para gamas diversificadas de tamanhos e produções (nomeadamente para produção de mais de 10 MWh de energia eléctrica).

Apontam-se como principais vantagens dos gasificadores de leito fluidizado em comparação com os de leito fixo:

- Construção compacta devido à troca de calor e à velocidade de reacção serem elevadas, pois são facilitadas pela mistura no leito;
- Flexibilidade face a alterações no conteúdo de humidade, de cinzas e outras características da alimentação;
- As cinzas são expelidas juntamente com o gás, na maioria como partículas sólidas, já que as temperaturas, não muito elevadas, são inferiores ao ponto de fusão da sua maioria;
- A produção de alcatrão relaciona-se muito intimamente com a temperatura, pelo que o seu controlo permite a minimização, embora não a sua eliminação, o que obriga a tratamento posterior.

Como principais inconvenientes, destacam-se:

- Conteúdo elevado de sólidos e alcatrão no gás produzido. Obriga a tratamentos posteriores;
- Temperatura elevada do gás de síntese que arrasta metais alcalinos na forma de vapor (que tendem a criar depósitos corrosivos quando arrefecem);
- Queima de carbono incompleta;
- Operação complexa devido à necessidade de controlo apertado do caudal de ar, oxigénio ou vapor e da alimentação;
- Necessidade de consumo energético na compressão do ar ou oxigénio.

O gás de síntese saído do gasificador tem que ser tratado para remoção de partículas sólidas, do alcatrão e, às vezes, dos compostos de enxofre e de azoto, ácido clorídrico, óxidos metálicos ou outros. Quase sempre, a seguir ao gasificador é colocado um ciclone ou multiciclone, podendo depois haver necessidade de um condensador para o alcatrão, que pode ser um *scrubber* (de preferência um *wet scrubber*), seguindo-se um precipitador electrostático ou filtro de mangas, quando se pretende um gás muito puro (para alimentar turbinas de gás ou para a síntese de Fischer-Tropsch). Outra técnica promissora, nomeadamente para

instalações em larga escala, é a reformação catalítica do alcatrão, utilizando leitos de catalisadores baseados em níquel ou em dolomite. Actualmente está a ser efectuada muita investigação nesta área, como é referido em Maniatis, (2002) e Kumar et al, (2009). Informações sobre a composição e propriedades do alcatrão podem ser encontradas em Milne et al. (1998).

1.4. O processo de gasificação:

Em qualquer processo de gasificação a biomassa sofre (Rezaiyan and Cheremisinoff, 2007):

- Secagem (remoção de água);
- Decomposição térmica, pirólise ou devolatilização, a temperaturas de 260 °C a 320 °C, produzindo sólidos carbonizados e gases (H₂O, H₂, N₂, O₂, CO₂, CO, CH₄, H₂S, NH₃, C₂H₆) e alcatrão;
- Gasificação (reacções de oxidação parcial);
- Combustão, originando CO₂, H₂O, cinzas, sólidos carbonizados e alcatrão.

Nos reactores de leito fixo estas fases correspondem a zonas mais ou menos diferenciadas do leito, enquanto nos gasificadores de leito fluidizado elas ocorrem, embora em sucessão temporal para cada partícula de biomassa, sem diferenciação espacial no reactor, dada a natureza do leito.

Segundo Higman e Burgt, (2007) as reacções de gasificação são reacções de equilíbrio químico, simultâneas, umas endotérmicas e outras exotérmicas, das quais se destacam:

Reacções de combustão:



Reacção de Boudouard:



Reacção de gás de água:



Reacção de metanização:



Reacção *shift* do CO:



Reacção de reformação do metano:



1.5. Objectivos do trabalho.

É objectivo fundamental deste trabalho o dimensionamento de um reactor de gasificação de leito fluidizado borbulhante, à escala piloto, alimentado a biomassa constituída por resíduos florestais. O gasificador deverá produzir um gás combustível, que, após tratamentos para redução do seu conteúdo em sólidos e alcatrão, poderá alimentar um motor de combustão interna ligado a um alternador para a produção de energia eléctrica. Por conseguinte, também se dimensiona um ciclone para a remoção de cinzas e partículas carbonizadas e um filtro para o gás produzido para a remoção de alcatrão.

Para enquadrar o trabalho, no capítulo 1 faz-se uma introdução relativa à gasificação, como técnica de transformação de materiais combustíveis sólidos (cuja combustão directa está sujeita a desvantagens, nomeadamente a problemas ambientais) em gases combustíveis que podem sofrer combustão em condições mais favoráveis, alimentar motores de combustão interna ou turbinas de gás, sintetizar combustíveis líquidos, ou, ainda, produzirem hidrogénio para alimentar células de combustível. Sendo uma técnica antiga, que vem do século dezanove, a gasificação é passível de sofrer aperfeiçoamentos que a tornam promissora para diversificar a utilização de fontes energéticas renováveis, tão necessárias à vida no século actual.

No capítulo 2, revê-se as disponibilidades de biomassa no mundo e em Portugal e caracteriza-se a mesma sob o ponto de vista de propriedades físicas e composição química. Destacam-se, ainda, as potencialidades da biomassa, nomeadamente os resíduos florestais, bem como as dificuldades que se colocam ao seu aproveitamento.

O capítulo 3 é dedicado ao dimensionamento do reactor e dos equipamentos complementares, ciclone, filtro de areia, sistema de alimentação, ventilador e gerador de energia eléctrica.

No capítulo 4 tiram-se conclusões e faz-se a proposta de trabalhos futuros.

2. Biomassa

2.1. Biomassa no mundo

A biomassa, como energia solar armazenada na forma de energia química nos materiais que constituem as plantas e os animais, é o mais precioso e versátil recurso na Terra. Não nos fornece apenas comida, mas também energia, materiais de construção, papel, tecidos, medicamentos e produtos químicos.

A biomassa foi usada como fonte de energia desde que o Homem descobriu o fogo, só sendo substituída pela exploração de combustíveis fósseis como o carvão, na Primeira Revolução Industrial e depois pelo petróleo, a partir dos finais do século dezanove e durante todo o século vinte. Mas em muitos países não desenvolvidos, continua a ser a principal fonte de energia, tanto para aquecimento como para cozinhar.

A procura global de energia estimou-se em 2009 em 470 *EJ/ano* (470 exajoules por ano, ou seja $4,7 \times 10^{20}$ *J/ano*, ou mais de 130 milhões de *GWh*) (Kumar et al, 2009), embora as estimativas variem muito na literatura. A energia armazenada na biomassa terrestre é de 3000 *EJ/ano*, ou seja cerca de 6,5 vezes a procura global de energia.

Mesmo nos cenários mais pessimistas de exaustão eminente do petróleo, só a utilização de biomassa, que é um recurso renovável, poderia suprir toda a procura de energia nas décadas mais próximas, utilizando variadas tecnologias, uma das quais a gasificação. No entanto, isto não ocorrerá, porque é hoje evidente a tendência para a diversificação da exploração de várias fontes energéticas em simultâneo, com destaque para a energia solar directa (painéis fotovoltaicos), energia eólica (com tecnologias já muito desenvolvidas), energia das marés e das ondas (onde ainda faltam importantes desenvolvimentos), além da renovada utilização de uma fonte de energia fóssil de que há, provadas, reservas substanciais, o carvão (mas com outras tecnologias, como a gasificação, que não a queima directa com as nefastas consequências de poluição que no passado causou).

Segundo Gulyurtlu (2007), a biomassa tem sobre o carvão as seguintes vantagens:

- Baixo teor de enxofre, dispensando muitas vezes os processos para controlo das emissões;
- Baixo teor de cinzas;

- É um recurso renovável e bastante distribuído, integrando-se num bom sistema de gestão florestal.

Apesar das vantagens, apresenta as seguintes desvantagens:

- Baixa densidade, logo grande volume;
- Alto teor de humidade;
- Dimensões heterogéneas;
- Difícil colecta, armazenamento e transporte (e por isso onerosos);
- Menor poder calorífico, muito dependente da humidade.

O aproveitamento extensivo da biomassa para fins energéticos está condicionado por um vasto conjunto de dificuldades nem sempre fáceis de ultrapassar. Embora seja possível a exploração de pequenas unidades locais para produção de energia (e esta área é, e deve ser, objecto de estudos e de projectos de demonstração), as centrais de produção de energia eléctrica devem ter uma dimensão razoável para serem economicamente viáveis. Exigem quantidades significativas de biomassa, com garantia de fluxo constante, que têm que ser recolhidas num raio relativamente longo, onerando, devido à sua baixa densidade, o custo de recolha e transporte, logo o preço da biomassa à porta da central. Terão que ser equacionadas práticas de compactação ou estilhaçamento no local de recolha do material vegetal, de modo a rentabilizar economicamente o transporte e evitar um acréscimo da circulação rodoviária.

Só com uma política energética global e integrante é possível uma exploração mais intensiva da biomassa quer como fonte de energia, quer como fonte para o fabrico de compostos químicos que permitam a continuidade duma sociedade tecnológica em cenários de escassez do petróleo e consequente aumento de preço. Neste caso, a diversidade de tecnologias existentes para utilização da biomassa (pirólise, gasificação, combustão, co-combustão, síntese de Fischer-Tropsch, biocombustíveis e tecnologias híbridas) passarão a ser economicamente rentáveis, concretizando a promessa da biomassa como “petróleo verde”.

2.2. Biomassa em Portugal

A área total de Portugal Continental é de 8,9 milhões de hectares, dos quais 3,2 milhões de hectares são área florestada (36% da área de Portugal). Segundo dados da Direcção Geral das Florestas, estes 3,2 milhões de hectares distribuem-se da seguinte forma:

- Privados: 85% a 87%

- Estado: 3%
- Baldios: 10% a 12%

Quanto às espécies mais importantes, a floresta portuguesa é constituída por pinheiros, eucaliptos, sobreiros, azinheiras e outros, com as percentagens indicadas na tabela nº 2.1:

Tabela 2.1. Constituição da floresta portuguesa (Direcção Geral das Florestas).

Pinheiro	30 %
Eucalipto	17 %
Sobreiro	21 %
Azinheira	14 %
Outros	15 %

Da exploração destas florestas, poderiam ser gerados, por ano, cerca de 6,5 milhões de toneladas de resíduos florestais, assim distribuídos:

- Matos (incultos): 4,0 milhões de toneladas;
- Matos (Sub-cobertos): 1,0 milhões de toneladas;
- Lenhas: 0,5 milhões de toneladas;
- Ramos e bicadas: 1,0 milhões de toneladas.

Estima-se que, desta quantidade, se poderia dispor de $3,5 \times 10^6$ toneladas por ano para fins energéticos (Leite, 2004). Sabendo-se que o poder calorífico da biomassa varia entre 15500 *kJ/kg* e 22500 *kJ/kg* (resíduos secos), mesmo com um rendimento global da ordem dos 20% e tomando o valor inferior para o poder calorífico, ter-se-á um potencial de $1,1 \times 10^{13}$ *kJ* de energia anual, ou seja 3055 *GWh* anual. Poupar-se-iam mais de 6 milhões de barris de petróleo que, ao preço de 60 dólares por barril, significariam 360 milhões de dólares. Como a Central Termoeléctrica de Mortágua, que é a maior que queima biomassa florestal, tem a potência de 9 *MW*, haveria potencial para instalar 40 destas centrais distribuídas pelo país. Só que estas coisas não são tão simples...

O aproveitamento extensivo da biomassa para fins energéticos está condicionado por um conjunto vasto de dificuldades nem sempre fáceis de ultrapassar.

Segundo Leite (2004), os espaços florestais devem servir cinco funções principais, interdependentes:

- A produção (de madeiras, principalmente);
- A protecção do meio ambiente (evitar a erosão dos solos, por exemplo);

- O recreio e paisagem (cada vez mais valorizados, nomeadamente pela importância da indústria turística);
- A conservação de habitats (biodiversidade);
- A silvopastorícia, a caça e a pesca.

A gestão eficiente desses espaços florestais tem que contemplar de forma equilibrada todas as funções da floresta.

A utilização da biomassa para fins energéticos está definida no âmbito da função principal da produção, não tem que ser obrigatoriamente produção dedicada. Este aproveitamento deve ser associado ao desbaste dos matos de sub-coberto, ao material vegetal resultante da gestão dos povoamentos, desbaste e desrama e ainda aos excedentes resultantes da exploração florestal, ramos, bichadas, folhas, cepos, raízes e cascas.

A maioria das florestas portuguesas é propriedade de privados que, não dispondo de capitais para os investimentos necessários à exploração intensiva e integrada desses recursos, o fazem de forma pouco rentável sujeitando-se às contingências do clima, nomeadamente aos incêndios florestais. A indústria da pasta de papel, de importância estratégica a nível nacional, tem tido dificuldade em adquirir os terrenos de que necessita para explorar as plantações de eucaliptos, pelo que tem que recorrer, quase sempre, ao aluguer desses terrenos. Felizmente os contratos obrigam a uma gestão mais abrangente e eficiente desses espaços.

