

# Gaseificação do eucalipto em leito fixo *downdraft* visando a obtenção de gás de síntese

Roberto Canuto Paiva, Luiz Eduardo Pizarro Borges\*, Fábio Bellot Noronha  
Instituto Militar de Engenharia, Praça General Tibúrcio, 80, 22290-270, Praia Vermelha, Rio de Janeiro, RJ, Brasil  
\*luiz@ime.br

**RESUMO:** Gaseificação é o processo em que ocorre a conversão termoquímica da biomassa, gerando gás combustível ou gás de síntese, dependendo das condições reacionais, uso de catalisadores e do tipo de gaseificador utilizado. O gaseificador foi alimentado por batelada e o ar foi alimentado continuamente em vazões que variaram de  $5,62 \times 10^{-3}$  mol/s a  $9,96 \times 10^{-3}$  mol/s e o fator de ar ficou na faixa de 0,41 a 0,48. Balanços de massa, balanço de energia e fenômenos termoquímicos do leito de biomassa foram estudados. Os gases gerados durante o processo de gaseificação foram analisados a cada 20 minutos por cromatografia gasosa, utilizando Cromatógrafo Varian CP 3800 com detector de TCD. Picos de frações de  $H_2$  e CO de até 12,8% e 14,8%, respectivamente, e frações médias de 5,36% de  $H_2$  e 6,73% de CO foram observadas para a vazão de ar de  $9,96 \times 10^{-3}$  mol/s. O gás produzido apresentou um poder calorífico superior de  $1.617 \text{ kJ/Nm}^3$  e um poder calorífico inferior de  $1.491 \text{ kJ/Nm}^3$ .

**ABSTRACT:** Gasification is a process where thermochemical conversion of biomass occurs yielding combustible gas or synthesis gas, depending on reaction circumstances, catalyst use or type of gasifier. The gasifier was fed in batches while air was continuously fed at flow rates between  $5.62 \times 10^{-3}$  mol/s and  $9.96 \times 10^{-3}$  mol/s. Air factors were in the range of 0.41 to 0.48. Mass and energy balances were realized, and thermochemical phenomena in the biomass bed were studied. Gas produced during the gasification process was analyzed every 20 minutes by gas chromatography with a Varian CP 3800 chromatographer equipped with a TCD detector. Peaks of 12,8%  $H_2$  and 14,8% CO and mean fractions of 5,36%  $H_2$  and 6,73% CO were registered at air flow of  $9.96 \times 10^{-3}$  mol/s. The gas produced had a higher calorific value of  $1617 \text{ kJ/Nm}^3$  and a lower calorific value of  $1491 \text{ kJ/Nm}^3$ .

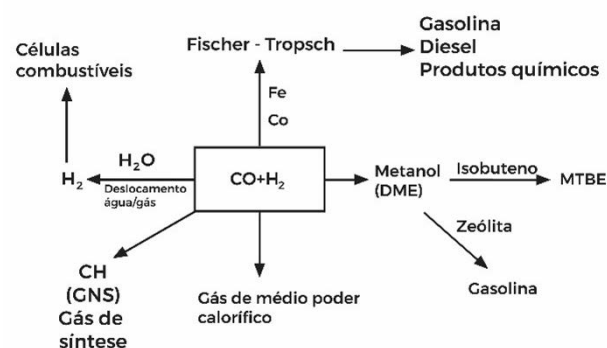
**PALAVRAS-CHAVE:** Biomassa. Eucalipto. Gaseificação. Pirólise.

**KEYWORDS:** Biomass. Eucalyptus. Gasification. Pyrolysis.

## 1. Introdução

A crescente preocupação com o balanço de gás carbônico na atmosfera tem sido um fator impulsionador do desenvolvimento de novas formas de combustível [1]. Nesse âmbito, a utilização da biomassa no lugar de combustíveis fósseis tem despertado o interesse de órgãos governamentais, da indústria e da comunidade científica [2]. Além disso, a biomassa é um recurso amplamente disponível, tornando possível a geração de energia mesmo em regiões de difícil acesso [3]. Algumas regiões da Amazônia brasileira são exemplos de locais para os quais a biomassa seria uma boa solução para a geração de energia. Contudo, os sistemas de recuperação de energia modernos requerem substâncias com

propriedades bem definidas e, normalmente, toleram baixos níveis de impurezas. Estes últimos requisitos contrastam fortemente com as propriedades físicas e químicas da biomassa [4].



**Fig. 1** – Exemplos de possibilidades de aproveitamento do gás de síntese. **Fonte:** Adaptado de [5].

Dado esse contexto, anseia-se pela transformação da biomassa em algo mais aplicável em sistemas mais refinados, os quais requerem alto nível de pureza. O gás de síntese talvez seja a solução tecnológica para esta intenção. Esse gás é uma mistura de monóxido de carbono (CO) e hidrogênio (H<sub>2</sub>), apresentando grande versatilidade industrial. As aplicações dessa mistura abrangem inúmeros processos, como, por exemplo: reação de deslocamento (*shift*) para produção de hidrogênio; reação de Fisher-Tropsch para obtenção de hidrocarbonetos; produção catalítica de metanol; produção do gás natural sintético (GNS); ou queima direta em motores de combustão [5]. A Fig. 1 apresenta a aplicação do gás de síntese para geração de energia e produção de diversos compostos químicos.

### 1.1 Aspectos gerais da gaseificação

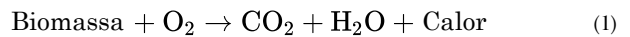
A gaseificação é um processo de oxidação parcial no qual ocorre a formação de um produto gasoso com importância química e energética. Os agentes oxidantes (ou agentes de gaseificação) podem variar,

mas, na maioria dos processos, utiliza-se oxigênio, ar, vapor d'água, água supercrítica ou até mesmo dióxido de carbono [5].

Segundo Lora *et al.* [5], o processo de gaseificação pode ser separado em duas etapas: a pirólise e a gaseificação. O fornecimento de calor é necessário para que a etapa de pirólise ocorra, conforme a Equação 3. Assim, a biomassa deve atingir uma temperatura alta o suficiente para sua decomposição em carvão, gases e alcatrão. A Fig. 2 ilustra as etapas da gaseificação.

Se o agente de gaseificação for à base de O<sub>2</sub>, parte da biomassa pode ser queimada (Equações 1 e 2) para fornecer o calor necessário para a pirólise. Se os agentes de gaseificação forem vapor d'água ou CO<sub>2</sub>, é preciso fornecer calor por meio de uma fonte externa para que o processo ocorra.

Combustão da biomassa



Combustão do carvão

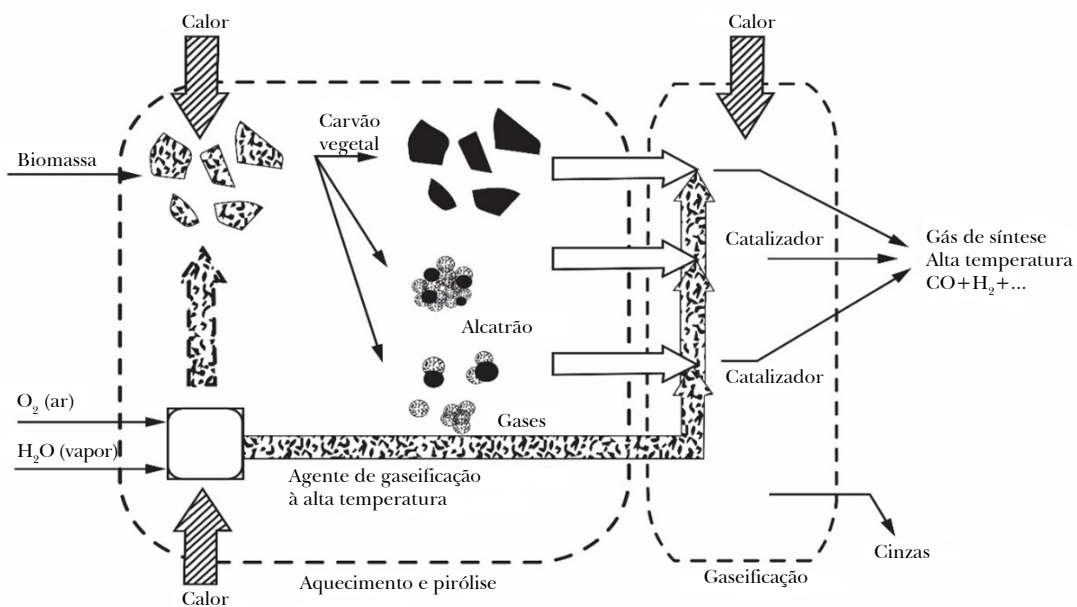


Fig. 2 – Ilustração das etapas envolvidas no processo de gaseificação. Fonte: Adaptado de [5].

