



UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARÁ
INSTITUTO DE TECNOLOGIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

Charles Denys da Luz Alves

Caracterização de um gaseificador do tipo downdraft

Belém
2010

Charles Denys da Luz Alves

Caracterização de um gaseificador do tipo downdraft

Dissertação apresentada para obtenção do Grau de Mestre em Engenharia Mecânica, Instituto de Tecnologia, Universidade Federal do Pará. Área de concentração: Térmicas e Fluidos. Orientador: Prof. Manoel Fernandes Martins Nogueira, Ph. D.

Belém
2010

Dados Internacionais de catalogação-na-publicação (CIP), Biblioteca do Mestrado em Engenharia Mecânica/ UFPA, Belém, PA

A474c Alves, Charles Denys da Luz
 Caracterização de um gaseificador do tipo downdraft/ Charles Denys da Luz Alves; orientador Manoel Fernandes Martins Nogueira. – Belém, 2010.

 Dissertação (mestrado) – Universidade Federal do Pará. Instituto de tecnologia. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, 2010.

 1.conversão de carbono. 2. Gaseificador .I. Título.

CDD 19 ed. 660.2

Charles Denys da Luz Alves

Caracterização de um gaseificador do tipo downdraft

Dissertação apresentada para obtenção do Grau de Mestre em Engenharia Mecânica, Instituto de Tecnologia, Universidade Federal do Pará. Área de concentração: Térmicas e Fluidos. Orientador: Prof. Manoel Fernandes Martins Nogueira, Ph. D.

Data de aprovação:

Banca examinadora:

Prof. Manoel Fernandes Martins Nogueira, Ph. D.
PPGEM/FEM/ITEC/UFPA– Orientador

Prof. Caio Glauco Sanchez, Ph. D.
PPGEM/Unicamp– Membro externo

Prof^ª. Dr^ª. Danielle Regina da Silva Guerra
PPGEM/FEM/ITEC/UFPA– Membro interno

AGRADECIMENTOS

Ao Professor Manoel Nogueira e a todos os amigos do Departamento de Engenharia Mecânica da Universidade Federal do Pará, pela minha agradável e proveitosa permanência durante a execução deste trabalho.

Aos colegas e professores da UFPA e UFSC em especial ao professor Humberto José Jorge, pela cordialidade, pelos repositórios de dados fornecidos e por estarem sempre dispostos a responder as minhas dúvidas.

Ao CNPq pelo financiamento de bolsas através do projeto “Gás Limpo - Adaptação e efficientização de gaseificadores de topo aberto operantes na Amazônia”- (processo: 520069/2006-4) e através do programa de pós-graduação de engenharia mecânica (PPGEM)-(processo: 134781/2007-4) e a todos que direta ou indiretamente colaboraram na execução deste trabalho.

“Esperar é reconhecer-se incompleto.”

(Guimarães Rosa).

RESUMO

A gaseificação é uma conversão termoquímica da biomassa em gás combustível, que pode ser usado como combustível em motores de combustão interna ou como gás de síntese para a indústria química. Para checar o desempenho de um gaseificador temos de quantificar a energia contida no gás produzido e a quantidade de carbono convertido por meio dos cálculos de eficiência energética e de conversão de carbono através dos dados obtidos experimentalmente. A eficiência energética é uma relação entre os fluxos de gás e biomassa e de suas respectivas quantidades de energia, no mesmo sentido, a conversão de carbono é a quantidade de compostos carbonáceos presentes no gás convertido a partir da quantidade de carbono presente na composição da biomassa. O presente documento avalia a eficiência energética e de carbono na conversão de um protótipo de um gaseificador indiano do tipo downdraft produzido por uma empresa local (Floragás). Os parâmetros nominais do gaseificador são: capacidade de produção de gás de 45 kWt, consumo de biomassa (caroço de açaí) de 15 kg/h. As dimensões do gaseificador são: DI 150 mm e altura de 2000 mm). A eficiência energética e a taxa de conversão de carbono foram quantificados, a queda de pressão devido ao leito do reator e a temperatura dos gases também foram medidos na saída do reator e também, a concentração de alcatrão, partículas e gases não condensáveis (CO, CO₂, CH₄, SO₂, N₂ e NO_x) nos gases de combustão após a sistema de limpeza.