Ainda segundo Leite (2004), um conflito de interesses com a valorização energética desta matéria-prima, prende-se com a indústria de painéis (aglomerados de madeira), que consome grandes quantidades de resíduos e controla o mercado das indústrias da madeira e mobiliário. Mas os números mostram que há lugar para todos...

Uma forma de conseguir incrementar o aproveitamento da biomassa para fins energéticos seria o desenvolvimento de projectos verticais, em que a propriedade das áreas florestais, a produção, a recolha da biomassa e a produção de energia se integrassem na mesma empresa. Se isto pode ser viável em pequena escala, torna-se proibitivo em grande escala devido à escassez de recursos financeiros.

A outra forma será o desenvolvimento de projectos horizontais, em que a propriedade e produção se mantêm privados, a recolha e transporte da biomassa podem constituir o nicho de mercado de novas empresas e a produção energética pode ser feita em centrais com

dimensões convenientes. Tudo isto é condicionado pelo desenvolvimento dos mercados que implica negociações constantes e os riscos inerentes.

As condicionantes técnico-económicas afloradas exigem o desenvolvimento de novas mentalidades e visão política estratégica, que não se concretizarão por decreto de um ano para o outro. A escassez de petróleo e a crescente procura de energia vão, seguramente, obrigar ao aproveitamento da tão desprezada biomassa.

Uma palavra final relativamente à instalação de arborizações dedicadas à biomassa energética. Pode no futuro ser uma fileira de extrema importância, mas não é, de momento, a melhor via para a produção energética. Dada a sua natureza, há que ter em conta a alta inflamabilidade e combustibilidade das arborizações, que obrigarão a faixas de protecção contra fogos, assim como distâncias mínimas a observar relativamente às outras florestas, explorações agrícolas, estradas e caminhos, construções, etc. Além disso, a disputa dos terrenos por outras utilizações (por exemplo, a produção de alimentos), recomenda a prioridade do aproveitamento da biomassa existente antes de se avançar para produção dedicada.

2.3. Composição química da biomassa.

A composição química da biomassa é muito diversa, tal como a sua proveniência. Relativamente à biomassa florestal, devendo esta ser constituída fundamentalmente pelos cortes de galhos e ramos, excluindo as folhas e partes não lenhosas, que devem permanecer no solo da floresta, ter-se-á uma composição química muito semelhante à madeira e cascas das árvores, pelo que se vai encontrar uma composição mais homogénea.

Consideram-se, geralmente, dois tipos de análise de biomassa (Bain et al, 2003):

- A análise imediata, que consta da determinação da humidade, matérias voláteis, cinzas e carbono fixo.
- A análise elementar, que determina a composição quantitativa em carbono, hidrogénio, oxigénio, azoto e enxofre, podendo, às vezes, haver interesse na determinação de mais alguns elementos.

Em relação à composição química elementar da madeira, pode-se afirmar que não há diferenças consideráveis, levando-se em conta as madeiras de diversas espécies. Os principais

elementos existentes são o carbono (C), o hidrogénio (H), o oxigénio (O) e o nitrogénio (N), este em pequenas quantidades.

A análise da composição química elementar da madeira de diversas espécies, coníferas e folhosas, (Klock, 2007), ou (Klock et al., 2005), demonstram a composição percentual, em relação ao peso seco da madeira, conforme apresentado na Tabela 2.2:

Tabela 2.2. Composição química da biomassa (Klock, 2007).

Elemento	Percentagem em massa
C	49 a 50
H	6
O	44 a 45
N	0,1 a 1

O enxofre poderá ser o quinto elemento químico mais abundante na madeira ou nas cascas das árvores (por exemplo, é de 0,1 a 0,2 % na casca do pinheiro) mas, em geral, pode desprezar-se, excepto na queima directa em grande escala, em que se deve prever o controlo das emissões gasosas e tratar os efluentes de forma a minimizar a emissão de óxidos de enxofre, SO_x . Para isso existem tecnologias eficientes, como os leitos de cal.

Além destes elementos encontram-se pequenas quantidades de cálcio (Ca), potássio (K), sódio (Na), magnésio (Mg) e outros, constituindo as substâncias minerais existentes na madeira e que farão parte das cinzas quando a madeira é queimada.

A humidade é variável. Para lenha verde atinge 40 a 50%. A lenha seca ao ar em geral reduz a sua humidade para cerca de 20%. Mesmo depois de seca a madeira absorve ou perde humidade dependendo das condições atmosféricas.

Quanto à composição macromolecular, a madeira é quimicamente heterogénea consistindo principalmente de três polímeros: a celulose, polioses (hemicelulose) e lenhina, (Klock, 2007), (Klock, 2005) e (Graça, 2008).

A **celulose** é o polissacaríado mais abundante na natureza. A sua cadeia é constituída por unidades de β D-glicose, $C_6H_{12}O_6$, resultando num polímero de alta massa molar (300 000 a 500 000 $g\ mol^{-1}$).

As **polioses** (hemiceluloses) estão em estreita associação com a celulose nas paredes celulares das plantas. São constituídas por co-polímeros de cinco açúcares neutros: glucose, manose e galactose (hexoses), xilose e arabinose (pentoses). Algumas polioses contêm adicionalmente ácidos urónicos. As cadeias moleculares são muito mais curtas que a de celulose.

A **lenhina** (lignina) é uma substância rígida e permeável, que aparece a impregnar a celulose de algumas membranas celulares de órgãos vegetais, dando-lhes rigidez. As moléculas de lignina são constituídas por um sistema aromático composto de unidades de fenilpropano, existindo diferenças estruturais entre a lenhina encontrada nas coníferas e nas folhosas. Nota: não confundir lenhina com lenhite (lignite), carvão fóssil em que se reconhecem os restos vegetais, com teor de carbono fixo inferior ao da hulha, de cor castanha a negra, que arde com muito fumo.

Há ainda um conjunto de substâncias de baixa massa molar, cuja parte orgânica é costume designar por extractivos e a parte inorgânica dá origem às cinzas. Os **extractivos** são constituídos por:

- **Compostos aromáticos** (fenólicos) - as substâncias mais importantes deste grupo são os compostos tanínicos que podem ser divididos em taninos hidrolisáveis e flobafenos condensados, além de outras substâncias como estilbenos, lignanas e flavonóides e seus derivados;
- **Terpenos** - polímeros do isopreno;
- **Ácidos alifáticos** - ácidos carboxílicos saturados e insaturados são encontrados na madeira principalmente na forma dos seus ésteres com glicerol (gordura e óleo) ou com álcoois (ceras). O ácido acético é ligado as polioses como um grupo éster. Ácido di e hidroxi-carboxílico ocorrem principalmente como sais de cálcio;
- **Álcoois** - a maioria dos álcoois alifáticos na madeira ocorrem com componentes éster, enquanto que os esteróis aromáticos, pertencentes aos esteróides, são principalmente encontrados como glicosídeos.

A composição média de madeiras de coníferas e folhosas diferem como se indica na tabela 2.3. (Klock et al., 2005)

Tabela 2.3. Composição média de madeiras de coníferas e folhosas (Klock et al., 2005)

	Coníferas	Folhosas
<i>Celulose</i>	42 ± 2%	45 ± 2%
<i>Polioses</i>	27 ± 2%	30 ± 5%
<i>Lenhina</i>	28 ± 2%	20 ± 4%
<i>Extractivos</i>	5 ± 3%	3 ± 2%

3. Dimensionamento do gasificador e equipamentos complementares.

Como já foi referido, um gasificador de leito fluidizado tem a vantagem de fornecer distribuição uniforme de temperatura, possibilitando bom contacto entre sólido e gás, boa circulação das partículas de biomassa e uniformidade na velocidade de reacção. Utiliza um leito de areia que intensifica a troca de calor entre as partículas, aumentando a eficiência do processo. Este gasificador permitirá o estudo da utilização de uma gama alargada de combustíveis sólidos, desde resíduos florestais com variadas composições e granulometrias, a resíduos agrícolas ou mesmo resíduos industriais, nomeadamente provenientes das indústrias das madeiras e móveis.

Para manter a versatilidade e simplicidade de operação, optou-se por dimensionar um gasificador que opera à pressão atmosférica.

3.1. Dimensionamento do gasificador.

3.1.1. Fluidização

Quando um gás (também se verificam estes fenómenos com líquidos, mas não é o que interessa para este trabalho) atravessa um leito de partículas sólidas finamente divididas encontra uma resistência que origina uma queda de pressão. Aumentando-se o caudal de gás, o leito vai-se expandindo, aumentando o espaço entre as partículas sólidas (logo a porosidade do leito aumenta) até que se atinge um equilíbrio entre o peso do leito e as forças de arrasto e de impulsão. Estão criadas as condições de fluidização mínima. Com o aumento do caudal de gás, o leito vai sofrendo vários fenómenos, como o aparecimento de bolhas de gás que passam livremente através das partículas sólidas. Em colunas de pequeno diâmetro, as bolhas podem atingir dimensões da ordem do diâmetro interno do recipiente (*slugging*), o que é, geralmente, uma desvantagem, como nos casos em que se dão reacções químicas entre sólido e gás. Para velocidades do gás ainda maiores pode formar-se um leito fluidizado circulante (porque, neste caso, as partículas são arrastadas pelo gás, recolhidas por um ciclone e feitas regressar ao leito).

Foi decidido considerar um reactor com um diâmetro interno de 15 *cm* na zona de reacção, para que a altura total permitisse a sua instalação num laboratório (altura total não superior a 2,50 *m*) e que o leito seria formado por partículas de areia com o diâmetro médio de 0,30 *mm*.

Para o cálculo das condições de operação, como a velocidade de fluidização e a temperatura de gasificação, seguiram-se dados e metodologias descritos na literatura, nomeadamente (Higman e Burgt, 2008), (Basu, 2006) e (FAO, 2006) para a gasificação e (Kunii e Levenspiel, 1991), (Yang, 2003) e (Fan e Zhu, 2005) para a fluidização.

As propriedades físicas da areia e as da biomassa encontram-se na Tabela 3.1. Para a areia foram obtidas em Kunii e Levenspiel, (1991). Para a biomassa, tendo em consideração a variabilidade da sua proveniência e respectivas propriedades, utilizaram-se valores médios correspondentes a madeira reduzida a pequenas partículas com o diâmetro médio de 0,50 mm, obtidos em Perry e Chilton, (1973).

Tabela 3.1. Propriedades físicas da areia e da biomassa

Propriedade	Areia	Biomassa
Diâmetro médio da partícula d_p (m)	3×10^{-4}	5×10^{-4}
Esfericidade ϕ_s	0,8	0,8
Massa volúmica ρ_p ($kg\ m^{-3}$)	2650	650

3.1.2. Velocidade mínima de fluidização e velocidade terminal de uma partícula do leito.

Utilizando a metodologia proposta por Kunii e Levenspiel (1991), Yang (2003) e Fan e Zhu (2005), determinou-se a velocidade mínima de fluidização para a areia e para a biomassa e, depois, a velocidade terminal para as mesmas partículas. Os exemplos de cálculo são apresentados no anexo A.

Determinação de Re_{mf} pela equação de Ergun, citada por Kunii e Levenspiel (1991):

$$\frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s} Re_{mf}^2 + \frac{150(1-\varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s^2} Re_{mf} = Ar \quad (3.1)$$

Onde:

$$Re_{mf} = \frac{\rho_f v_{mf} d_p}{\mu_f} \quad (3.2)$$

$$A_r = \frac{d_p^3 \rho_f (\rho_p - \rho_f) g}{\mu_f^2} \quad (3.3)$$

A massa volúmica do fluido (ar), ρ_f , depende da pressão e da temperatura, pelo que, admitindo-se comportamento de gás ideal, se usou:

$$\rho_f = \frac{P \times M}{R \times T} \quad (3.4)$$

onde $M = 0,0289 \text{ kg mol}^{-1}$

Para a viscosidade do fluido, μ_f , usou-se a correlação proposta por White (1991):

$$\mu_f = 1,716 \times 10^{-5} \times \left(\frac{T}{273}\right)^{3/2} \times \frac{273+111}{T+111} \quad (3.5)$$

Para a determinação da velocidade terminal utilizou-se o método proposto por Haider e Levenspiel, citado por Yang (2003), com recurso à introdução de dois novos parâmetros, o diâmetro da partícula adimensional, d_p^* , e a velocidade adimensional, v_t^* :

$$d_p^* = d_p \left[\frac{\rho_f (\rho_p - \rho_f) g}{\mu_f^2} \right]^{1/3} \quad (3.6)$$

$$v_t^* = v_t \left[\frac{\rho_f^2}{\mu_f (\rho_p - \rho_f) g} \right]^{1/3} \quad (3.7)$$

$$v_t^* = \left[\frac{18}{(d_p^*)^2} + \frac{2,335 - 1,744 \times \phi_s}{(d_p^*)^{0,5}} \right]^{-1} \quad \text{para } 0,5 < \phi_s < 1 \quad (3.8)$$

As velocidades mínimas de fluidização e terminais para a areia e para a biomassa, para a temperatura do leito de 733 °C são, respectivamente, $0,025 \text{ m s}^{-1}$, $1,92 \text{ m s}^{-1}$, $0,017 \text{ m s}^{-1}$ e $1,28 \text{ m s}^{-1}$.