Seguindo a concepção do processo de gaseificação de Lora *et al.* [5], as reações das duas etapas de gaseificação são como segue:

#### 1) Pirólise



#### 2) Gaseificação (Equações 4 a 8) [6, 7, 8]:

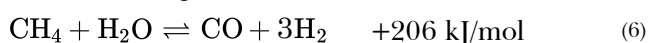
Reação de Boudouard



Metanação



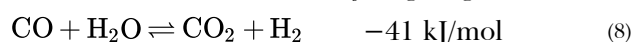
Reforma a vapor do metano



Reforma a vapor do carbono:



Reação de deslocamento (*shift*) água-gás



A ocorrência de diversas reações faz com que outros produtos além de CO e H<sub>2</sub> estejam presentes no gás de síntese. Em decorrência da composição diversa da matéria-prima e da conversão incompleta, o gás de biomassa pode conter alcatrão, inorgânicos (metais alcalinos, metais alcalinos terrosos, enxofre, cloro etc.), e partículas sólidas [9]. Tais impurezas representam um grande entrave na utilização do gás de biomassa nos processos apresentados pela Fig. 1. Por isso, a obtenção de gás de síntese livre de partículas e alcatrão é de extrema importância na viabilização da gaseificação de biomassa para obtenção de energia [10].

## 1.2 Tipos de gaseificador

Lora *et al.* [5] classifica os gaseificadores de acordo com o modo de operação, levando em conta o sentido do movimento dos gases e a natureza do leito. Existem duas classes principais de gaseificadores: os de leito fixo e os de leito fluidizado.

### 1.2.1 Gaseificadores de leito fixo

O termo “leito fixo” indica a característica estacionária do leito de biomassa. Embora haja um movimento

descendente em decorrência do consumo do material a ser gaseificado, a velocidade de deslocamento do leito sólido é muito inferior à velocidade dos gases que o percolam. Por isso, usa-se o termo “leito fixo”, apesar de existir uma pequena mobilidade da parte sólida.

Seguindo a classificação da literatura [5], os gaseificadores de leito fixo podem ser divididos de acordo com o sentido dos fluxos, como segue:

a) fluxo concorrente: tanto o leito de biomassa quanto os gases produzidos movem-se no sentido descendente e as cinzas são depositadas na parte inferior do gaseificador. Portanto, o agente de gaseificação é injetado na parte superior da garganta onde ocorre a gaseificação;

b) fluxo contracorrente: a biomassa flui para baixo à medida em que é consumida, enquanto os gases produzidos fluem para cima. Portanto, o agente de gaseificação é injetado na parte inferior da garganta de gaseificação. As cinzas também se acumulam na parte inferior do equipamento;

c) fluxo cruzado: o agente de gaseificação é injetado na lateral e os gases efluentes são coletados na lateral oposta do gaseificador. Assim como nos gaseificadores concorrente e contracorrente, as cinzas são depositadas no fundo e o leito de biomassa move-se em sentido descendente à medida em que é consumido.

A Fig. 3 apresenta um esboço dos gaseificadores em leito fixo.

### 1.2.2 Gaseificadores de leito fluidizado

Os gaseificadores de leito fluidizado podem ser classificados de acordo como o modo de operação da fluidização, como segue [5]:

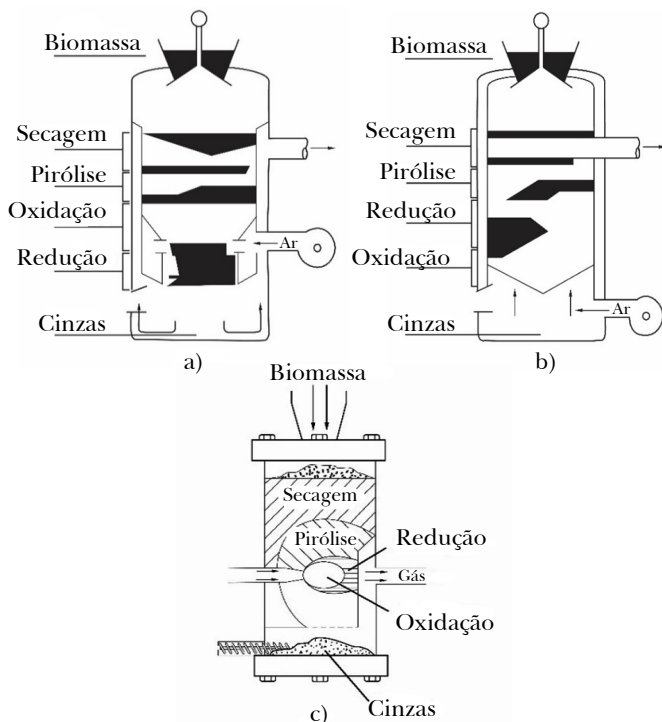
a) leito fluidizado borbulhante: neste tipo de operação, os agentes de gaseificação promovem a movimentação de um leito de partículas composto por material inerte misturado à biomassa. O inerte pode também ser substituído por materiais catalíticos visando melhorar a eficiência da gaseificação ou reduzir o conteúdo de impurezas no gás efluente. No leito borbulhante, os sólidos não são carregados para fora do tubo onde ocorre a fluidização. Portanto, não há recirculação significativa do material do leito. Possíveis impurezas sólidas carregadas pelo gás podem, no entanto, ser retornadas ao leito.

Neste tipo de reator, normalmente, verifica-se uma região com maior área de seção transversal onde a velocidade superficial do gás é baixa e faz com que as partículas se sedimentem e não escapem no topo;

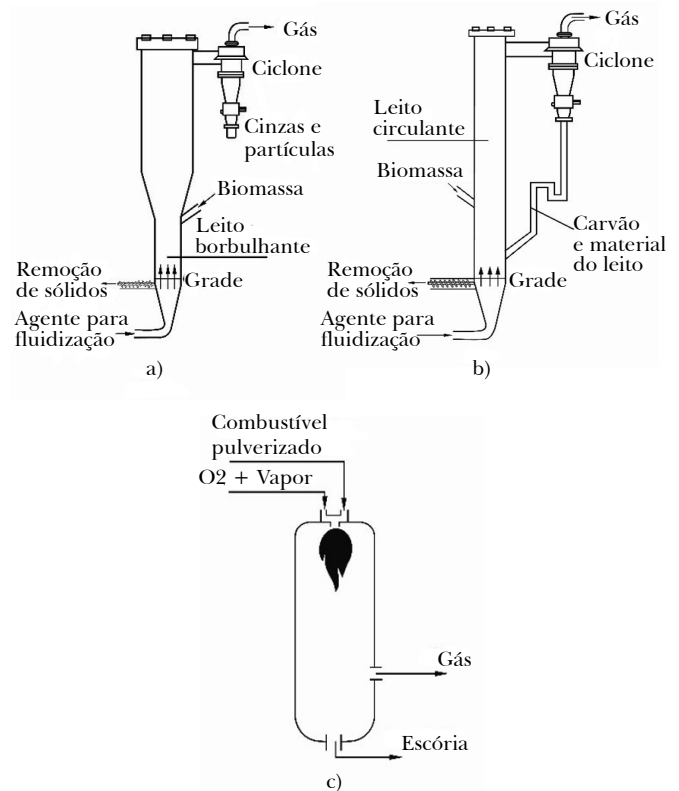
b) leito fluidizado circulante: neste tipo, também se utiliza um material inerte ou catalítico misturado à biomassa. No entanto, a mistura de partículas é fluidizada e carreada através do reator. Assim, a saída do reator é composta pela mistura de gases e partículas do leito. O material sólido pode, então, ser separado por métodos físicos e retornar ao leito, e o gás produzido escapa livre de sólidos;

c) leito fluidizado arrastado: neste caso, a matéria-prima finamente dividida é carreada por transporte pneumático para regiões de alta temperatura onde o processo de gaseificação acontece. Neste tipo, não se utilizam partículas sólidas inertes ou catalíticas além da biomassa. Altas temperaturas são obtidas pela oxidação de parte desta.