Palavras-chave: Gaseificador downdraft, eficiência energética, eficiência de conversão de carbono.

ABSTRACT

The gasification is a thermo-chemical conversion of biomass in fuel gas which can be used as a fuel in internal combustion engines or as a syngas for chemical industry. To quantify the performance of a gasifier we must quantify the energy contained in the gas produced and relate to the amount of energy contained in the biomass that feeds the gasifier, Energy Efficiency, and even with regard to levels of carbon converted from biomass into the gas produced, Carbon Conversion. This paper assesses the energy efficiency and carbon conversion in a prototype of an Indian downdraft gasifier type produced by a local company (Floragás). The gasifier nominal parameters are: gas production capacity of 45 kWt, açai seeds consumption of 15 kg/h. The gasifier reactor dimensions are ID 150 mm and height in 2000 mm). Its energy efficiency and rate of carbon conversion were quantified, the drop in pressure due to the reactor bed and the gas temperature were also measured at the reactor exit and quantified the concentration of tar, particulate and not condensable gases (CO, CO₂, CH₄, SO₂, N₂ and NO_x) in the flue gas after cleaning system.

Keywords: Downdraft gasifier, energy efficiency and carbon conversion.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 2.1: Veículo adaptado à gasogênio (Martinez, 2009).....	17
Figura 2.2: Gaseificador de extração por cima (Silva Lora, 2007).....	21
Figura 2.3: Gaseificador de extração por baixo (Silva Lora, 2007).	21
Figura 2.4: Gaseificador fluxo cruzado (Silva Lora, 2007).	22
Figura 2.5: Gaseificador de leito fluidizado (Silva Lora, 2007).....	22
Figura 3.1: Gaseificador downdraft em operação no LABEM/UFPA.....	27
Figura 3.2: Ilustração do caminho percorrido pela corrente gasosa.	27
Figura 3.3: Detalhes do gaseificador “Mukunda”	28
Figura 3.4: a) Gaseificador em corte; b) Detalhe do coletor de particulados.....	29
Figura 3.5: a) Filtro de caroços de açaí; b) Filtro automotivo.	30
Figura 3.6: Molinete	31
Figura 3.7: Coletor isocinético.....	32
Figura 3.8: Medidores de concentração: a) Tempest-100; b) Greenline.....	33
Figura 3.9: Queima no gaseificador: a) Zona de reação; b) Recarga do reator.....	35
Figura 3.10: Resíduos: a) Carvão residual; b) Solução de lavagem de gases.....	36
Figura 4.1: Ponto de coleta de resíduos.	47
Figura 5.1: Pontos referentes à coleta de dados.....	55
Figura 5.2: Depressão estática na saída do gaseificador.	56
Figura 5.3: Pressão gasosa x consumo de biomassa	57
Figura 5.4: Temperatura medida no gaseificador	58
Figura 5.5: Relação reagentes/produtos medida no gaseificador.....	59
Figura 5.6: Perfil da velocidade superficial	60
Figura 5.7: Concentração dos gases medida no gaseificador.....	61
Figura 5.8: Razão de equivalência x tempo	62
Figura 5.9: Concentração x razão de equivalência.	62
Figura 5.10: Eficiência medida no gaseificador	63
Figura 5.11: PCI e potência térmica do gás produzido.....	64

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1: Gases produzidos por gaseificadores para biomassa (Bridgwater, 1991)*.....	23
Tabela 3.1: Características dos equipamentos de medição de gases.....	33
Tabela 4.1: Medidas de pressão e velocidade do ar.	40
Tabela 5.1: Propriedades físico-químicas e energéticas da biomassa.....	49
Tabela 5.2: Dados obtidos durante o experimento em função do tempo.....	51
Tabela 5.3: Vazões e velocidades superficiais medidas e calculadas.....	51
Tabela 5.4: Parâmetros do experimento	52
Tabela 5.5: Dados obtidos do CIPA.....	53
Tabela 5.6: Concentração dos gases	54
Tabela 5.7: Dados obtidos do alcatrão e particulado.....	65