Em face dos resultados obtidos foi necessário escolher uma velocidade de fluidização, entre a velocidade mínima de fluidização da areia ($0,025 \text{ m s}^{-1}$) e a velocidade terminal da biomassa ($1,28 \text{ m s}^{-1}$). Um critério importante a considerar é a necessidade de evitar a formação de *slugs* (bolhas de gás de diâmetro semelhante ao diâmetro do leito), que produzem grandes variações de pressão dentro do leito, prejudicando a gasificação. A velocidade mínima para *slugging*, v_{msl} , relaciona-se com a velocidade mínima de fluidização e o diâmetro do leito pela equação (Fan e Zhu, 2005):

$$v_{msl} = v_{mf} + 0,07 \times \sqrt{g \times D} \quad (3.9)$$

O que dá o valor de $v_{msl} = 0,140 \text{ m s}^{-1}$, pelo que se adoptou o valor de velocidade de fluidização $v_f = 0,12 \text{ m s}^{-1}$, inferior ao da velocidade mínima para *slugging*, evitando este fenómeno.

Com estas velocidades determinaram-se os caudais de ar mínimo, máximo e de fluidização, obtendo-se, respectivamente, os valores de $3,50 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$, $81,43 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ e $7,63 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ (como se exemplifica no Anexo A).

Escolhendo-se a massa de $10,0 \text{ kg}$ de areia, a altura do leito nas condições de fluidização mínima é de $H_{mf} = 0,53 \text{ m}$ e a altura do leito fluidizado $H_f = 0,69 \text{ m}$, como se indica de seguida.

$$\rho \text{ (aparente da areia)} = \rho_p \times \varepsilon_{mf} = 2650 \times 0,40 = 1060 \text{ kg h}^{-1}.$$

$$V \text{ (aparente da areia)} = 10 \div 1060 = 0,0094 \text{ m}^3$$

$$H_{mf} = 0,0094 \div \left(\frac{\pi}{4} \times 0,15^2 \right) = 0,53 \text{ m}$$

Segundo Kunii e Levenspiel (1991), citado por Ramirez et al. (2007), a relação $\frac{H_f}{H_{mf}}$ deve ser superior a 1,2 e inferior a 1,4. Escolheu-se o valor de 1,3 para o cálculo de H_f .

$$H_f = 0,53 \times 1,3 = 0,69$$

A altura total do leito H_t é:

$$H_t = TDH + H_f \quad (3.10)$$

pelo que se torna necessário o cálculo de *TDH* (*Transport Disengaging Height*), a altura até à qual os sólidos ejetados pelo leito são sustentados com uma taxa de transporte aproximadamente constante. Acima do *TDH*, a parte do *freeboard* contém principalmente partículas finas.

Há diversas correlações para prever o TDH , que naturalmente fornecem valores distintos para distintos autores. Em Yang (2003), por exemplo, são apresentadas cinco correlações diferentes.

Foi escolhida a equação de Chan e Knowlton (1984) citada por Yang (2003), já que a correlação gráfica de Zenz e Weil encontrada em Kunii e Levenspiel (1991) obrigava a extrapolação para a velocidade de fluidização $v_f = 0,12 \text{ m s}^{-1}$.

$$TDH = 0,85 v_f^{1,2} (7,33 - 1,2 \log v_f) \quad (3.11)$$

então, $TDH = 0,56 \text{ m}$ e $H_t = 0,56 + 0,69 = 1,25 \text{ m}$

A saída do gás para o ciclone deve situar-se acima desta altura.

3.1.3. Dimensionamento do distribuidor

Para dimensionar um distribuidor de prato perfurado, determinou-se a queda de pressão através do leito fluidizado, Δp_b , a partir da equação (Kunii e Levenspiel, 1991):

$$\frac{\Delta p_b}{H_{mf}} = (1 - \varepsilon_{mf})(\rho_p - \rho_f)g \quad (3.12)$$

A queda de pressão no distribuidor, Δp_{distr} , deve ser 20 a 40% de Δp_b . Escolheu-se o valor correspondente a 30% da queda de pressão no leito.

Como nas condições de operação o ar entra no *plenum* à temperatura ambiente, que, para efeito de cálculo, é considerada 20 °C. O número de *Reynolds*, baseado no diâmetro da coluna, a montante do distribuidor é 349 ao qual corresponde um coeficiente de atrito $C_{dor} = 0,69$, determinado, por interpolação, a partir da tabela 3.2.

Tabela 3.2. Coeficiente do orifício em função do número de *Reynolds* (Kunii e Levenspiel, 1991).

Re	100	300	500	1000	2000	>3000
C_{dor}	0,68	0,70	0,68	0,64	0,61	0,61

Com este valor determinou-se a velocidade do ar através dos orifícios pela equação

$$v_{or} = C_{dor} \left(\frac{2 \Delta p_{distr}}{\rho_f} \right)^{1/2} \quad (3.13)$$

Seguidamente determinou-se o número de orifícios, com 1,0 mm de diâmetro, por unidade de área da placa:

$$N_{or} = \frac{v_f}{\frac{\pi}{4} a_{or}^2 v_{or}} \quad (3.14)$$

E finalmente o número de orifícios na placa: 20.

O exemplo de cálculo encontra-se no Anexo A.1.

Deve ter-se em atenção que a placa perfurada tem o grande inconveniente de deixar passar a areia para o *plenum*, quando o ar deixa de ser alimentado. Sugere-se a manutenção da alimentação de ar, para evitar este fenómeno, quando o gasificador não está em funcionamento. Alternativamente, poderá ser utilizado outro tipo de distribuidor, como o distribuidor de campânulas (Kunii e Levenspiel, 1991), porém de construção mais complexa e, portanto, um distribuidor mais caro.

3.2. Balanços materiais.

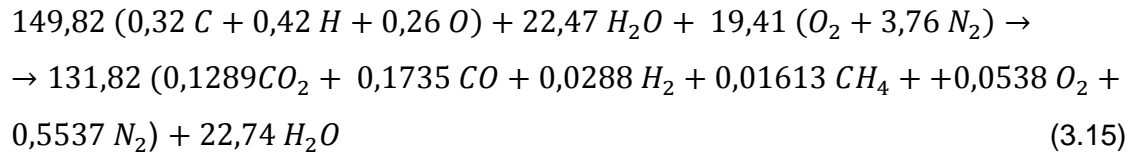
3.2.1. Cálculo do caudal de biomassa.

Considerando-se que a biomassa contém 15% (*mol/mol*) de humidade (em base seca) e que a composição do gás é a encontrada em Lim e Alimuddin (2008), tabela 3.7, para um factor de ar de 0,23 (o factor de ar é um dos principais parâmetros que regem a gasificação e é definido como a razão entre a quantidade de ar fornecida para a gasificação e a quantidade de ar estequiometricamente necessária para a combustão completa da biomassa), à temperatura de operação de 733 °C:

Tabela 3.3. Composição do gás (Lim e Alimuddin, 2008)

	O ₂	N ₂	CO ₂	CH ₄	CO	H ₂
% vol	5,38	55,37	12,89	6,13	17,35	2,88

A equação de gasificação é determinada no Anexo B:



para um caudal de biomassa em base seca de $1,261 \text{ kg h}^{-1}$.

A composição em massa é:

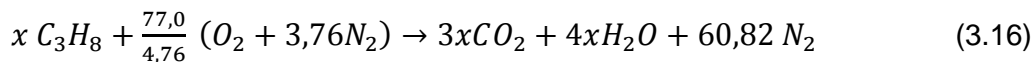
% C \approx 46% ;

% H \approx 5% ;

% O \approx 49 %.

3.2.2. Pré-aquecimento do leito.

Para o arranque do gasificador é necessário o pré-aquecimento do leito fluidizado antes de começar a alimentação da biomassa. Começar-se-á por accionar o ventilador, para que o caudal de ar seco seja o de fluidização, $Q = 2,39 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$ ($92,4 \text{ mol h}^{-1}$, para a pressão atmosférica e temperatura de $20 \text{ }^\circ\text{C}$). Este caudal deve corresponder a um excesso de 20% para a combustão do propano (consumir-se-á $77,0 \text{ mol h}^{-1}$ na combustão). Então:



Por balanço ao oxigénio determina-se $x = 3,24 \text{ mol}$, pelo que o caudal mássico de propano deve ser $3,24 \times 0,044 = 0,143 \text{ kg h}^{-1}$.

O queimador deve queimar o propano até que a temperatura do leito atinja uma temperatura acima dos $500 \text{ }^\circ\text{C}$. Deixa-se, então, de alimentar propano e passa-se a alimentar biomassa.

3.3. Tratamento do gás

O gás que sai do gasificador arrasta partículas de areia, cinzas da biomassa, partículas carbonizadas e alcatrão. Torna-se necessário o uso de um ciclone e de um sistema para remoção do alcatrão.

3.3.1. Dimensionamento do ciclone.

Na falta do conhecimento da distribuição de tamanhos das partículas arrastadas pelo gás, escolheu-se um ciclone da família Lapple, cujas características se indicam na tabela 3.8., com o diâmetro de $0,080\text{ m}$ e determinou-se a queda de pressão, o diâmetro de corte e a eficiência para alguns diâmetros de partículas.

Tabela 3.4. Características dos ciclones Lapple.

a/D	b/D	s/D	De/D	h/D	H/D	Db/D
0,5	0,25	0,625	0,5	2	4	0,25
$a\text{ (m)}$	$b\text{ (m)}$	$s\text{ (m)}$	$De\text{ (m)}$	$h\text{ (m)}$	$H\text{ (m)}$	$Db\text{ (m)}$
0,040	0,020	0,050	0,040	0,160	0,320	0,020

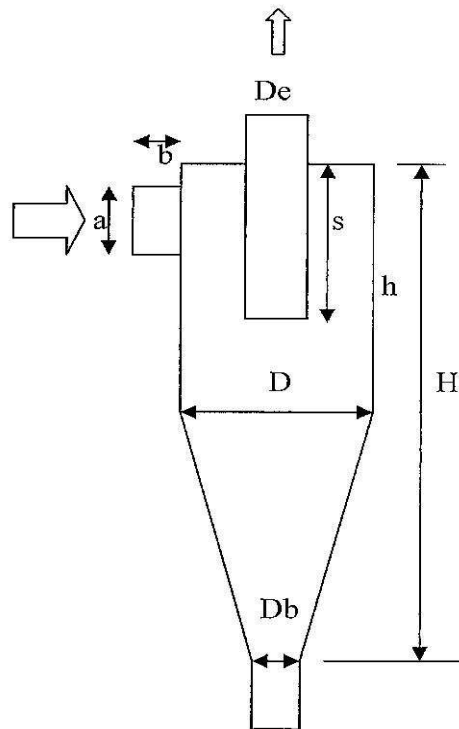


Figura 3.1. Dimensões do ciclone.

Para estes cálculos foram utilizadas as equações citadas em Maurício e Silva (2006).