A classificação dos gaseificadores de leito fixo apresentada é ilustrada pela Fig. 4.



**Fig. 3** – Principais tipos de gaseificadores de leito fixo: a) concorrente; b) contracorrente; c) fluxo cruzado. **Fonte:** Adaptado de [5].



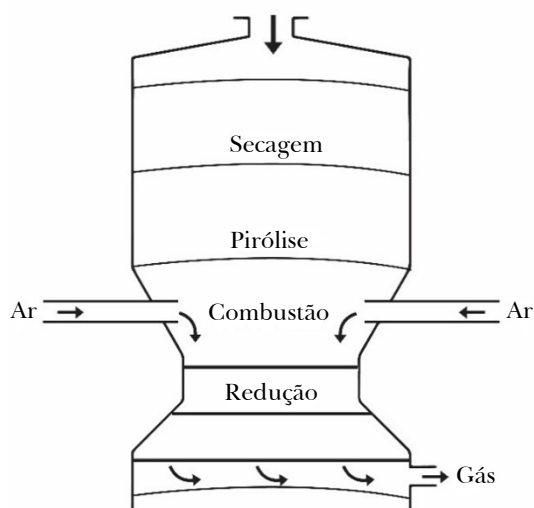
**Fig. 4** – Principais tipos de gaseificadores de leito fluidizado: a) leito borbulhante; b) leito circulante; c) exemplo de leito arrastado. **Fonte:** Adaptado de [5].

Os gaseificadores em leito fluidizado possuem a vantagem de possibilitar a introdução de um material catalítico, substituindo o particulado inerte. Mas o catalisador deve ser resistente tanto ao choque quanto à sinterização devido ao movimento vigoroso do leito e às altas temperaturas empregadas [9].

A construção de gaseificadores não é restrita aos tipos apresentados. Contudo, na grande maioria dos casos, as variantes se assemelharão mais a algum dos modelos apresentados.

### 1.2.3 Gaseificador de leito fixo concorrente (*downdraft*)

Este trabalho tem por objeto de estudo um gaseificador do tipo *downdraft*. A Fig. 5 apresenta a localização típica das regiões de secagem, pirólise, combustão e redução para um gaseificador de leito fixo em fluxo concorrente, conhecido como gaseificador *downdraft*.



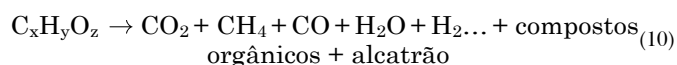
**Fig. 5** – Divisão e localização dos subprocessos da gaseificação em um gaseificador de fluxo concorrente em leito fixo (*downdraft*).  
**Fonte:** Elaborado pelos autores.

Com respeito às regiões apresentadas, detalham-se os processos químicos que ocorrem em cada uma para um gaseificador de leito fixo concorrente:

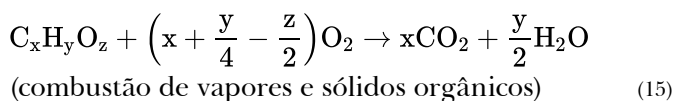
Secagem [11]



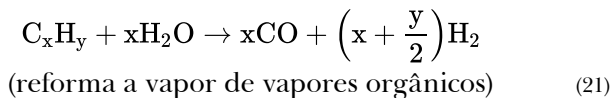
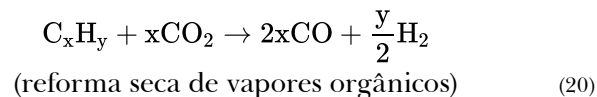
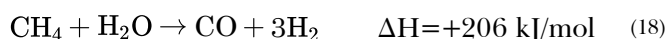
Pirólise [12]



Combustão [7, 12]



Redução [7, 8]



### 1.3 Alcatrão

O alcatrão é um conjunto de substâncias originadas da decomposição térmica ou termo-oxidação da biomassa. Seus componentes apresentam normalmente um elevado peso molecular (geralmente mais pesados do que o benzeno) e uma grande concentração de componentes aromáticos, o que o torna bastante estável termicamente. Dadas estas características, o alcatrão gera problemas nos tratamentos posteriores do gás de síntese. Tais problemas vão desde desativação de catalisadores por deposição de carbono, até entupimento de tubulações por condensação e corrosão de superfícies [13].

Milne, Evans e Abatzoglou [10] apresentam a classificação para o alcatrão originado de biomassa, como segue:

a) alcatrão primário: originado diretamente da decomposição do material lignocelulósico;

b) alcatrão secundário: produzido a partir das reações do alcatrão primário – neste grupo, destacam-se as olefinas e os compostos fenólicos;

c) alcatrão terciário: caracterizado pelos compostos aromáticos metilados como tolueno, metilnaftaleno, xilenos e terciários condensados, como os hidrocarbonetos poliaromáticos.

Cada uma dessas classes apresenta maior ou menor ocorrência dependendo do nível de severidade térmica no gaseificador. Os alcatrões primários tendem a se formar em temperaturas mais baixas (400°C a 650°C); os secundários, em temperaturas intermediárias (650°C a 850°C); e os terciários são produzidos principalmente a partir de 850°C [10]. A Tabela 1 mostra as principais substâncias dependendo da temperatura de formação.

**Tabela 1** – Principais grupos de compostos presentes no alcatrão.

Temperatura da pirólise (°C)			
450 a 500	600 a 650	700 a 800	900 a 1000
Ácidos	Benzenos	Naftalenos	Naftalenos
Aldeídos	Fenóis	Acenaftílenos	Acenaftílenos
Cetonas	Catecóis	Fluorenos	Fenantrenos
Furanos	Naftalenos	Fenantrenos	Fluorantenos
Álcoois	Bifenis	Benzaldeídos	Pirenos
Oxigenados complexos	Fenantrenos	Fenóis	Acenaftílenos
Fenóis	Benzofuranos	Naftofuranos	Benzantrenos
Guaiacóis	Benzaldeídos	Benzantrenos	Benzopirenos
Siringóis			
Fenóis complexos			

Fonte: Adaptado de [10].

A Tabela 2 mostra que a remoção do alcatrão do gás de síntese é de importância crucial para viabilizar a utilização do gás de síntese de biomassa em processos químicos e processos de recuperação de energia. Os gaseificadores operam produzindo gás de síntese com teor de alcatrão na faixa de 100 a 100.000 mg/Nm<sup>3</sup> [9], que está muito acima dos valores admissíveis por quase a totalidade das aplicações desse gás.

**Tabela 2** – Limites de teor de alcatrão para o aproveitamento do gás de síntese.

Teor típico de alcatrão no gás de biomassa	0,1-100 g/m <sup>3</sup>
Aplicação do gás	Teor máximo de alcatrão aceitável
Estação de geração com vapor	Sem importância, mas deve-se evitar condensação
Motor a gás	<100 mg/m <sup>3</sup>
Turbina a gás	<50 mg/m <sup>3</sup>
Célula de combustível de carbonato fundido	<2.000 ppmV
Célula de combustível com membrana de troca de prótons	<100 ppmV
Síntese de Fisher-Tropsch	<1 ppmV

Fonte: Adaptado de [9].

## 1.4 Eliminação do alcatrão

Considerando as dificuldades impostas pela presença de alcatrão, busca-se sua eliminação por meio de separação ou pela sua decomposição. As técnicas estudadas, em sua maioria, envolvem métodos físicos, térmicos e catalíticos. Os métodos físicos concentram-se na remoção do alcatrão por vias físicas como condensação, filtração, precipitação eletrostática, instalação de ciclones etc. Os métodos térmicos focam na sua degradação por alta temperatura, fazendo-o

reagir com outros componentes do gás ou quebrar-se em componentes mais leves. Já os métodos catalíticos buscam também destruir o alcatrão, mas sem recorrer a níveis térmicos tão severos quanto aqueles empregados pelos métodos térmicos [13].

Um método catalítico amplamente utilizado é a reforma a vapor do alcatrão. Essa técnica apresenta como vantagens a degradação do alcatrão, tendo-se hidrogênio e monóxido de carbono como produtos [13]. Assim, além da eliminação do alcatrão, tem-se um aumento na quantidade de gás de síntese produzido. Contudo, o desenvolvimento de catalisadores capazes de atuar de maneira eficaz na reforma a vapor do alcatrão ainda é um desafio. Elevadas conversões do alcatrão já foram obtidas com catalisadores a base de níquel, mas o principal problema que afeta o desempenho dos catalisadores é a desativação, seja por deposição de carbono, seja por envenenamento [13].