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

A_{st}	Área total da seção transversal
v	Velocidade
ρ	Massa específica
T	Tempo de operação
\square m_{ar}	Vazão mássica de ar
\square $m_{gás}$	Vazão mássica de gás
\square m_{bio}	Vazão mássica de biomassa
$MW_{gás}$	Peso molecular.
[CO]	Fração volumétrica da espécie estudada
u_s	Velocidade superficial
$h_{térmica}$	Eficiência térmica
PCI	Poder calorífico inferior
PCS	Poder calorífico superior
Ψ	Taxa de processamento da biomassa
$Pot_{térmica}$	Potência térmica
$h_{carbono}$	Eficiência de conversão de carbono
Φ	Razão de equivalência
$\left(\frac{m_{comb}}{m_{ox}} \right)_{real}$	Relação combustível/oxidante em condições reais
$\left(\frac{m_{comb}}{m_{ox}} \right)_{st}$	Relação combustível/oxidante na condição estequiométrica

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	15
1.1. MOTIVAÇÃO E OBJETIVOS	15
1.2. CONTEÚDO	16
2. REVISÃO DOS TRABALHOS PRÉVIOS	17
2.1. TEORIA DA GASEIFICAÇÃO	17
2.1.1. Cenário histórico e atual dos gaseificadores	17
2.1.2. Conceito	19
2.1.3. Classificação dos gaseificadores	20
2.1.4. Zonas de processo	24
3. DESCRIÇÃO DOS EQUIPAMENTOS E MÉTODOS	27
3.1. DESCRIÇÃO DO GASEIFICADOR	27
3.1.1. Funcionamento do sistema.....	27
3.1.2. Reator.....	28
3.1.3. Bomba/exaustor	29
3.1.4. Lavador/ciclone	29
3.1.5. Tubos, mangueiras e válvulas	29
3.1.6. Filtros	30
3.1.7. Flare.....	30
3.2. APARELHAGEM DE MEDIÇÃO	30
3.2.1. Medição de velocidade.....	31
3.2.2. Medição de temperatura e pressão.....	31
3.2.3. Coleta de alcatrão e particulados.....	32
3.2.4. Medidores de concentração gasosa.....	32
3.3. OPERAÇÃO DO GASEIFICADOR.....	34
3.3.1. Tratamento da biomassa	34
3.3.2. Leito de carvão e recarga do reator.....	34
3.3.3. Resíduos	35
3.3.4. Coleta e análise dos gases	36

4. METODOLOGIA EXPERIMENTAL	37
4.1. PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL.....	37
4.2. TEORIA APLICADA NO ENSAIO.....	38
4.2.1. Vazão mássica.....	38
4.2.2. Massa específica.....	41
4.2.3. Velocidade superficial	42
4.2.4. Eficiência e potência térmica	42
4.2.5. Eficiência carbonífera.....	44
4.2.6. Razão de equivalência.....	44
4.2.7. Medida de alcatrão e particulado	46
5. RESULTADOS.....	49
5.1. RESULTADOS OBTIDOS.....	49
5.2. ANÁLISE DOS RESULTADOS.....	55
5.2.1. Pressão.....	56
5.2.2. Temperatura	57
5.2.3. Vazão.....	59
5.2.4. Velocidade superficial	59
5.2.5. Concentração.....	60
5.2.6. Razão de equivalência.....	61
5.2.7. Eficiência energética e carbonífera	63
5.2.8. Poder calorífico inferior e potência térmica	64
5.2.9. Alcatrão	65
6. CONCLUSÃO E SUGESTÕES.....	66
REFERÊNCIAS.....	69

1. INTRODUÇÃO

1.1. MOTIVAÇÃO E OBJETIVOS

Nos anos 70, mais precisamente na segunda metade desta década, vários países inauguraram uma nova fase no setor energético, devido ao aumento nos custos de energia elétrica, motivados por fatores tecnológicos e ambientais e a recessão dos países industrializados, bem como a crise do petróleo o que levaram os países a tomarem iniciativa das reformas institucionais deste setor. Sendo que desta reforma abrangeria mais espaço para a produção elétrica em pequena escala, a cogeração e o uso mais intensivo de fontes energéticas renováveis (Walter e Nogueira, 1997).