Admite-se que as cinzas e partículas carbonizadas que são arrastadas pelo gás têm uma massa volúmica média de $\rho_{pc} = 1400\text{ kg m}^{-3}$ (Perry e Chilton, 1973), o gás entra a $650\text{ }^{\circ}\text{C}$

com um caudal molar de $145,87 \text{ mol h}^{-1}$, massa volúmica $\rho_{fg} = 0,382 \text{ kg m}^{-3}$ e viscosidade $\mu_{fg} = 3,96 \times 10^{-5} \text{ Pa s}$. A eficiência com que são capturadas as partículas com tamanho d_p , é calculada pela equação de Iozzi e Leight (1990):

$$\eta_{d_p} = \frac{1}{1 + \left(\frac{d_{50}}{d_p}\right)^\beta} \quad (3.17)$$

em que d_{50} é o diâmetro da partícula capturada com 50% de eficiência:

$$d_{50} = \left(\frac{9 \mu_{fg} Q}{\pi \rho_p (H-s) v_{tmax}^2} \right)^{1/2} \quad (3.18)$$

Na equação (3.18) v_{tmax} é a velocidade tangencial máxima no interior do ciclone, calculada por

$$v_{tmax} = 6,1 \times \frac{Q}{ab} \times \left(\frac{ab}{D^2}\right)^{0,61} \times \left(\frac{D_e}{D}\right)^{-0,74} \times \left(\frac{H}{D}\right)^{-0,33} \quad (3.19)$$

O coeficiente β é calculado por

$$\ln \beta = 0,62 - 0,87 \times \ln(d_{50} \times 100) + 5,21 \times \ln\left(\frac{ab}{D^2}\right) + 1,05 \times \left(\ln\left(\frac{ab}{D^2}\right)\right)^2 \quad (3.20)$$

O diâmetro óptimo, abaixo do qual existem fenómenos de reentrada de partículas no gás é calculado pela equação (3.21).

$$D^* = 0,02626 \times \left(\frac{Q \times \rho_{fg}^2}{\mu_{fg} \times \rho_{pc}} \times \frac{(1-b/D)}{a \times (b/D)^{2,2}} \right)^{0,454} \quad (3.21)$$

Os cálculos apresentados no Anexo A, conduziram a:

$$D^* = 0,0138 \text{ m}, \quad d_{50} = 10,5 \mu\text{m} \quad \text{e} \quad \eta_{d_p}(100 \mu\text{m}) = 74,9 \%$$

Conclui-se que não há perigo de reentrada de partículas no ciclone (porque tem um diâmetro superior a D^*), mas não é suficiente para impedir o arrasto de algumas partículas pelo gás.

Calculou-se, também, a perda de carga para o ciclone seleccionado pela equação (3.22) e (3.23).

$$\Delta P = \Delta H \times \frac{\left(\frac{Q}{ab}\right)^2 \times \rho_{fg}}{1960} \quad (\Delta P, \text{ em kPa}) \quad (3.22)$$

$$\Delta H = 20 \times \left(\frac{ab}{D^2}\right) \times \left(\frac{(s/D)}{(H/D)(h/D)(D_b/D)}\right)^{1/3} \quad (3.23)$$

O cálculo efectuado no Anexo A permitiu obter a queda de pressão 2,8 Pa, o que é um valor muito pequeno.

3.3.2. Filtro para o gás.

Para minimizar o conteúdo de alcatrão no gás têm-se desenvolvido várias técnicas, variando-se o seu uso de acordo com a utilização do gás.

A condensação do alcatrão, por arrefecimento do gás num permutador de calor a temperaturas inferiores a 400 °C, é um método eficaz, mas difícil de utilizar dado que os tubos do permutador rapidamente ficam sujos, sendo muito difícil a sua limpeza.

A utilização de filtros acarreta o problema do rápido sujamento e as várias formas de *scrubbing* também são pouco eficazes, pela mesma razão. A utilização de colunas com líquidos levanta problemas ambientais, pois é difícil de tratar o alcatrão condensado. Filtros de leitos de partículas, como areia, serrim ou casca de arroz, são referidos, por exemplo, em Quaak et al., (1999) ou Stevens (2001), principalmente para sistemas de pequena dimensão.

Têm-se desenvolvido métodos de limpeza catalíticos usando dolomites calcinadas ou a reforma catalítica com vapor e catalisadores baseados em níquel. São estes os métodos recomendáveis para as instalações à dimensão industrial.

No caso presente, dada a sua pequena dimensão e prevendo-se a sua utilização com a finalidade de estudar, nomeadamente, a minimização da produção de alcatrão, foi prevista a utilização de um filtro de areia de forma a reter a maior parte do alcatrão e carbonizados, permitindo, ainda, medir a sua produção. É possível reciclar a areia por incineração, dado que o alcatrão é combustível.

Assim propõe-se a utilização de um filtro com 0,30 m de diâmetro e a altura de areia de 0,50 m (que corresponde a cerca de 50 kg de areia), tendo a areia um diâmetro médio de 0,0050

m , uma esfericidade de 0,8, e massa volúmica de 2650 kg m^{-3} , sendo a porosidade do leito fixo da ordem de 0,40 (Kunii e Levenspiel, 1991).

Para efeito da estimativa da perda de carga, considera-se a temperatura do gás de cerca de $500 \text{ }^\circ\text{C}$, a que corresponde uma viscosidade de $3,5 \times 10^{-5} \text{ kg m}^{-1} \text{ s}^{-1}$ (ou Pa s) e uma massa volúmica de $0,445 \text{ kg m}^{-3}$.

A perda de carga é calculada pela equação de Ergun para um leito fixo:

$$\frac{\Delta p}{H_m} = 150 \times \frac{(1-\varepsilon_m)^2}{\varepsilon_m^3} \times \frac{\mu_f \times v_f}{(\phi_s \times d_p)^2} + 1,75 \times \frac{(1-\varepsilon_m)}{\varepsilon_m^3} \times \frac{\rho_f \times v_f^2}{\phi_s \times d_p} \quad (3.24)$$

$$\text{Sendo } v_f = \frac{Q_f}{A} \quad (3.25)$$

Obtendo-se $\Delta p = 47 \text{ Pa}$.

3.3.3. Pré-tratamento e alimentação da biomassa.

A biomassa constituída por resíduos florestais tem uma composição diversificada. Os tamanhos e a humidade são talvez as propriedades que mais variam e que é conveniente controlar.

Os resíduos recém-cortados podem ter até 50% de humidade, em massa, ao passo que, quando secos ao ar, baixam este valor para cerca de 20%, podendo já ser utilizados em gasificação. Se for necessário diminuir este valor (para cerca de 10%) será preciso utilizar um secador de ar quente. Numa instalação industrial o secador usar-se-á o calor do gás produzido para o aquecimento do ar de secagem. Na instalação piloto tal não será necessário.

A biomassa a gasificar deve ter uma granulometria relativamente uniforme, pelo que se prevê o uso de um moinho Willey. A moagem deve ser levada até um diâmetro médio de $0,5 \text{ mm}$, valor que foi utilizado nos cálculos da velocidade mínima de fluidização e na velocidade terminal.

Para a alimentação do gasificador prevê-se a utilização de uma tremonha com capacidade para 10 horas de alimentação (cerca de 17 kg) ou seja cerca de 26 dm^3 . A tremonha terá uma altura de $0,30 \text{ m}$, uma secção rectangular com uma base de $0,30 \text{ m} \times 0,20 \text{ m}$ e uma abertura de $0,45 \text{ m} \times 0,30 \text{ m}$.

A alimentação é feita por um alimentador de parafuso accionado por um motor dotado de um variador de frequência. A rotação do motor deve ser regulada até ser obtido o caudal de alimentação de 1,67 kg por hora de biomassa com a humidade molar de 15% (como foi calculado no Anexo B). O parafuso helicoidal roda dentro de um tubo cilíndrico que se solda na base da tremonha e que dispõe de um rasgo conveniente para a entrada da alimentação.

3.4. Ventilador

O ventilador centrífugo seleccionado deve fornecer um caudal de ar de $2,39 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$, calculados para a pressão atmosférica e a temperatura de 20 °C.

As quedas de pressão, calculadas no Anexo A, são:

- Leito fluidizado: 7946 Pa;
- Distribuidor: 2384 Pa;
- Ciclone: 2,8 Pa;
- Filtro: 47 Pa.

O que dá uma queda total de, aproximadamente, 10400 Pa, pelo que o ar deve ser alimentado a uma pressão 10% acima da pressão atmosférica.

O caudal de ar indicado é um valor de referência, pois o controlo da reacção deve ser feito variando o caudal de ar para manter a temperatura da reacção no valor escolhido. Para isso o ventilador deve permitir a regulação do caudal por meio de um variador de frequência.

3.5. Gerador de energia eléctrica.

O baixo poder calorífico do gás torna-o mais apropriado para accionar um motor de combustão interna do que uma turbina de gás, isto atendendo ao tamanho reduzido da instalação. No projecto de uma instalação industrial, já se tornará conveniente projectar o uso de uma turbina de gás associada a uma turbina de vapor, para accionar um alternador.

No caso presente parece-nos interessante adaptar um gerador comercial para funcionar com o gás em vez da gasolina. Tal obrigará apenas a efectuar uma alteração no carburador, alimentando-o com o gás.

Há grande diversidade de ofertas no mercado, que poderão sofrer essa modificação. A empresa Euroed - Máquinas e Ferramentas, além de geradores a gasolina ou a gasóleo também dispõe de um gerador a gás.

Segundo (Limm e Alimuddin, 2008) o poder calorífico inferior é $4,74 \text{ MJ/m}^3$ para o gás obtido nas condições indicadas no Apêndice B. O caudal de gás, em base seca, é $145,87 \text{ mol h}^{-1} \times 0,0224 \approx 3,27 \text{ Nm}^3 \text{ h}^{-1}$. Assim a energia que se poderá obter pela combustão do gás será $3,27 \times 4,74 \times 10^3 \text{ kJ h}^{-1} \approx 15\,500 \text{ kJ h}^{-1}$, que corresponde a uma potência de $4,3 \text{ kW}$.

Admitindo para um motor de combustão interna um rendimento de 20%, poder-se-á alimentar um gerador de $0,86 \text{ kW}$.

Prevê-se a necessidade de queimar o gás quando não for alimentado ao gerador, pelo que uma válvula de duas vias permitirá a sua condução a um *flare* nestas circunstâncias.

3.6. Operação do gasificador.

Na figura 3.2 apresenta-se um esquema geral da instalação, representando-se o gasificador, tremonha de alimentação, ventilador, ciclone, filtro, gerador e *flare*.

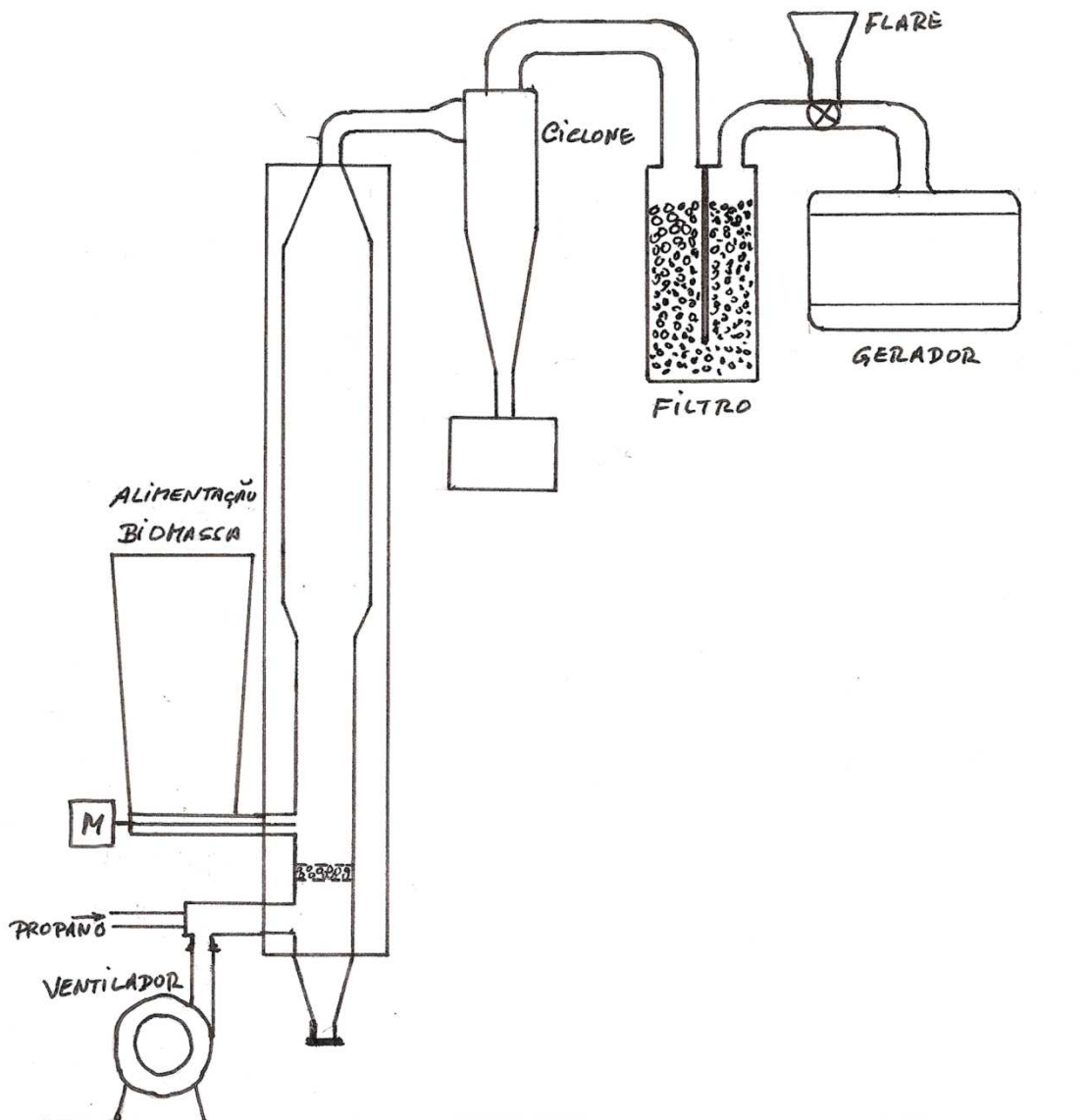


Figura 3.2. Esquema geral da instalação.