## 1.5 Motivação e objetivos

Este trabalho é motivado pela importância do processo de gaseificação para a viabilização do uso da biomassa como fonte de diversos produtos de interesse energético. Não obstante, a necessidade de produzir gás de síntese de biomassa com alto nível de pureza também é a razão pela qual se deseja estudar o processo de gaseificação.

A galharia fina e ponteiros de eucalipto são resíduos que têm importância relevante na silvicultura, chegando a atingir uma produção de 17 toneladas/ha em massa seca. Esse valor representa 8,5% da produção total em massa de uma floresta de eucalipto de 7 anos [14]. Considerando que o Brasil possui aproximadamente 5,7 milhões de hectares plantados em eucalipto [15], fica clara a importância dos resíduos de ponteiros e galharia fina no âmbito nacional.

De maneira complementar, o estudo e a melhoria da unidade de gaseificação de bancada é fundamental para o desenvolvimento de trabalhos futuros que venham a focar na purificação do gás de síntese. Portanto, este trabalho também é motivado pela sua contribuição em permitir estudos futuros nas diversas áreas de remoção de alcatrão e demais impurezas.

Dadas essas circunstâncias motivadoras, este trabalho visa estudar o processo de gaseificação da biomassa de eucalipto com vistas a identificar potenciais melhorias do arranjo experimental para produção de gás de síntese. Não obstante, procura-se gerar, em laboratório, uma corrente de gás de síntese com características semelhantes às que seriam obtidas industrialmente e, assim, possibilitar estudos futuros de condicionamento e purificação desse gás.

## 2. Materiais e Métodos

A construção da unidade de gaseificação se deu a partir de um gaseificador de leito fixo *downdraft* em escala de bancada. Esse gaseificador foi dimensionado para atender a produção de gás de síntese em escala

laboratorial com a finalidade de proporcionar meios para pesquisas de condicionamento e purificação de gás de síntese. Portanto, dispunha-se de um gaseificador já construído, mas nenhum teste havia sido realizado, e nenhum método ou mecanismo de análise havia sido instalado no gaseificador. Suas principais dimensões são: diâmetro interno de 10 cm, altura total de 70 cm e ponto de injeção de ar 3 cm acima da grelha.

Manômetros do tipo Bourdon e medidores de volume (medidor de gás do fabricante LAO, modelo G1 para a entrada e modelo G2,5 para a saída) foram instalados na entrada e na saída da unidade. Termopares tipo K foram instalados para a medição da temperatura na saída do gaseificador e no interior do leito.

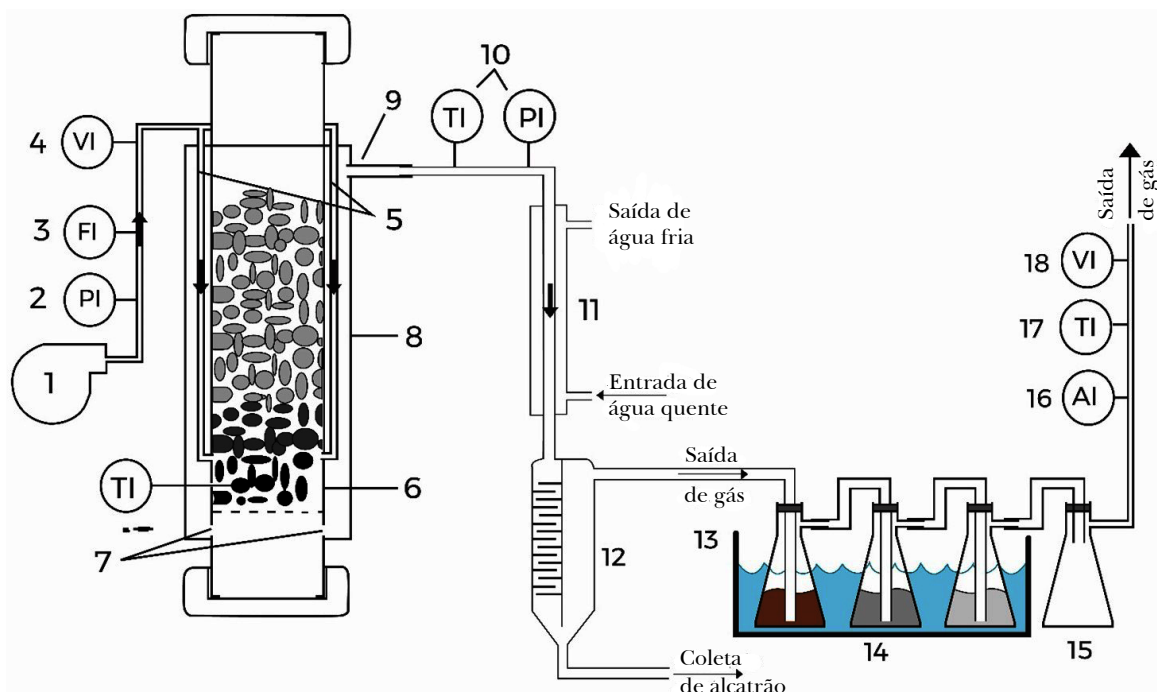


Fig. 6 – Esquema da montagem para estudo do processo de gaseificação. Fonte: Elaborado pelos autores.

Testes preliminares revelaram que o gás produzido não poderia ser analisado por cromatografia gasosa, já que as amostras apresentavam elevado teor de vapores que se condensavam e poderiam danificar o equipamento. Assim, foram tomados certos cuidados:

- a) instalação de condensador;
- b) instalação de trecho sinuoso para colapsar as partículas líquidas;

- c) instalação de borbulhadores com isopropanol e *trap*.
- A Fig. 6 mostra esquema da unidade de gaseificação: o ar é fornecido por um compressor (1) e alimentado na parte superior da camisa do gaseificador, passando pelos medidores de pressão (2), de vazão (3) e pelo medidor integrador de volume (4). O ar flui na tubulação (5) (sem contato com a biomassa) em contracorrente com os gases quentes efluentes da região de reação.

O ar aquecido é então injetado no leito de biomassa (6), onde ocorrem as reações do processo de gaseificação. Os gases provenientes das reações fluem em sentido descendente até encontrarem os furos abaixo da grelha (7), que dão acesso à camisa do gaseificador (8). Uma vez na camisa, o gás de biomassa flui ascendentemente até a tubulação de saída (9), em contato com os instrumentos de medição de pressão e temperatura (10). Através da tubulação de saída, os gases passam pelo trocador de calor (11), onde a temperatura da corrente é reduzida para valores menores que 30°C. A fim de colapsar a névoa produzida pela condensação do alcatrão e demais vapores, utiliza-se o separador de partículas (trecho sinuoso) (12).

Em princípio, a fração de alcatrão na mistura gasosa deveria sedimentar quando resfriada e condensada. Contudo, foi observado experimentalmente que o condensado forma uma suspensão de partículas líquidas muito finas que não se aglomeram tão facilmente. Por esse motivo, o separador (12) foi instalado com a função de recuperar o alcatrão, bem como outros componentes condensáveis.

Os borbulhadores (14) foram implementados para reter eventuais resquícios de alcatrão que não foram retidos pelo separador (12). Os borbulhadores foram preenchidos com isopropanol e submetidos a banho termostático a -5°C (13).

O recipiente acumulador (*trap*) (15) destina-se a conter arrastes de solvente que possam, eventualmente, ocorrer nos borbulhadores. Após passar pelos sistemas de purificação, o gás é analisado (16). O volume de gás é medido por meio de um integrador de volume (18) e sua temperatura medida por termopar (17).

Em resumo, durante o processo de gaseificação, são gerados quatro produtos: a) cinzas, pela base do gaseificador; b) condensados, pela base do separador de partículas; c) solução de alcatrão em isopropanol, nos borbulhadores; e d) gases oriundos da gaseificação da madeira, pela saída do recipiente acumulador (15).

A matéria-prima a ser gaseificada foi parte da galharia fina de eucalipto picado conforme apresentado na Fig. 7.



**Fig. 7** – Galho de eucalipto picado empregado nos testes de gaseificação. **Fonte:** Acervo dos autores.

As características do material são apresentadas na Tabela 3.