Dentre essas fontes energéticas a gaseificação desponta como uma opção, pois em seu processo utiliza um gás energético proveniente da biomassa. Este gás pode ser empregado a partir de sua sintetização ou mesmo diretamente em aplicações industriais tais como tratamento térmico, cerâmico, panificação, estufas, secadores, calcinação, caldeiras, fornos de fundição metálicos e etc (Costa, 2007; Rosenberg et al, 2005).

Apesar da viabilidade técnica da tecnologia de gaseificação, ocorrem inúmeros problemas referentes ao processo e ao projeto desses gaseificadores, as quais também estão envolvidas os sistemas de limpeza do gás. Dessa forma, o desenvolvimento de novos gaseificadores e avaliação dos já existentes são imprescindíveis para o aprimoramento da tecnologia.

Esse trabalho tem por objetivo principal, caracterizar o protótipo de um gaseificador indiano do tipo downdraft produzido por uma empresa local (Floragás). Os parâmetros nominais deste gaseificador são: capacidade de produção de gás de 45 kW térmicos e consumo de biomassa (caroço de açaí) de 15 kg/h; tendo como dimensões: 150 mm de diâmetro interno e altura de 2000 mm.

Especificamente buscou-se determinar as características da biomassa e do gás produzido no gaseificador, quantificando a eficiência energética e potência térmica do gás e a taxa de conversão de carbono. Determinou-se também, a queda de pressão devido ao leito do reator e a temperatura dos gases na saída do reator, a

razão de equivalência e a velocidade superficial do processo, bem como a concentração de alcatrão, partículas e gases não condensáveis (CO, CO₂, CH₄, SO₂, N₂ e NO_x) nos gases de combustão após a sistema de limpeza.

1.2. CONTEÚDO

No capítulo 2 apresenta-se a fundamentação teórica da gaseificação de biomassa, fazendo um breve comentário sobre o que é e como surgiu o processo de gaseificação, mostrando o panorama atual, principalmente as pesquisas realizadas no Brasil. Comenta sobre os principais tipos de gaseificadores existentes e descreve sucintamente sobre as reações envolvidas neste processo.

No capítulo 3 mostra-se a descrição dos equipamentos e métodos considerados no desenvolvimento do presente trabalho. Neste capítulo, faz-se uma descrição detalhada de cada componente do gaseificador e do funcionamento do sistema, também é apresentada uma breve descrição da instrumentação utilizada nas medições e a metodologia de operação no gaseificador.

No capítulo 4 apresenta-se fundamentação matemática aplicada nos ensaios, descrevendo as equações e aplicações para a aquisição de dados.

No capítulo 5 e 6 são mostrados e discutidos os resultados do experimento.

No capítulo 7, mostram-se as conclusões, recomendações e propostas de pesquisa futuras a partir da experiência obtida no desenvolvimento do presente trabalho.

2. REVISÃO DOS TRABALHOS PRÉVIOS

2.1. TEORIA DA GASEIFICAÇÃO

2.1.1. Cenário histórico e atual dos gaseificadores

A primeira vez que se fez menção ao uso de gaseificadores, foram nas últimas décadas do século 18 e no início do século 19 em processos de destilação seca utilizando materiais orgânicos, tendo como finalidade a iluminação pública. Ainda no século 19 até meados do século 20, foram desenvolvidos outros métodos para construção de gaseificadores, os chamados modelos Bishoff e Siemens que utilizavam como material gaseificante carvão e turfa, materiais de grande disponibilidade na natureza que serviam para utilização em gasogênios que eram equipamentos que serviam para alimentar veículos (figura 2.1), durante a segunda guerra (Reed, 1988).



Figura 2.1: Veículo adaptado à gasogênio (Martinez, 2009).