Na figura 3.3. representa-se o conjunto gasificador e ciclone com mais detalhe. O reactor deve ser construído em aço resistente ao calor, com a espessura de 2,0 mm e nas dimensões indicadas na figura. Entre a parede interna do reactor e a parede externa, em aço inoxidável de 1,0 mm, deve colocar-se, como isolante térmico, lã de vidro com cerca de 10 cm de espessura na zona do leito fluidizado e 5 cm na zona do *freeboard*.

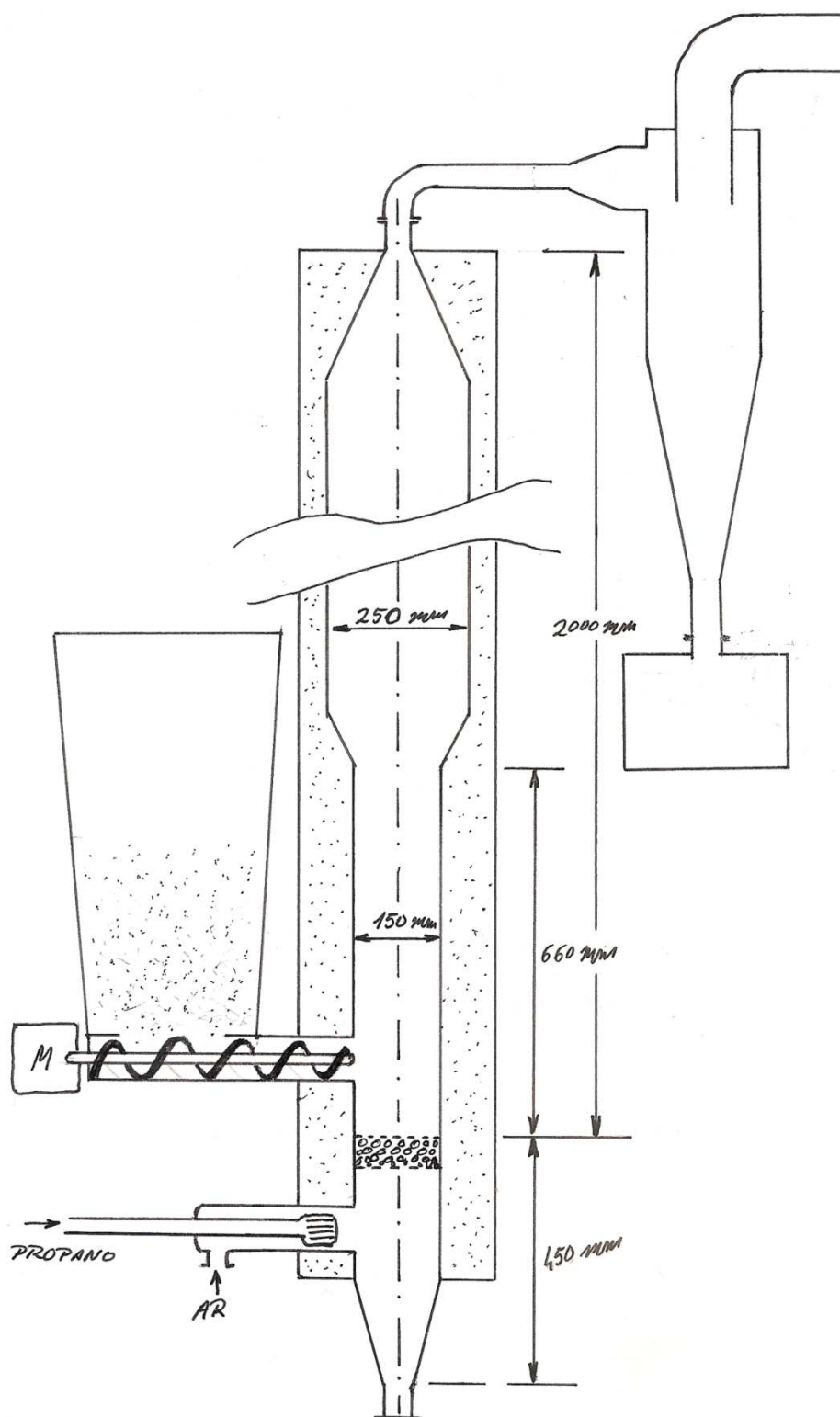


Figura 3.3. Gasificador (detalhes)

A operação do gasificador começará pelo pré-aquecimento da areia do leito, com a alimentação de $0,143 \text{ kg h}^{-1}$ de propano e de $2,39 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ de ar até que a temperatura do leito seja superior a $500 \text{ }^\circ\text{C}$. Corta-se a alimentação de propano no momento em que se inicia a alimentação de biomassa, com o caudal escolhido em função da sua humidade.

A evolução da temperatura do leito e do *plenum* deve ser próxima da descrita por Andrade et al, (2007), como apresentado na figura 3.2., embora para alimentação de casca de arroz.

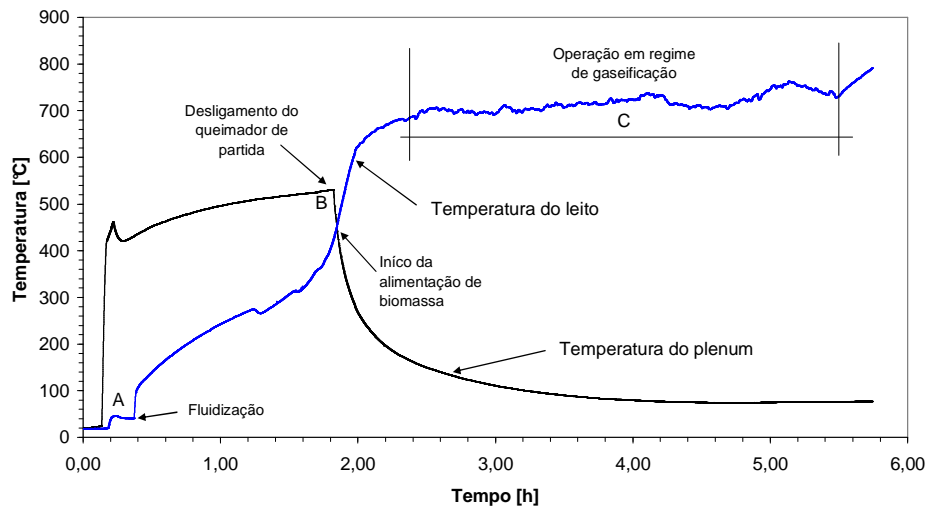


Figura 3.4. Perfil de temperaturas de operação num reactor de leito fluidizado (Andrade et al, 2007)

O caudal de ar deve ser regulado de forma a manter a temperatura de operação mais ou menos constante. Poder-se-ão efectuar experiências entre os 700 e os $800 \text{ }^\circ\text{C}$, sendo a última temperatura a que deverá proporcionar um menor teor de alcatrão.

3.7. Instrumentação

Para controlar a operação e obter resultados que permitam a aquisição de conhecimentos relativos aos parâmetros que regem a gasificação, propõe-se a instalação de instrumentos e um sistema de aquisição e tratamento de dados, como se representa na figura 3.5. A temperatura deve ser registada por meio de termopares instalados no *plenum*, no leito fluidizado, no *freeboard*, antes da saída do reactor, depois da saída do gás do ciclone e após a saída do filtro. O controlo dos caudais de ar e de gás devem ser medidos por medidores de orifício instalados na tubagem do ventilador e na saída do filtro, respectivamente. A pressão deve medir-se no *plenum* e à saída do filtro. A composição do gás deve ser determinada por um cromatógrafo de fase gasosa com tomada de gás à saída do filtro.

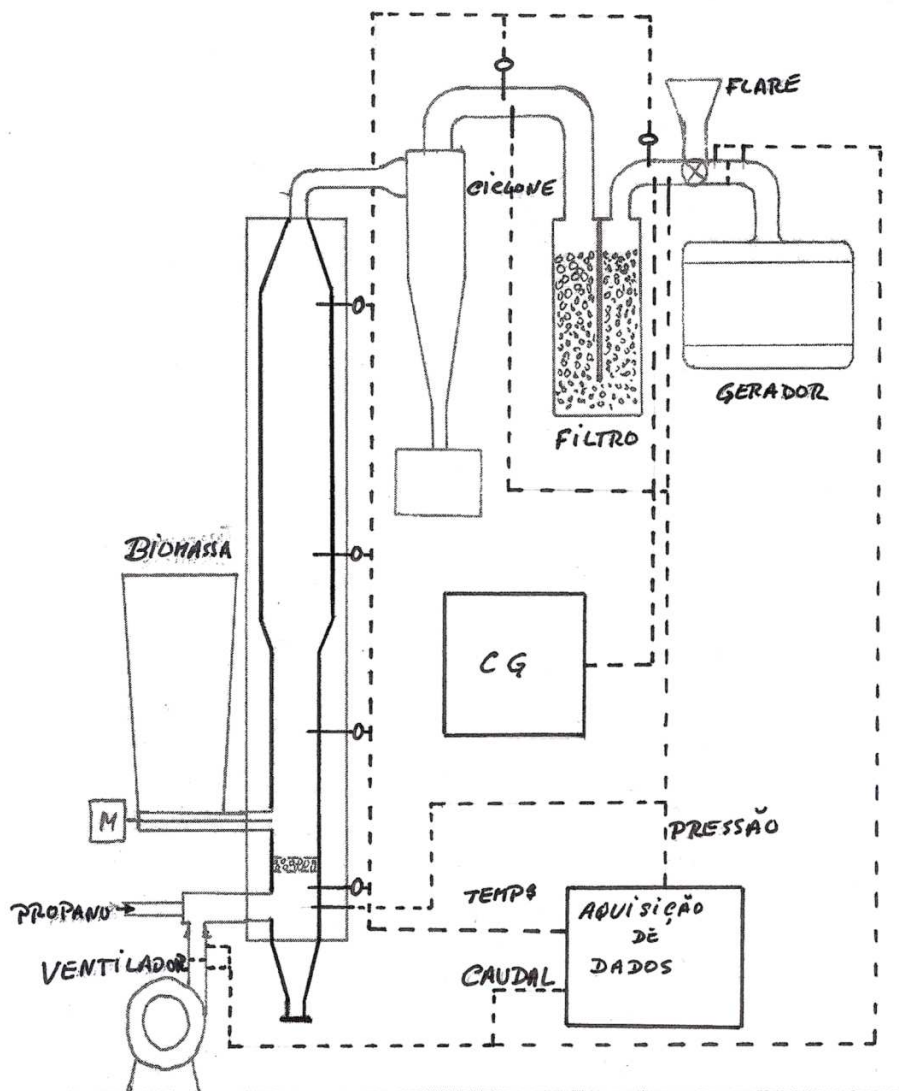


Figura 3.5. Instrumentação.

Conclusões e propostas de trabalho futuro.

4.1. Conclusões

A valorização energética da biomassa florestal tem potencialidades que têm sido menosprezadas, mas que a crescente necessidade de energia, aliada à escassez de petróleo, tem reabilitado velhas técnicas que, com os aperfeiçoamentos que as novas abordagens permitem, contribuirão para dar resposta às exigências actuais. Enquadra-se neste contexto a gasificação.

A recolha de informação sobre a diversidade de gasificadores e sobre as disponibilidades de biomassa, bem como das suas propriedades físicas e químicas, levam a dar especial atenção às vantagens dos gasificadores de leito fluidizado para gerar gás que tanto pode ser utilizado como combustível para gerar electricidade, como pode servir de matéria-prima para combustíveis líquidos ou polímeros que continuarão a ser necessários em tempos de escassez de petróleo.

Apesar da proliferação de estudos sobre gasificação, continua a haver necessidade de estudar equipamentos alimentados com a diversidade da biomassa que existe. É particularmente necessário comparar os avanços teóricos dos últimos anos com a experimentação em reactores à escala laboratorial e piloto. Assim, dimensionou-se um reactor, gasificador de biomassa, de leito fluidizado borbulhante.

O reactor tem um diâmetro de 150 *mm* na zona do leito fluidizado e 250 *mm* na zona do *freeboard*, uma altura de *plenum* de 450 *mm* (incluindo o distribuidor), uma altura de leito fluidizado de 690 *mm* e uma altura de *freeboard* de 1310 *mm*.