**Tabela 3** – Característica dos materiais usados no estudo da gaseificação.

Comprimento médio (cm) (95% de confiança)	1,66±0,16
Diâmetro médio (cm) (95% de confiança)	1,03±0,22
Densidade aparente (g/cm <sup>3</sup> )	0,349
Poder calorífico superior [16]	4.501 kcal/kg
Composição elementar [17]	47,3% (C); 5,8%(H); 46,2%(O); 0,7% (N);

**Fonte:** Elaborada pelos autores.

Os valores mostrados na Tabela 3 foram obtidos por amostragem casual simples. As amostras foram de 150 g de eucalipto. O poder calorífico e composição elementar foram assumidos como sendo constantes, de acordo com a literatura [16, 17].

Um medidor integrador de volume acoplado à entrada do gaseificador registra a quantidade volumétrica total de ar (V) injetado no sistema. Conhecido o volume de ar, a temperatura ambiente (T) e a pressão do sistema (P), calcula-se a massa de ar ( $M_{ar}$ ) pela Equação 22, segundo o modelo para gases ideais.

$$M_{ar} = \overline{MM}_{ar} \frac{PV}{RT} \quad (22)$$



A constante  $\overline{MM}_{ar}$  é a massa molar média do ar e R é a constante dos gases ideais.

As massas das cinzas, do condensado, e da batelada de biomassa foram determinadas por pesagem, com precisão de milésimos de grama. Portanto, a única corrente indeterminada é a corrente do gás produzido, cuja massa pode ser calculada por diferença, conforme Equação 23:

$$M_{gás} = M_{biomassa} + M_{ar} - M_{cinzas} - M_{condensados} \quad (23)$$

Ao final da gaseificação, determinou-se a quantidade de alcatrão. Para tal, foram recolhidas e pesadas as quantidades de alcatrão presentes na solução dos borbulhadores e nos condensadores.

Os condensados receberam duas fases, uma orgânica e outra aquosa. A fase aquosa foi separada por decantação e reservada para tratamento. A fase orgânica permaneceu no condensador.

Devido ao resfriamento da corrente de saída, o alcatrão contamina as paredes de todo o equipamento e condutos a jusante do gaseificador, sendo necessária a limpeza do gaseificador utilizando o isopropanol contido nos dois últimos borbulhadores. As soluções de lavagem foram, então, reunidas à solução do primeiro borbulhador, obtendo todo o alcatrão em isopropanol.

Nesta etapa, foram obtidos dois resíduos principais de alcatrão: em isopropanol e em solução aquosa. As frações foram pesadas e filtradas.

A recuperação do alcatrão dissolvido tanto em meio aquoso quanto em meio orgânico foi feita por roto-evaporação, utilizando um balão de fundo redondo de 250 mL, com 90 g de solução. Neste processo, foram seguidos os passos abaixo listados:

a) Passo 1: realizou-se a evaporação em um roto-evaporador com banho termostático. A temperatura do banho foi ajustada para 85°C, a pressão, para 160 mmHg (abs), e a rotação foi de 60 rpm.

b) Passo 2: observou-se visualmente o desprendimento de bolhas indicando a ebulição do solvente. Cessado o desprendimento, fez-se a primeira pesagem do balão e determinou-se a massa do resíduo por diferença.

c) Passo 3: reposicionou-se o balão no roto-evaporador e a evaporação continuou por mais 10 minutos, e, então, realizou-se nova pesagem e determinou-se a massa de resíduo de alcatrão por diferença.

d) Passo 4: o passo 3 foi repetido até que a massa de resíduo obtida não variasse mais do que 2% entre as repetições.

e) Passo 5: a última massa obtida foi considerada como a massa final de resíduo de alcatrão.

Os passos de 1 a 5 foram realizados utilizando amostras representativas de cada solução, ou seja, coletadas após perfeita homogeneização da mistura.

A massa total de resíduo de alcatrão ( $M_{Alc}$ ) foi calculada pela Equação 24.

$$M_{Alc} = m_{Alc} \frac{M_s}{m_s} \quad (24)$$

Onde  $M_s$  é a massa total de solução,  $m_s$  é a massa amostral de solução utilizada na roto-evaporação, e  $m_{Alc}$  é a massa residual amostral de alcatrão obtida ao fim da evaporação.

A soma da massa total residual de alcatrão na fase aquosa ( $M_{Alc(aq)}$ ) com a massa total residual de alcatrão na fase orgânica ( $M_{Alc(org)}$ ) fornece a massa total de resíduo de alcatrão produzido no experimento ( $M_{Alc(total)}$ ), como indica a Equação 25.

$$M_{Alc(total)} = M_{Alc(aq)} + M_{Alc(org)} \quad (25)$$

Um cromatógrafo Varian CP3800 equipado com um detector TCD, coluna ShinCarbon ST 100/120 da Restek (2 m de comprimento, 1 mm de diâmetro) e hélio como gás de arraste foi utilizado para a determinação da composição do gás produzido. Para tanto, uma fração amostral do gás de síntese foi continuamente direcionada à válvula de amostragem do cromatógrafo, sendo as amostragens nesta válvula feitas a cada 20 minutos.

A calibração do cromatógrafo foi realizada a partir de misturas dos gases  $H_2$ ,  $CO$ ,  $CH_4$  e  $CO_2$  de concentração conhecida. Foi feita a correlação da intensidade dos sinais com a fração conhecida de cada componente.

A quantidade molar dos componentes  $H_2$ ,  $CO$ ,  $CH_4$  e  $CO_2$  foi calculada a partir da integração numérica do produto da fração molar de cada componente pelo elemento de volume. A fração molar foi obtida por cromatografia, e o elemento de volume foi obtido por gasômetro acoplado na saída do gaseificador.

Dessa forma, foi possível analisar a concentração de  $H_2$ ,  $CO$ ,  $CH_4$  e  $CO_2$ . O  $N_2$  foi considerado inerte no processo de gaseificação e foi quantificado com base na quantidade admitida na entrada do reator. A água foi condensada e determinada por pesagem. O oxigênio não foi quantificado já que a coluna cromatográfica utilizada não possibilita a separação entre nitrogênio e oxigênio. Assim, o oxigênio e outros componentes não identificados foram contabilizados em uma única fração denominada de “outros”. O fator de ar foi calculado como a razão entre a quantidade de oxigênio utilizada na gaseificação e a quantidade estequiométrica de oxigênio para a combustão completa, ambas calculadas para uma mesma massa de combustível.

Três vazões de ar foram utilizadas com o objetivo de se determinarem os efeitos da variação da entrada de ar no processo de gaseificação. As vazões molares médias de ar empregadas nos testes foram de  $5,62 \times 10^{-3}$  mol/s,  $7,03 \times 10^{-3}$  mol/s e  $9,96 \times 10^{-3}$  mol/s. Para eliminar os efeitos de variações de temperatura e pressão, todas as vazões foram calculadas em base molar e não em base volumétrica.

### 3. Resultados e Discussão

#### 3.1 Fator de ar

Observou-se que o fator de ar não apresenta relação direta com a vazão molar de ar. Isto é, um aumento da vazão de ar não interfere significativamente no fator de ar, visto que, à medida em que a vazão de ar aumenta, o tempo de experimento diminui.

A Fig. 8 ilustra o comportamento experimental da taxa média de consumo da biomassa em função da vazão molar de ar empregada.

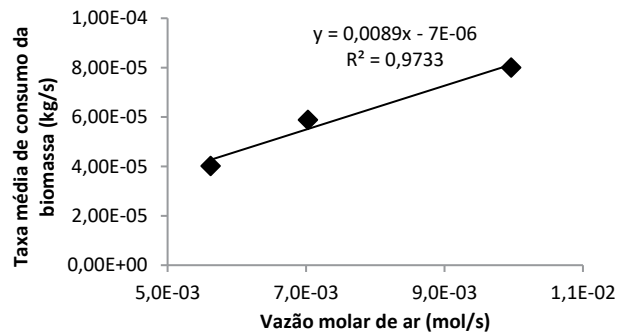


Fig. 8 – Taxa média de consumo da biomassa em função da vazão molar de ar. Fonte: Elaborada pelos autores.