O ciclone é da família *Laple*, com o diâmetro interno de 80 *mm* (0,080 *m*).

O filtro para o gás produzido é um filtro de areia, com areia com o diâmetro médio de 5,0 *mm*.

O gerador é dotado de um motor de combustão interna, adaptado para funcionar com gás em vez de gasolina. Produzirá energia eléctrica com a potência de 0,86 *kW*.

Por balanço material, considerando-se uma composição experimental do gás de síntese, determinou-se uma possível composição da alimentação e um caudal de alimentação de 1,26 *kg h⁻¹*, em base seca.

O ventilador deve alimentar um caudal de ar, que se deve poder variar, em torno dos 2,39 *m³h⁻¹*, calculados à pressão atmosférica e a 20 °C.

4.2. Propostas de trabalhos futuros

Propõe-se, naturalmente, a construção e montagem da instalação para se comparar a produção prevista de gás com a realidade experimental, bem como variar as condições de operação, nomeadamente factor de ar e temperatura de operação, para determinar como afectam a produção e a composição do gás.

Deve estudar-se a minimização da produção de cinzas e carbonizados, bem como do alcatrão. Não sendo encontrado um aproveitamento útil para este material, quando se partir para o projecto de instalações à escala industrial, terão que ser utilizadas técnicas de craqueamento catalítico do alcatrão, dado que é um material perigoso para o ambiente.

Sugere-se o estudo de modelos matemáticos que permitam prever a composição do gás de síntese em função da composição da biomassa, do factor de ar e da temperatura de operação.

Referências Bibliográficas:

Andrade, R.V., Lora, E.S.L., Melo, B.A., Sales, C.S.V.B., Gomez, E. O., 2007, Gasificação de Biomassa em Leito Fluidizado: Avaliação de um Reator Operando com Casca de Arroz Como Combustível, 8º Congresso Iberoamericano de Engenharia Mecânica (2007).

Azevedo, E.G., 2000, “Termodinâmica Aplicada”, 2ª edição, Escolar Editora

Babcock Wilcox Volund, www.volund.dk , página acedida em 22 de Setembro de 2010.

Bain, R.L., Amos, W. A., Downing, M., Perlack, R.L., 2003, “Biopower Technical Assessment: State of the Industry and Technology”, National Renewable Energy Laboratory, Golden, Colorado.

Basu, P.; 2006, “Combustion and Gasification in Fluidized Beds”; Taylor & Francis Group.

BioEnergy Lists: Gasifiers & Gasification, www.gasifiers.bioenergylists.org, página acedida em 21 de Setembro de 2010.

Brito, J.O. e Barrichelo, L.E.G., 1978, www.cnpf.embrapa.br, “Características do eucalipto como combustível: análise química imediata da madeira e da casca”. PDF descarregado em 02 de Junho de 2010.

Chang, R., 1994, “Química”, 5ª edição, McGraw-Hill de Portugal, Lda.

Energy Products of Idaho, www.energyproducts.com, página acedida em 22 de Setembro de 2010.

Euroed - Máquinas e Ferramentas. www.euroed.pt , página acedida em 18 de Novembro de 2010.

Fan, L-S and Zhu, C., 2005, “Principles of Gas-Solid Flows”, Cambridge University Press, New York.

FAO, 1986, www.fao.org, “Wood gas as engine fuel”, PDF descarregado em 10 de Abril de 2010.

- Gomez-Barea, A., e Leckner, B., 2010, Modeling of biomass gasification in fluidized bed, in Progress in Energy and Combustion Science 36.
- Graça, J., 2008, www.eucalyptus.com.br, “Composição Química da Madeira de Eucalipto”, PDF descarregado em 03 de Junho de 2010.
- Gulyurtlu, I., 2007, Estado da arte da gasificação e combustão de biomassa, Universidade de Évora, <http://www.isa.utl.pt/def/interreg/docs/2P.5.pdf>, PDF acedido em 02 de Fevereiro de 2010.
- Higman, C. and Burgt, M.; 2008, *Gasification*, 2nd EDITION, Elsevier Inc.
- Holman, J.P., 1983, “Transferência de Calor”, McGraw-Hill do Brasil
- Jcwinnie.biz, <http://jcwinnie.biz/> acedida em 23 de Setembro de 2010.
- Klock, U. , 2007, www.madeira.ufpr.br, “Composição Química da Madeira”, Apresentação, Microsoft PowerPoint, descarregado em 02 de Junho de 2010.
- Klock, U., Muniz, G.I.B., Hernandez, J.A., Andrade, A.S., 2005, “Química da Madeira”, Universidade de Curitiba, www.madeira.ufpr.br, PDF descarregado em 05 de Junho de 2010.
- Kumar, A.; Jones, D.; Hanna, M.; 2009, “Thermochemical Biomass Gasification: A Review of the Current Status of the Technology”, in Energies 2009 (556-581)
- Kunii, D. and Levenspiel, O., 1991, “Fluidization Engineering”, John Wiley & Sons, Inc.,
- LaFontaine, H. and Zimmerman, G.P., 1989, Construction of a Simplified Wood Gas Generator for Fueling Internal Combustion Engines in a Petroleum Emergency, www.woodgas.net/.../FEMA%20emergency%20gassifer.pdf, PDF descarregado em 02 de Fevereiro de 2010.
- Leite, D.A.C.S.A., 2004, Enquadramento na política florestal nacional da valorização da biomassa florestal como energia alternativa, Direcção-Geral dos Recursos Florestais, www.esac.pt/cernas/cfn5/docs/T6-22.pdf, Pdf descarregado em 28 de Abril de 2010.

- Lim, M.T., Alimuddin, Z., 2008, Bubbling fluidized bed biomass gasification - Performance process findings and energy analysis, www.sciencedirect.com, PDF descarregado em 01 de Outubro de 2010.
- Maniatis, K., 2002, Progress in Biomass Gasification: An Overview, Comissão Europeia, http://ec.europa.eu/energy/renewables/studies/doc/bioenergy/2001_km_tyrol_tony.pdf, PDF descarregado em 15 de Abril de 2010.
- Maurício,P. e Silva,P.,2006, "Um Algoritmo Para Dimensionamento de Ciclones", Universidade Fernando Pessoa. <https://bdigital.ufp.pt/dspace/bitstream/10284/539/1/40-51FCT2006-4.pdf>, PDF descarregado em 06 de Agosto de 2010.
- Milne, T.A., Evans, R.J., Abatzoglou, N., 1998, Biomass Gasifier "Tars": Their Nature, Formation, and Conversion. National Renewable Energy Laboratory
- Perry, R.H., Chilton, C.H., 1973, Chemical Engineer's Handbook, Fifth Ed, McGraw-Hill Book Co, New York.
- Quaak, P., Knoef, H., Stassen, H., 1999, "Energy from Biomass: A Review of Combustion and Gasification Technologies", The World Bank Washington D.C.
- Ragatz, R.A., Watson, K.M., Houghen, O.A., 1972, "Princípios Dos Processos Químicos - 1ª Parte Balanços Materiais e Energéticos", Livraria Lopes da Silva Editora, Porto
- Ramirez, J.J.,Martinez, J.D.,Petro, S.L.,2007, Basic Design Of A Fluidized Bed Gasifier For Rice Husk On Pilot Scale, www.scielo.org.ar, PDF descarregado em 02 de Fevereiro de 2010.
- Rezaiyan, J., Cheremisinoff, N.P., 2005, Gasification Technologies: A Primer for Engineers and Scientists, Taylor & Francis Group, LLC
- Reed, T and Das, A., 1988, Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems, Biomass Energy Foundation Press edition, Golden, Colorado.
- Schlitter, L.A.F.S., Gomes, E.B., Antunes, A.M.S., Júnior, N.P., 2009, Gasificação de biomassa, www.ftc.br/dialogos, PDF descarregado em 02 de Fevereiro de 2010.

Stevens, D.J., (2001), Hot Gas Conditioning: Recent Progress With Larger-Scale Biomass Gasification Systems, National Renewable Energy Laboratory, Golden, Colorado.

US. Department Of Energy, www.energy.gov/ , página acedida em 21 de Setembro de 2010.

Victory Gasworks- Gasifiers and Wood Gasification, 2010, www.victorygasworks.ning.com, página acedida em 21 de Setembro de 2010.

White, Frank M., 1991, Viscous Fluid Flow, 3ª Edição, McGraw-Hill

Yang, W-C, 2003, Handbook of Fluidization and Fluid-Particle Systems, Marcel Dekker, Inc., New York.

Anexo A

Exemplos de cálculo.

A.1. Cálculo das velocidades mínimas de fluidização e das velocidades terminais para a areia e a biomassa.

Para a areia considera-se $d_p = 3 \times 10^{-4} m$, $\phi_s = 0,8$, $\rho_p = 2650 \text{ kg m}^{-3}$ e $\varepsilon_{mf} = 0,40$, (Kunii e Levenspiel, 1991)

Para a temperatura de 733 °C (para a qual se dispõe da composição do gás, obtida experimentalmente e referida em Lim e Alimuddin (2008)), determina-se a massa volúmica do gás utilizando a equação (3.4) onde, para simplificar, se usa a massa molar do ar $M = 0,0289 \text{ kg mol}^{-1}$. Vem então:

$$\rho_f = \frac{P \times M}{RT} = \frac{101325 \times 0,0289}{8,31441 \times 1006} \approx 0,350 \text{ kg m}^{-3}$$

A viscosidade do gás considera-se semelhante à viscosidade do ar à mesma temperatura, calculando-se pela equação (3.5):

$$\begin{aligned} \mu_f &= 1,716 \times 10^{-5} \times \left(\frac{T}{273}\right)^{3/2} \times \frac{273 + 111}{T + 111} = 1,716 \times 10^{-5} \times \left(\frac{1006}{273}\right)^{3/2} \times \frac{273 + 111}{1006 + 111} \\ &\approx 4,17 \times 10^{-5} \text{ Pa s} \end{aligned}$$

A partir da equação de Ergun

$$\frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s} Re_{mf}^2 + \frac{150(1-\varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s^2} Re_{mf} = A_r$$

Onde:

$$Re_{mf} = \frac{\rho_f v_{mf} d_p}{\mu_f}$$

$$A_r = \frac{d_p^3 \rho_f (\rho_p - \rho_f) g}{\mu_f^2}$$

Fazendo $K_1 = \frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s}$ e $K_2 = \frac{150(1-\varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s^2}$, vem:

$$K_1 Re_{mf}^2 + K_2 Re_{mf} - A_r = 0,$$

pelo que resolvendo em ordem a Re_{mf} ,

$$Re_{mf} = \frac{-K_2 + \sqrt{K_2^2 + 4 \times K_1 \times A_r}}{2 \times K_1}$$

Então,

$$K_1 = \frac{1,75}{0,40^3 \times 0,8} = 34,2 \quad \text{e}$$

$$K_2 = \frac{150 \times (1-0,40)}{0,40^3 \times 0,8^2} = 2197,3$$

$$A_r = \frac{(3 \times 10^{-4})^3 \times 0,350 \times (2650 - 0,350) \times 9,8}{(4,17 \times 10^{-5})^2} = 141$$

$$Re_{mf} = \frac{-2197,3 + \sqrt{2197,3^2 + 4 \times 34,2 \times 141}}{2 \times 34,2} = 0,0641$$

Pelo que,

$$v_{mf} = \frac{\mu_f \times Re_{mf}}{\rho_f \times d_p} = \frac{4,17 \times 10^{-5} \times 0,138}{0,0641 \times 0,0003} = 2,55 \times 10^{-2} \text{ m s}^{-1}$$

Para a determinação da velocidade terminal, seguiu-se a metodologia indicada no capítulo 3,

$$d_p^* = d_p \left[\frac{\rho_f \times (\rho_p - \rho_f) g}{\mu_f^2} \right]^{1/3} = 0,0003 \times \left[\frac{0,350 \times (2650 - 0,350) \times 9,8}{(4,17 \times 10^{-5})^2} \right]^{(1/3)} = 5,21$$

$$v_{t^*} = \left[\frac{18}{(d_p^*)^2} + \frac{2,335 - 1,744 \times \phi_s}{(d_p^*)^{0,5}} \right]^{-1} = \left[\frac{18}{(5,21)^2} + \frac{2,335 - 1,744 \times 0,8}{(5,21)^{0,5}} \right]^{-1} = 0,930$$

E como

$$v_t^* = v_t \left[\frac{\rho_f^2}{\mu_f (\rho_p - \rho_f) g} \right]^{1/3}$$

Obtém-se a velocidade terminal:

$$v_t = v_t^* \times \left[\frac{\rho_f^2}{\mu_f (\rho_p - \rho_f) g} \right]^{-1/3} = 0,930 \times \left[\frac{0,35^2}{4,17 \times 10^{-5} \times (2650 - 0,350) \times 9,8} \right]^{-1/3} = 1,92 \text{ m s}^{-1}$$

Procedeu-se da mesma forma para a biomassa, considerando (Perry e Chilton, 1973):

$$d_p = 5 \times 10^{-4} \text{ m}, \phi_s = 0,80, \rho_p = 650 \text{ kg m}^{-3} \text{ e } \varepsilon_{mf} = 0,40.$$

As velocidades mínimas de fluidização e terminais, para a areia e para a biomassa, para a temperatura do leito de 733 °C são, respectivamente, $0,025 \text{ m s}^{-1}$, $1,92 \text{ m s}^{-1}$ (areia), $0,017 \text{ m s}^{-1}$ e $1,28 \text{ m s}^{-1}$.

Calcularam-se ainda estas velocidades para outras temperaturas, indicando-se os valores obtidos nas tabelas A.1 e A.2.

Tabela A.1. Velocidade mínima de fluidização e velocidade terminal para a areia

d_p	m	3,00E-04	3,00E-04	3,00E-04	3,00E-04	3,00E-04	3,00E-04	3,00E-04
ϕ		0,80	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80
ϵ_{mf}		0,40	0,40	0,40	0,40	0,40	0,40	0,40
θ	°C	600	650	700	733	750	800	850
ρ_f	$m^3 kg^{-1}$	4,03E-01	3,82E-01	3,62E-01	3,50E-01	3,44E-01	3,28E-01	3,14E-01
μ_f	Pa s	3,83E-05	3,96E-05	4,09E-05	4,17E-05	4,22E-05	4,34E-05	4,46E-05
ρ_p	$m^3 kg^{-1}$	2650	2650	2650	2650	2650	2650	2650
Re		8,77E-02	7,75E-02	6,90E-02	6,41E-02	6,18E-02	5,56E-02	5,04E-02
A_r		1,93E+02	1,70E+02	1,52E+02	1,41E+02	1,36E+02	1,22E+02	1,11E+02
K1		3,42E+01	3,42E+01	3,42E+01	3,42E+01	3,42E+01	3,42E+01	3,42E+01
K2		2,20E+03	2,20E+03	2,20E+03	2,20E+03	2,20E+03	2,20E+03	2,20E+03
v_{mf}	$m s^{-1}$	2,77E-02	2,68E-02	2,60E-02	2,55E-02	2,52E-02	2,45E-02	2,39E-02
d_p^*		5,78E+00	5,54E+00	5,33E+00	5,20E+00	5,14E+00	4,96E+00	4,80E+00
v_t^*		1,08E+00	1,02E+00	9,62E-01	9,29E-01	9,13E-01	8,68E-01	8,27E-01
v_t	$m s^{-1}$	1,97E+00	1,95E+00	1,93E+00	1,92E+00	1,91E+00	1,90E+00	1,88E+00

Tabela A.2. Velocidade mínima de fluidização e velocidade terminal para a biomassa.

d_p	m	5,00E-04	5,00E-04	5,00E-04	5,00E-04	5,00E-04	5,00E-04	5,00E-04
ϕ		0,80	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80
ϵ_{mf}		0,40	0,40	0,40	0,40	0,40	0,40	0,40
θ	°C	600	650	700	733	750	800	850
ρ_f	$m^3 kg^{-1}$	4,03E-01	3,82E-01	3,62E-01	3,50E-01	3,44E-01	3,28E-01	3,14E-01
μ_f	Pa s	3,83E-05	3,96E-05	4,09E-05	4,17E-05	4,22E-05	4,34E-05	4,46E-05
ρ_p	$m^3 kg^{-1}$	650	650	650	650	650	650	650
Re		9,95E-02	8,79E-02	7,83E-02	7,27E-02	7,01E-02	6,32E-02	5,72E-02
A_r		2,19E+02	1,93E+02	1,72E+02	1,60E+02	1,54E+02	1,39E+02	1,26E+02
K1		3,42E+01	3,42E+01	3,42E+01	3,42E+01	3,42E+01	3,42E+01	3,42E+01
K2		2,20E+03	2,20E+03	2,20E+03	2,20E+03	2,20E+03	2,20E+03	2,20E+03
v_{mf}	$m s^{-1}$	1,89E-02	1,83E-02	1,77E-02	1,73E-02	1,72E-02	1,67E-02	1,62E-02
d_p^*		6,03E+00	5,78E+00	5,56E+00	5,43E+00	5,36E+00	5,18E+00	5,01E+00
v_t^*		1,14E+00	1,08E+00	1,02E+00	9,86E-01	9,69E-01	9,22E-01	8,80E-01
v_t	$m s^{-1}$	1,30E+00	1,29E+00	1,28E+00	1,28E+00	1,27E+00	1,26E+00	1,25E+00

A.2. Cálculo dos caudais de ar.

Para calcular o caudal de ar a alimentar ao reactor, tornou-se necessário determinar a velocidade de fluidização, v_f . Esta deve ser superior à velocidade mínima de fluidização para a areia ($0,025 \text{ m s}^{-1}$) e inferior à velocidade mínima de *slugging*, que se calcula pela equação (3.9):

$$v_{msl} = v_{mf} + 0,07 \times \sqrt{g \times D} = 0,055 + 0,07 \times \sqrt{9,8 \times 0,150} = 0,140 \text{ m s}^{-1} .$$

Por isso se adoptou o valor de $v_f = 0,120 \text{ m s}^{-1}$.

Como $Q = A \times v_f = \frac{\pi}{4} \times 0,15^2 \times 0,12 = 2,12 \times 10^{-3} \text{ m}^3 \text{ s}^{-1} = 2,12 \times 10^{-3} \times 3600 = 7,63 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ (a $733 \text{ }^\circ\text{C}$).

E o leito se deve encontrar a $733 \text{ }^\circ\text{C}$ (1006 K),

$$n = \frac{PV}{RT} = \frac{101325 \times 7,63}{8,31441 \times 1006} = 92,4 \text{ mol}$$

O caudal molar de ar é $92,4 \text{ mol h}^{-1}$.

O caudal mássico é $92,4 \times 0,0289 \approx 2,67 \text{ kg h}^{-1}$.

À entrada, admitindo-se que a temperatura é de $20 \text{ }^\circ\text{C}$ (para a qual o volume molar é $0,0224 \times \frac{293}{273} = 0,0240 \text{ m}^3 \text{ mol}^{-1}$), o caudal volumétrico é $0,0240 \times 92,4 = 2,22 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ ($2,22 \div 3600 = 6,17 \times 10^{-4} \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$).

A.3. Dimensionamento do distribuidor

Para dimensionar um distribuidor de prato perfurado, determinou-se a queda de pressão através do leito fluidizado, Δp_b , a partir da equação (3.12), pois $H_{mf} = 0,53 \text{ m}$, $\varepsilon_{mf} = 0,40$, $\rho_p = 2650 \text{ m}^3 \text{ kg}^{-1}$ (areia), $\rho_f = 0,350 \text{ kg m}^{-3}$ e $\mu_f = 1,81 \times 10^{-5} \text{ Pa s}$ (calculados em A.1).

$$\frac{\Delta p_b}{H_{mf}} = (1 - \varepsilon_{mf})(\rho_p - \rho_f)g = (1 - 0,40) \times (2650 - 0,350) \times 9,8 = 15580$$

Obtendo-se $\Delta p_b = 15580 \times 0,53 = 8257 \text{ Pa}$

A queda de pressão no distribuidor, Δp_{distr} , deve ser 20 a 40% de Δp_b . Escolheu-se o valor de 2477 Pa, correspondente a 30% da queda de pressão no leito.

Como nas condições de operação o ar entra no *plenum* à temperatura ambiente, que para efeito de cálculo se considera 20 °C, à qual $\rho_f = 1,202 \text{ m}^3 \text{ kg}^{-1}$, com a velocidade

$$v_f = \frac{Q}{A} = \frac{6,17 \times 10^{-4}}{\frac{\pi}{4} \times 0,15^2} = 0,035 \text{ m s}^{-1}$$

O número de Reynolds a montante do distribuidor (baseado no diâmetro da coluna) é

$$Re = \frac{\rho_f v_f D}{\mu_f} = \frac{1,202 \times 0,035 \times 0,15}{1,81 \times 10^{-5}} = 349$$

Ao qual corresponde um coeficiente de atrito $C_{dor} = 0,69$, determinado, por interpolação, a partir da tabela 3.2.

Com este valor determina-se a velocidade do ar através dos orifícios pela equação

$$v_{or} = C_{dor} \left(\frac{2 \Delta p_{distr}}{\rho_f} \right)^{1/2} = 0,69 \times \left(\frac{2 \times 2477}{1,202} \right)^{1/2} = 44,3 \text{ m s}^{-1}$$

Para orifícios com o diâmetro de 1,0 mm, determinou-se o número de orifícios por unidade de área da placa, N_{or} :

$$N_{or} = \frac{v_f}{\frac{\pi}{4} d_{or}^2 v_{or}} = \frac{0,035}{\frac{\pi}{4} \times (1 \times 10^{-3})^2 \times 44,3} = 1092 \text{ m}^{-2}$$

E finalmente o número de orifícios na placa: $1092 \times \frac{\pi}{4} \times 0,15^2 \approx 20$

A.4. Cálculo da queda de pressão, diâmetro de corte e a eficiência para alguns diâmetros de partículas para o ciclone.

Admite-se que as cinzas e partículas carbonizadas que são arrastadas pelo gás têm uma massa volúmica média de $\rho_{pc} = 1400 \text{ kg m}^{-3}$ (Perry e Chilton, 1973), o gás entra a 650 °C com um caudal de $145,87 \text{ mol h}^{-1}$ (calculado no Anexo B) e viscosidade $\mu_{fg} = 3,96 \times 10^{-5} \text{ Pa s}$ (calculada para o ar seco a 650 °C), vem:

$$\text{Massa volúmica } \rho_{fg} = \frac{P \times M}{RT} = \frac{101325 \times 0,0282}{8,31441 \times 923} \approx 0,372 \text{ kg m}^{-3}$$

$$\text{Volume molar } V_m(650 \text{ }^\circ\text{C}) = 0,0224 \times \frac{923}{273} = 0,0757 \text{ m}^3\text{mol}^{-1}$$

$$Q = 0,0757 \times 145,87 = 11,04 \text{ m}^3\text{h}^{-1} = 11,04 \div 3600 = 0,00307 \text{ m}^3\text{s}^{-1}$$

A velocidade tangencial máxima no interior do ciclone, v_{tmax} , é calculada pela equação (3.22).

$$\begin{aligned} v_{tmax} &= 6,1 \times \frac{Q}{ab} \times \left(\frac{ab}{D^2}\right)^{0,61} \times \left(\frac{D_e}{D}\right)^{-0,74} \times \left(\frac{H}{D}\right)^{-0,33} = \\ &= 6,1 \times \frac{0,00307}{0,1 \times 0,25} \times \left(\frac{0,1 \times 0,25}{0,08^2}\right)^{0,61} \times (0,5)^{-0,74} \times 4^{-0,33} = 1,82 \text{ m s}^{-1} \end{aligned}$$

Calcula-se o diâmetro da partícula capturada com 50% de eficiência, d_{50} , pela equação (3.21):

$$d_{50} = \left(\frac{9 \mu_{fg} Q}{\pi \rho_p (H-s) v_{tmax}^2}\right)^{1/2} = \left(\frac{9 \times 3,96 \times 10^{-5} \times 0,00307}{\pi \times 1400 \times (0,8 - 0,125) \times 1,82^2}\right)^{1/2} = 1,05 \times 10^{-5} \text{ m} \approx 10,5 \mu\text{m} .$$

Para calcular a eficiência com que são capturadas as partículas com tamanho d_p , pela equação (3.20) é necessário calcular primeiro o coeficiente β pela equação (3.23).

$$\begin{aligned} \ln \beta &= 0,62 - 0,87 \times \ln(d_{50} \times 100) + 5,21 \times \ln\left(\frac{ab}{D^2}\right) + 1,05 \times \left(\ln\left(\frac{ab}{D^2}\right)\right)^2 = \\ &= 0,62 - 0,87 \times \ln(3,38 \times 10^{-5} \times 100) + 5,21 \times \ln(0,5 \times 0,25) + 1,05 \\ &\quad \times (\ln(0,5 \times 0,25))^2 = -0,7234 \end{aligned}$$

$$\beta = \exp(-0,7234) = 0,485$$

Para $d_p = 100 \mu m$

$$\eta_{d_p} = \frac{1}{1 + \left(\frac{d_{50}}{d_p}\right)^\beta} = \frac{1}{1 + \left(\frac{10,5}{100}\right)^{0,485}} = 0,749 = 74,9\%$$

O diâmetro óptimo, abaixo do qual existem fenómenos de reentrada de partículas no gás:

$$D^* = 0,02626 \times \left(\frac{Q \times \rho_{fg}^2}{\mu_{fg} \times \rho_{pc}} \times \frac{\left(1 - \frac{b}{D}\right)}{\frac{a}{D} \times \left(\frac{b}{D}\right)^{2,2}} \right)^{0,454} = 0,02626 \times \left(\frac{0,00307 \times (0,372)^2}{3,96 \times 10^{-5} \times 1400} \times \frac{(1 - 0,25)}{0,5 \times 0,25^{2,2}} \right)^{0,454} = 0,0138 m$$

Não se coloca o problema de reentrada de partículas, dado que o diâmetro escolhido é superior ao D^* .