Como mostrado na Fig. 8, aumentando a vazão de ar, aumenta-se também o consumo da biomassa, fazendo com que a razão  $O_2$  fornecido por biomassa consumida fique constante, justificando a pequena variação do fator de ar em relação à vazão de ar no intervalo estudado, já que a razão mássica entre  $O_2$  estequiométrico e a biomassa consumida permanece constante.

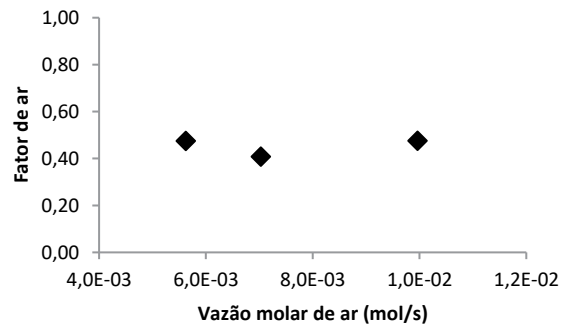


Fig. 9 – Fator de ar em função da vazão molar de ar. Fonte: Elaborada pelos autores.

Desta maneira, o estudo do processo de gaseificação se deu em uma faixa estreita de fator de ar, visto que esta variável apresenta pouca sensibilidade à variação da vazão. Nos testes realizados, o maior valor obtido foi de 0,48 e o menor de 0,41, conforme Fig. 9. Ma *et al.* [18] realizaram estudos na faixa de 0,16 a 0,30, enquanto Olgun, Ozdogan e Yinesor [7] conseguiram abranger a faixa de 0,20 a 0,50, ambos para o fator de ar em gaseificadores do tipo concorrente em leito fixo. A faixa estreita de fatores de ar não representa

um fator negativo, mas, sim, uma característica do equipamento estudado.

### 3.2 Teor de alcatrão

A produção de alcatrão obtida foi de 12 a 24 g/m<sup>3</sup> de gás (a 25°C e 1 atm). A Fig. 10 apresenta os valores obtidos experimentalmente para diferentes valores de vazão de ar.

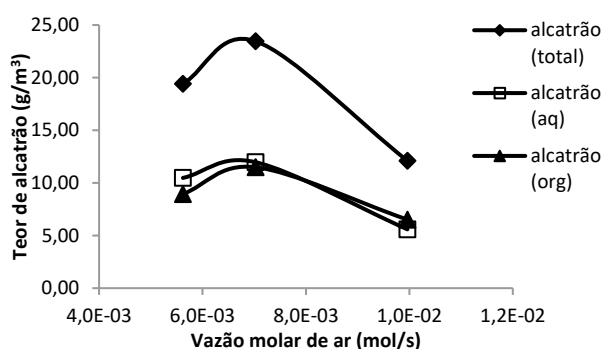


Fig. 10 – Fator de ar em função da vazão molar de ar. Fonte: Elaborada pelos autores.

Segundo Stevens [19], os gaseificadores do tipo concorrente possuem uma produção de alcatrão na faixa de 0,04 a 6 g/m<sup>3</sup> de alcatrão. Verifica-se, então, produção elevada de alcatrão em relação ao citado na literatura. Porém, cada gaseificador normalmente pode gerar resultados diferentes, em especial, os projetados para bancada. A existência de fatores como tamanho, tecnologia de gaseificação, tipo de material utilizado, gás utilizado, uso de vapor, região de extração da biomassa, tornam o processo de gaseificação de difícil comparação com a literatura.

A produção elevada de alcatrão em relação à literatura pode estar relacionada à distância reduzida entre o ponto de injeção do ar e a base do leito da biomassa. Olgun, Ozdogan e Yinesor [7] posicionaram os pontos de injeção a 250 mm acima da base do leito de biomassa, enquanto Nisamaneenate *et al.* [20] utilizaram a posição de 200 mm. No equipamento utilizado neste trabalho, o ar foi injetado a apenas 30 mm acima da base do leito de biomassa, proporcionando tempos de residência no leito menores.

### 3.3 Estudo do comportamento térmico do leito

O gaseificador foi monitorado com quatro termopares ao longo do leito, dispostos a cada 5 cm verticalmente, partindo-se da base. Os gráficos de temperatura *versus* tempo foram convertidos em gráficos de altura do leito *versus* tempo. Dividiu-se o eixo da temperatura em 5 regiões, sendo:

- Região **a** (de 100 a 120°C): faixa de perda de água por secagem;
- Região **b** (de 180 a 250°C): decomposição de extrativos e da parte mais reativa da hemicelulose [21, 22];
- Região **c** (de 250 a 300°C): degradação predominante da celulose, hemicelulose e parte da lignina [22];
- Região **d** (de 300 a 550°C): degradação da lignina e partes residuais da celulose [19];
- Região **e** (de 900 a 1300°C): degradação térmica do alcatrão [5, 9].

Assim, torna-se possível verificar quais partes do leito de biomassa se encontram sob as condições das regiões **a**, **b**, **c**, **d** ou **e** por meio das isotermas de 100, 120, 180, 250 e 550°C em relação à altura do leito. Os resultados obtidos para tais isotermas são apresentados na Fig. 11.

O movimento descendente da biomassa pode fazer com que, em alguns momentos, a temperatura medida sofra grandes variações, tendo em vista a possibilidade de não haver contato da biomassa com termopar. Assumindo, neste caso, que a velocidade descendente do leito seja constante, as medidas acima da linha tracejada na Fig. 11 não são representativas do leito.

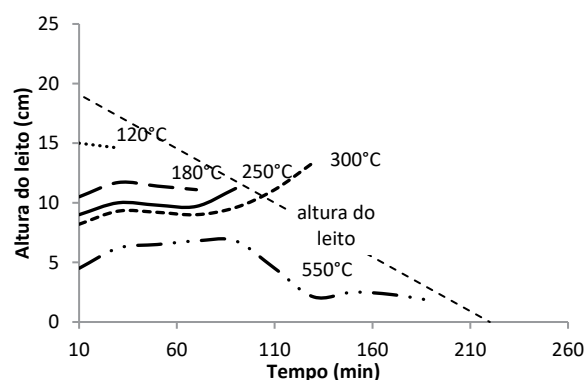


Fig. 11 – Isotermas chaves para a pirólise da madeira para a vazão de ar de  $5,62 \times 10^{-3}$  mol/s. Fonte: Elaborada pelos autores.

No teste para a vazão de ar de  $5,62 \times 10^{-3}$  mol/s, verifica-se que a maior parte do leito já tinha passado pelo processo de secagem após 10 minutos, visto que praticamente todo o leito já se encontrava acima de  $120^\circ\text{C}$ . A partir de 30 minutos, toda a biomassa já se encontrava plenamente seca. A pirólise ocorre mais intensamente entre o início do experimento e os 90 minutos – região entre as isoterms de  $180$  e  $550^\circ\text{C}$ . A partir desse período, a fração do leito sujeita à pirólise diminui devido à redução na altura do leito.

A mesma análise feita para a Fig. 11 na vazão de ar  $5,62 \times 10^{-3}$  mol/s foi feita para as demais vazões testadas. De maneira geral, os mesmos perfis de comportamento são observados nos testes. Com a análise das isoterms para as três vazões testadas, construiu-se a Tabela 4 e, por meio desta, revelou-se uma distorção temporal dos efeitos de secagem e pirólise para cada valor de vazão de ar.

**Tabela 4** – Intervalos de tempo característicos da degradação do leito de biomassa nos testes de variação da vazão de ar.

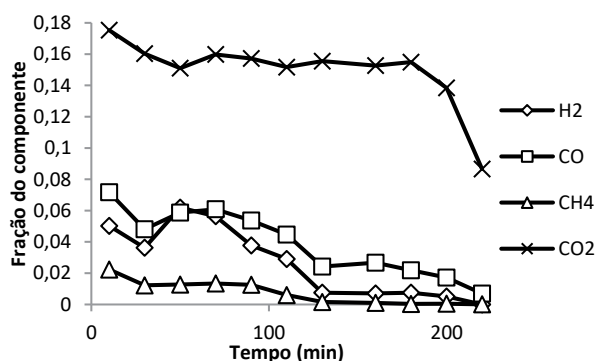
Componente perdido ou degradado	Vazão (mol/s)		
	$5,62 \times 10^{-3}$	$7,03 \times 10^{-3}$	$9,96 \times 10^{-3}$
	Faixa de tempo (minutos)		
Água (secagem)	0 a 30	0 a 30	0 a 10
Extrativos	0 a 70	0 a 70	0 a 50
Hemicelulose + celulose	0 a 90	0 a 70	0 a 50
Lignina	0 a 170	0 a 110	0 a 90
Tempo de experimento	<b>0 a 220</b>	<b>0 a 150</b>	<b>0 a 130</b>

**Fonte:** Elaborada pelos autores.

Com base nas faixas de temperatura descritas, é possível fazer duas observações. Primeiro, desde os minutos iniciais do experimento, todo o leito já se encontra em processo de secagem. A maior parte da umidade da biomassa é eliminada já nos primeiros 30 minutos de experimento. Segundo, a máxima temperatura do leito – medida na parte inferior – raramente atinge a faixa de decomposição térmica do alcatrão, indicando a formação de elevadas quantidades de alcatrão nos três experimentos.