Calcularam-se as eficiências para outros tamanhos de partículas obtendo-se os valores indicados na Tabela 3.9.

Tabela A.3. Eficiências de captura do ciclone para diferentes tamanhos de partículas.

$d_p / \mu m$	$\eta_{d_p} / \%$
1000	90,1
500	86,7
200	80,7
100	74,9
50	68,1
30	62,5
20	57,7
10	49,4
5	41,1

Calculou-se a perda de carga para o ciclone seleccionado:

$$\Delta H = 20 \times \left(\frac{ab}{D^2}\right) \times \left(\frac{(s/D)}{(H/D)(h/D)(D_b/D)}\right)^{1/3} = 20 \times (0,5 \times 0,25) \times \left(\frac{0,625}{4 \times 2 \times 0,25}\right)^{1/3} = 1,70 m$$

$$\Delta P = \Delta H \times \frac{\left(\frac{Q}{ab}\right)^2 \times \rho_{fg}}{1960} = 1,70 \times \frac{\left(\frac{0,00307}{0,04 \times 0,02}\right)^2 \times 0,372}{1960} = 2,8 \times 10^{-3} kPa = 2,8 Pa$$

A queda de pressão é muito pequena.

A.5. Cálculo da queda de pressão no filtro para o gás produzido.

Considerando a utilização de um filtro com 0,30 m de diâmetro e a altura de areia de 0,50 m (que corresponde a cerca de 50 kg de areia), tendo a areia um diâmetro médio de 0,0050 m, uma esfericidade de 0,8, e massa volúmica de 2650 kg m⁻³, sendo a porosidade do leito fixo da ordem de 0,40, calcula-se a respectiva perda de carga.

Estima-se a temperatura do gás à entrada do filtro em cerca de 500 °C, a que corresponde uma viscosidade de 3,55 x 10⁻⁵ kg m⁻¹ s⁻¹ (ou Pa s) e uma massa volúmica de 0,456 kg m⁻³.

$$\rho_f = \frac{P \times M}{RT} = \frac{101325 \times 0,0282}{8,31441 \times 773} \approx 0,445 \text{ kg m}^{-3}$$

$$\mu_f = 1,716 \times 10^{-5} \times \left(\frac{773}{273}\right)^{3/2} \times \frac{273 + 111}{773 + 111} \approx 3,55 \times 10^{-5} \text{ Pa s}$$

O caudal molar do gás é 145,87 mol h⁻¹ e, dado que o volume molar a 500 °C é

$$V_m(500 \text{ °C}) = 0,0224 \times \frac{773}{273} = 0,0634 \text{ m}^3 \text{ mol}^{-1}, \text{ vem o caudal volumétrico}$$

$$Q_f = 145,87 \times 0,0634 = 9,25 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1} = 9,25 \div 3600 = 0,00257 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$$

$$\text{Como } v_f = \frac{Q_f}{A} = \frac{0,00257}{\frac{\pi}{4} \times 0,30^2} = 0,0364 \text{ m s}^{-1}$$

$$H_m = 0,66 \text{ m}$$

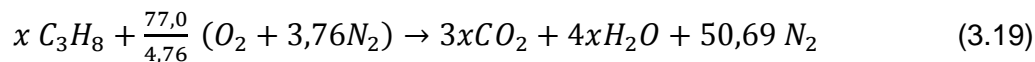
A perda de carga é calculada pela equação 3.27:

$$\frac{\Delta p}{H_m} = 150 \times \frac{(1-0,4)^2}{0,4^3} \times \frac{3,55 \times 10^{-5} \times 0,0364}{(0,8 \times 0,0050)^2} + 1,75 \times \frac{(1-0,4)}{0,4^3} \times \frac{0,426 \times 0,0364^2}{0,8 \times 0,0050} = 70,5$$

$$\Delta p = 70,5 \times 0,66 \approx 47 \text{ Pa}$$

A.6. Pré-aquecimento do leito.

Para o arranque do gasificador é necessário o pré-aquecimento do leito fluidizado antes de começar a alimentação da biomassa. Começar-se-á por accionar o ventilador, para que o caudal de ar seco seja o de fluidização, $Q = 2,39 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ ($92,4 \text{ mol h}^{-1}$, para a pressão atmosférica e temperatura de $20 \text{ }^\circ\text{C}$). Este caudal deve corresponder a um excesso de 20% para a combustão do propano (consumir-se-á $92,4 \text{ mol h}^{-1} \div 1,20 = 77,0 \text{ mol h}^{-1}$ na combustão). Então:



Por balanço ao oxigénio determina-se $x = 3,24 \text{ mol}$, pelo que o caudal mássico de propano deve ser $3,24 \times 0,044 = 0,143 \text{ kg h}^{-1}$.

A.7. Dimensionamento da tremonha de alimentação.

Para a alimentação do gasificador prevê-se a utilização de uma tremonha com capacidade para 10 horas de alimentação. O caudal de alimentação em base seca calculou-se no Anexo B e é de $1,261 \text{ kg h}^{-1}$. Considerando biomassa com 15 % de humidade, esse caudal passa para $1,67 \text{ kg h}^{-1}$. Logo, $1,67 \times 10 \approx 17 \text{ kg}$.

A tremonha terá uma altura de $0,30 \text{ m}$, uma secção rectangular com uma base de $0,30 \text{ m} \times 0,20 \text{ m}$ e uma abertura de $0,45 \text{ m} \times 0,30 \text{ m}$.

A sua capacidade será $\left(\frac{0,30+0,45}{2} \times \frac{0,30+0,20}{2}\right) \times 0,30 = 0,028 \text{ m}^3 = 28 \text{ dm}^3$.

Como a massa volúmica da madeira é de cerca de 650 kg m^{-3} (Perry e Chilton, 1973), a massa de biomassa será $0,028 \times 650 \approx 18 \text{ kg}$, pouco acima dos 17 kg pretendidos.

Apêndice B.

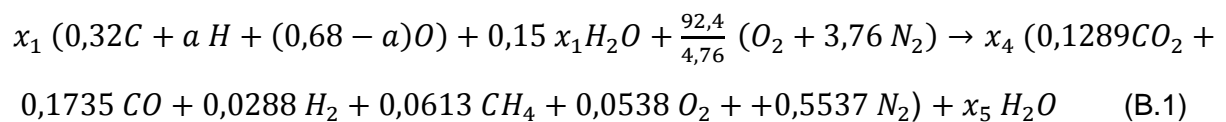
Cálculo do caudal de alimentação de biomassa e do caudal de gás produzido.

(Lim e Alimuddin, 2008), apresentam composições do gás obtido num gasificador de biomassa de leito fluidizado borbulhante, a diferentes temperaturas e factores de ar, que se indicam na tabela B.1.

Tabela B.1. Composição do gás para vários factores de ar.

Temperatura do leito (°C)	718	722	733
Factor de ar	0,17	0,18	0,23
O ₂ (% vol.)	5,09	5,86	5,38
N ₂ (% vol.)	55,43	57,51	55,37
CO ₂ (% vol.)	10,81	12,39	12,89
CH ₄ (% vol.)	6,90	6,44	6,13
CO (% vol.)	17,70	16,64	17,35
H ₂ (% vol.)	4,06	1,16	2,88
Poder Calorífico Inferior (MJ m ⁻³)	5,19	4,58	4,74

No entanto, não é indicada a composição da biomassa (lascas de madeira), nem a sua humidade, pelo que se tentou o seu cálculo, por balanço material para a composição do gás indicada para o factor de ar igual a 0,23. Considerou-se a fracção molar de carbono de 0,32 e estimou-se a humidade molar da mesma em 15%. Calculou-se a composição em hidrogénio e oxigénio, bem como a equação global que representa a gasificação, para a composição do gás correspondente à temperatura de 733 °C. O caudal de ar foi o calculado para a fluidização ($92,4 \text{ mol h}^{-1}$), no Anexo A.



$$\text{Balanço material ao azoto: } 0,5537 x_4 = \frac{92,4}{4,76} \times 3,76 \Rightarrow x_4 = 131,82$$

Balanço material ao carbono:

$$0,32 x_1 = 131,82 (0,1289 + 0,1735 + 0,0613) \Rightarrow x_1 = 149,82$$

Balanço material ao hidrogénio: $131,82 (2 \times 0,0288 + 4 \times 0,0613) + 2 x_5 = 149,82 (a + 2 \times 0,15)$

Balanço material ao oxigénio: $131,82 (2 \times 0,1289 + 0,1735 + 2 \times 0,0538) + x_5 = 149,82 \times (0,68 - a) + 0,15 \times 149,82 + 2 \times 16,18$

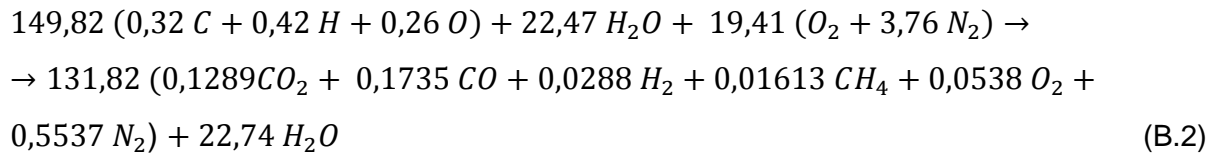
Das duas últimas equações obtém-se:

$$a = 0,42$$

$$b = 0,26$$

$$x_5 = 22,74$$

Então a equação de gasificação fica:



Então a composição da biomassa é 32% C + 42% H + 26% O (composição molar).

A composição em massa é:

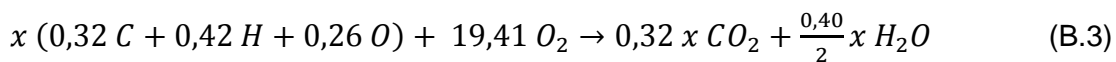
$$0,32 \times 12 + 0,42 \times 1 + 0,26 \times 16 = 8,42$$

$$\% C = 0,32 \times 12 \div 8,42 \times 100 \approx 46\% ;$$

$$\% H = 0,42 \times 1 \div 8,42 \times 100 \approx 5\% ;$$

$$\% O = 0,26 \times 16 \div 8,42 \times 100 \approx 49\% .$$

A reacção de combustão completa para o mesmo caudal de ar (determinado pelas condições hidrodinâmicas do reactor) fica:



Por balanço material ao oxigénio obtém-se $x = 66,93$

Então o factor de ar (para o mesmo caudal de ar) é:

$$FA = \frac{n_{ar\ real}/n_{comb\ real}}{n_{ar\ esteq}/n_{comb\ esteq}} = \frac{n_{comb\ combust\ \tilde{a}}}{n_{comb\ gasific\ \tilde{a}}} = \frac{66,93}{149,82} \approx 0,45$$

Que é quase o dobro do referido por (Lim e Alimuddin, 2008).

O caudal de biomassa, na gasificação, em base seca é:

$$149,82 \times (0,32 \times 12 + 0,42 \times 1 + 0,26 \times 16) \times 10^{-3} \approx 1,261\ kg\ h^{-1} \approx 1,26\ kg\ h^{-1}$$

Considerando os 15% de humidade ter-se-á $149,82 \times 0,15 \times 18 \times 10^{-3} + 1,261 = 1,67\ kg\ h^{-1}$ de biomassa húmida.

Impondo o factor de ar de 0,23 e considerando como incógnitas a composição da biomassa em carbono e hidrogénio (logo, em oxigénio), os balanços materiais dão como resultados uma composição molar de (16,13% C + 54,45% H +29,42% O), que se afasta muito da composição típica da biomassa.

O caudal de gás produzido é

$$131,82 \times (0,1289 + 0,1735 + 0,0288 + 0,01613 + 0,0538 + 0,5537) + 22,74 = 145,87\ mol\ h^{-1}.$$

A sua "massa molar" é

$$[131,82 \times (0,1289 \times 44 + 0,1735 \times 28 + 0,0288 \times 2 + 0,01613 \times 16 + 0,0538 \times 32 + 0,5537 \times 28) + 22,74 \times 18] \div 145,87 = 28,2\ g\ mol^{-1} = 0,0282\ kg\ mol^{-1}.$$