### 3.4 Composição do gás

A Fig. 12 apresenta as composições em base seca do gás produzido no sistema de gaseificação.



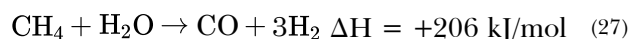
**Fig. 12** – Composição do gás para a vazão molar de ar de  $5,62 \times 10^{-3}$  mol/s. **Fonte:** Elaborada pelos autores.

Para a organização do trabalho, foram nomeados três períodos térmicos característicos para a gaseificação em batelada ou semibatelada: (1) período da secagem, (2) período da pirólise e (3) período da gaseificação do carvão. Estes períodos foram definidos pela análise dos perfis de temperatura com o uso de isoterms (Fig. 11).

De maneira geral, os experimentos revelaram um padrão comum entre si para a produção de  $\text{H}_2$  e  $\text{CO}$ . Observando o comportamento da composição do gás produzido e comparando com a análise dos perfis térmicos, é possível notar que há uma correlação entre o comportamento térmico do leito e a composição do gás produzido.

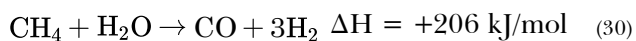
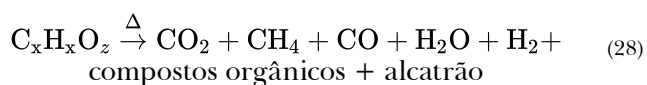
O período da secagem e o período da pirólise tendem a gerar altos teores de  $\text{CO}$  e  $\text{H}_2$ , enquanto o período de gaseificação do carvão gera mais  $\text{CO}$  e  $\text{CO}_2$ .

Nos minutos iniciais de gaseificação, as frações de  $\text{H}_2$  e  $\text{CO}$  se mostram mais elevadas. É razoável assumir que o aumento da concentração destas espécies é fruto da liberação de água no leito devido ao processo de secagem. Essa maior quantidade de água favoreceu as reações de reforma a vapor no interior do gaseificador. É conveniente lembrar que o  $\text{CO}$  também pode ser produzido em outros processos além da reforma a vapor, portanto, nem sempre uma maior disponibilidade de água ocasionará maior produção de  $\text{CO}$ . As Equações 26 e 27 são favorecidas pela presença de água:

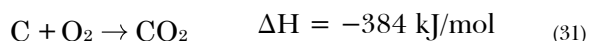


O efeito da secagem sobre a produção de H<sub>2</sub> e CO, no entanto, ocorre somente nos momentos iniciais dos experimentos. No caso da maior vazão de ar estudada (9,96×10<sup>-3</sup> mol/s), este efeito nem chega a ser detectado, pois a secagem ocorre antes mesmo da primeira amostragem do gás.

Um pico de produção de H<sub>2</sub> e CO é observado desde o fim da secagem até o fim da pirólise. Neste período, associa-se a maior produção de H<sub>2</sub> e CO ao próprio fenômeno da pirólise (Equação 28) e às reações de reforma a vapor que são possibilitadas pela liberação de água pela pirólise, conforme mostrado pelas Equações 29 e 30.



Por fim, quando ocorre a pirólise completa da biomassa, resta apenas o carvão, que prossegue no processo de gaseificação. Devido ao seu alto teor de carbono, o carvão gera principalmente CO e CO<sub>2</sub> como produtos quando é utilizado ar seco para gaseificação. Assim, nesta fase, as reações mais importantes são as de combustão de carbono (Equações 31 e 32) e a reação de Boudouard (Equação 33).



Nos três experimentos, a fração de CO<sub>2</sub> se manteve aproximadamente constante com o tempo de teste. Pequenas reduções no teor de CO<sub>2</sub> aconteceram em função da diluição por CO e H<sub>2</sub>. Além disso, a fração de CO<sub>2</sub> não foi afetada pela alteração da vazão de ar, mantendo-se entre 15% e 16% para todas as vazões de ar empregadas.

A quantidade de metano se manteve a valores abaixo de 2% na maioria das vezes para todas as vazões de ar testadas. É difícil avaliar por qual rota o metano é produzido, isto porque este gás está envolvido em muitas reações como combustão, reforma a vapor, reforma seca, pirólise da madeira, metanação etc.

Contudo, a redução no teor de metano é notória à medida em que o leito atinge o período de gaseificação do carvão, certamente devido à escassez do elemento hidrogênio no material do leito (Tabela 5).

**Tabela 5** – Composição global do gás produzido nos testes de variação da vazão de ar.

Fator de ar	Vazão de ar (mol/s)		
	5,62×10 <sup>-3</sup>	7,03×10 <sup>-3</sup>	9,96×10 <sup>-3</sup>
H <sub>2</sub>	2,85%	4,38%	5,36%
CO	4,10%	6,46%	6,73%
CH <sub>4</sub>	0,78%	0,96%	0,81%
CO <sub>2</sub>	15,27%	15,32%	12,60%
N <sub>2</sub>	71,35%	66,86%	73,20%
Outros	5,64%	6,02%	1,30%

Fonte: Elaborada pelos autores.

A integração da quantidade produzida de cada componente desde o instante inicial até o instante final de cada experimento permitiu calcular a composição do gás produzido, conforme apresentado na Tabela 5.

A Tabela 5 mostra que, para a vazão de ar igual a 9,96×10<sup>-3</sup> mol/s, são produzidas maiores concentrações molares de CO e H<sub>2</sub>. Nessa vazão, chega-se a atingir um máximo de 12,8% de H<sub>2</sub> e 14,8% de CO e valores médios de 5,36% de H<sub>2</sub> e 6,73% de CO.

### 3.5 Desempenho energético

Utilizando o gaseificador na sua carga máxima de biomassa e a vazão de ar em 7,03×10<sup>-3</sup> mol/s, o poder calorífico superior (PCS) do gás foi de 1.617 kJ/m<sup>3</sup> e o poder calorífico inferior (PCI) foi de 1.491 kJ/m<sup>3</sup>. Ma *et al.* [18] obtiveram um gás com o PCI de 4.440 kJ/m<sup>3</sup> para a gaseificação de cascas de arroz, e Altafini, Wander e Barreto [23] conseguiram produzir gás de síntese com o PCS de 5.276 kJ/m<sup>3</sup>. Utilizando o mesmo gaseificador empregado neste trabalho, França [24] obteve um PCI de 1.167 kJ/m<sup>3</sup> para a gaseificação de caroço de açaí.

Esta diferença significativa era esperada em função da alta concentração de CO<sub>2</sub> no gás produzido neste trabalho, bem como das altas perdas térmicas observadas para um gaseificador com razão área superficial por volume elevada, o que é típico de equipamentos de pequeno porte.

## 4. Conclusão

O arranjo instrumental para medição de temperaturas do leito de biomassa, apesar de muito simples e barato, permitiu o mapeamento do leito de biomassa através das isotermas mais importantes nos processos de pirólise e gaseificação. Dessa forma, foi possível avaliar e detectar os fenômenos ocorrentes no leito, seja em função do tempo, seja em função da posição longitudinal no leito.

O fator de ar apresentou pouca sensibilidade à variação da vazão molar de ar para a faixa de  $5,62 \times 10^{-3}$  a  $9,96 \times 10^{-3}$  mol/s. Como consequência, as variações de vazão dentro dessa faixa resultaram numa faixa bem estreita de fator de ar.

Para todos os experimentos, o período da secagem e o período da pirólise tendem a gerar altos teores de CO e H<sub>2</sub>, enquanto o período de gaseificação do

carvão gera principalmente CO e CO<sub>2</sub>. A secagem oferece uma maior quantidade de água, que intensifica as reações de reforma a vapor no interior do gaseificador. Já a pirólise é responsável pelo aumento da produção de H<sub>2</sub> e CO, seja pela produção direta desses componentes, seja pelas reações de reforma a vapor que são possibilitadas pela liberação de água nesse processo.

Face ao exposto, conclui-se que a unidade testada, apoiada por sua instrumentação, serviu ao estudo do processo de gaseificação. O gaseificador produziu efetivamente gás de síntese com todos os componentes que se esperava, apresentando valores comparáveis aos da literatura. Os equipamentos utilizados garantiram a medição de todas as grandezas e parâmetros necessários ao estudo do processo e possibilitaram que os balanços de massa e energia fossem realizados com sucesso.

## Referências

- [1] LEITE, R. C. C.; LEAL, M. R. L. V. O biocombustível no Brasil. *Novos Estudos*, n. 78, p. 15–21, 2007. <https://doi.org/10.1590/S0101-33002007000200003>.
- [2] SILVA, G. A.; CARMO, J. S.; SANTOS, M. S. M.; BATISTOTE, M. Biomassa: conhecer para transformar. *Revista Conexão UEPG*, v. 13, n. 3, p. 462–473, 2017. <https://doi.org/10.5212/Rev.Conexao.v.13.i3.0009>.
- [3] NASCIMENTO, R. S.; ALVES, G. M. Fontes alternativas e renováveis de energia no Brasil: métodos e benefícios ambientais. In *XX Encontro Latino Americano de Iniciação Científica; XVI Encontro Latino Americano de Pós-Graduação; VI Encontro de Iniciação à Docência*. São José dos Campos: Univap, 2016. Disponível em: [http://www.inicepg.univap.br/cd/INIC\\_2016/anais/arquivos/0859\\_1146\\_01.pdf](http://www.inicepg.univap.br/cd/INIC_2016/anais/arquivos/0859_1146_01.pdf). Acesso em: 13 dez. 2020.
- [4] SOUZA, R. C. R.; SANTOS, E. C. S. Incentivos ao uso de biomassa para geração de eletricidade na Amazônia. In *III Congresso Brasileiro de Regulação dos Serviços Públicos Concedidos*. Brasília, DF: ABAR, 2003.
- [5] LORA, E. E. S.; ANDRADE, R. V.; MARTÍNEZ ÁNGEL, J. D.; LEITE, M. A. H.; ROCHA, M. H.; SALES, C. A. V. B. et al. Gaseificação e pirólise para a conversão da biomassa em eletricidade e Biocombustíveis. In *LORA, E. E. S.; VENTURINI, O. J. (ed.). Biocombustíveis*. Rio de Janeiro: Interciência, 2012. p. 411–498.
- [6] MÜLLER, R.; VON ZEDTWITZ, P.; WOKAUNA, A.; STEINFELD, A. Kinetic investigation on steam gasification of charcoal under direct high-flux irradiation. *Chemical Engineering Science*, v. 58, n. 22, p. 5111–5119, 2003. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2003.08.018>.
- [7] OLGUN, H.; OZDOGAN, S.; YINESOR, G. Results with a bench scale downdraft biomass gasifier for agricultural and forestry residues. *Biomass and Bioenergy*, v. 35, n. 1, p. 572–580, 2011. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2010.10.028>.
- [8] DEVI, L.; PTASINSKI, K. J.; JANSSEN, F. J. J. G. A review of the primary measures for tar elimination in biomass gasification processes. *Biomass and Bioenergy*, v. 24, n. 2, p. 125–140, 2003. [https://doi.org/10.1016/S0961-9534\(02\)00102-2](https://doi.org/10.1016/S0961-9534(02)00102-2).
- [9] RICHARDSON, Y.; BLIN, J.; JULBE, A. A short overview on purification and conditioning of syngas produced by biomass gasification: catalytic strategies, process intensification and new concepts. *Progress in Energy and Combustion Science*, v. 38, n. 6, p. 765–781, 2012. <https://doi.org/10.1016/j.pecs.2011.12.001>.
- [10] MILNE, T. A.; EVANS, R. K.; ABATZOGLOU, N. Biomass gasifier “tars”: their nature, formation, and conversion. Golden, CO: National Renewable Energy Laboratory, 1998. Disponível em: <http://www.nrel.gov/docs/fy99osti/25357.pdf>. Acesso em: 27 nov. 2014.

- [11] HIMMELBLAU, D. M.; RIGGS, J. B. Engenharia Química: princípios e cálculos. 7. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2006.
- [12] FORTUNATO, B.; BRUNETTI, G.; CAMPOREALE, S. M.; TORRESI, M.; FORNARELLI, F. Thermodynamic model of a downdraft gasifier. *Energy Conversion and Management*, v. 140, p. 281–294, 2017. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2017.02.061>
- [13] QUITETE, C. P. B.; SOUZA, M. M. V. M. Remoção do alcatrão de correntes gaseificação de biomassa: processos e catalisadores. *Química Nova*, v. 37, n. 4, p. 689–698, 2014. <https://doi.org/10.5935/0100-4042.20140110>.
- [14] FOEKEL, C. Utilização da biomassa do eucalipto para produção de calor, vapor e eletricidade. In *Eucalyptus Online Book*. Eucalyptus Online Book & Newsletter, 2016. Disponível em: <http://www.eucalyptus.com.br/>. Acesso em: 13 dez. 2020.
- [15] INDÚSTRIA BRASILEIRA DE ÁRVORES. Relatório 2019. Indústria Brasileira de Árvores. Brasília, DF, 2019. Disponível em: <https://iba.org/datafiles/publicacoes/relatorios/iba-relatorioanual2019.pdf>. Acesso em: 13 dez. 2020.
- [16] QUIRINO, W. F.; VALE, A. T.; ANDRADE, A. P. A.; ABREU, V. L. S.; AZEVEDO, A. C. S. Poder calorífico da madeira e de materiais ligno-celulósicos. *Revista da Madeira*, n. 89, p. 100–06, 2005.
- [17] ZANUNCIO, A. J. V.; NOBRE, J. R. C.; MOTTA, J. P.; TRUGILHO, P. F. Química e colorimetria da madeira de *Eucalyptus grandis* W. Mill ex Maiden termorretificada. *Revista Árvore*, v. 38, n. 4, p. 765–770, 2014. <https://doi.org/10.1590/S0100-67622014000400020>.
- [18] MA, Z.; YE, J.; ZHAO, C.; ZHANG, Q. Gasification of rice husk in a downdraft gasifier: the effect of equivalence ratio on the gasification performance, properties, and utilization analysis of byproducts of char and tar. *BioResources*, v. 10, n. 2, p. 2888–2902, 2015. <https://doi.org/10.15376/biores.10.2.2888-2902>.
- [19] STEVENS, D. J. Hot gas conditioning: recent progress with larger-scale biomass gasification systems – Update and summary of recent progress. Golden CO: National Renewable Energy Laboratory, 2001.
- [20] NISAMANEENATE, J.; ATONG, D.; SORNKADE, P.; SRICHAROENCHAIKUL, V. Fuel gas production from peanut shell waste using a modular downdraft gasifier with the thermal integrated unit. *Renewable Energy*, v. 79, p. 45–50, 2015. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2014.09.046>.
- [21] POLLETO, M.; ZATTERA, A. J.; SANTANA, R. M. C. Thermal decomposition of wood: kinetics and degradation mechanisms. *Bioresource Technology*, v. 126, p. 7–12, 2012.
- [22] SOARES, V. C. Comportamento térmico, químico e físico da madeira e do carvão de *Eucalyptus urophylla* X *Eucalyptus Grandis* em diferentes idades. Tese (Doutorado em Ciência e Tecnologia da Madeira) – Universidade Federal de Lavras, Lavras, 2011.
- [23] ALTAFINI, C. R.; WANDER, P. R.; BARRETO, R. M. Prediction of the working parameters of a wood waste gasifier through an equilibrium model. *Energy Conversion and Management*, v. 44, n. 17, p. 2763–2777, 2003.
- [24] FRANÇA, R. R. Desenvolvimento de unidade de gaseificação de bancada para produção de gás de síntese a partir de biomassa. Dissertação (Mestrado em Físico-Química) – Instituto Militar de Engenharia, 2017.