Esses gasogênios serviram de modelo para o desenvolvimento de gaseificadores de biomassa e com a crise do petróleo na primeira década de 70, além de questões relacionadas ao aquecimento global devido à queima de combustíveis fósseis no final da década de 90, houve fortalecimento de linhas de pesquisas sobre recursos renováveis de modo sustentável. A partir desse período, houve um interesse maior no processo e no desenvolvimento dos gaseificadores (Ushima, 1999; Prins, 2005).

Dentro os maiores interessados nessa tecnologia, a Índia segundo Purohit (2009) e Jorapuree (1997) desponta como sendo um dos países que mais investem

em desenvolvimento de gaseificadores, respaldada pelo indicativo 320 milhões de toneladas de resíduos industriais produzidos por ano que podem ser usados em aplicações energéticas, o que em termos de capacidades de plantas poderiam gerar mais que 290 TWh de eletricidade por ano.

Dentre esses sistemas, está o gaseificador de topo aberto desenvolvido por Mukunda et al. (1993), do Instituto Indiano de Ciências, que funciona acoplado a motores de combustão interna. Uma modificação feita por uma empresa paraense desse gaseificador é objeto de estudo deste trabalho. Ao redor do mundo, inclusive no Brasil, várias instituições de ensino trabalham para o aprimoramento da tecnologia de gaseificação onde aproveitam materiais residuais como cascas, palhas, serragem, cavacos e especificamente resíduos agroindustriais como bagaço de cana, casca de arroz, semente de algodão e outros (Sanchez et al, 1997; Kinto et al, 2002)

Fernandes et al (2000), comprovou a viabilidade econômica do uso de gaseificadores com a finalidade de eletrificação rural, utilizando capim-elefante e casca de arroz. Barriga (2002), também realizou experimentos utilizando casca de arroz em gaseificador de leito fluidizado, obtendo gases com rendimentos a frio de 48% e PCI de 3,2 MJ/Nm³.

Leal (2004) utilizou bagaço de cana e palha em leito fluidizado, obtendo gases com poder calorífico inferiores em torno de 5 MJ/Nm³, concluindo que a altas temperaturas pode-se ter boa conversão de carbono (>95%). Três anos depois, Ribeiro (2007) chamou de “atrativo” o desempenho de grupo geradores a diesel destinado a eletrificação rural, utilizando um gaseificador do tipo downdraft estratificado, motivado por seus resultados que apontaram redução média de 83% nas emissões de NO_x, 14% nas emissões de CO₂ e um aumento dobrado na produção de CO, usando gás de síntese comparativamente ao diesel puro.

Martínez (2009) apresentou um estudo experimental de um gaseificador de leito móvel do tipo extração por baixo contendo dois estágios de fornecimento de ar. A gaseificação de biomassa neste gaseificador gerou gases com PCI de 4,53 MJ/Nm³ e potência térmica de 50 kWt. De acordo com Martínez, a configuração de duplo estágio de fornecimento de ar mostrou-se como um método eficiente na diminuição do teor de alcatrão no gás produzido.

Coelho (2006 e 2002) apresenta bons resultados com gaseificadores do tipo downdraft trazidos da Índia, através dos projetos Gaseifamas e Gaseibras que busca desenvolver a tecnologia e a formação de recursos humanos na região norte. Gaseificou-se cavacos de eucalipto, casca de cupuaçu e outras biomassas locais, obtendo gases com PCS de $5,7 \text{ MJ/Nm}^3$ capazes de gerar 20 kWe e que, segundo Coelho, conseguiu reduzir em 80% no consumo de combustíveis fósseis.

A Universidade Federal do Pará, através do Grupo de Pesquisa em Energia de Biomassa - ENERBIO participou do projeto Genipaúba, que consistiu em construir e implantar um gaseificador de 20 kWe. Este projeto possui como finalidade, possibilitar o desenvolvimento sustentável da comunidade de Genipaúba através da geração de energia elétrica. No gaseificador, que é de topo aberto e utilizando como biomassa caroço de açaí, produziu-se gases com PCS de $4,6 \text{ MJ/Nm}^3$, no qual obteve-se eficiência de 80% na conversão de biomassa para gás (Rendeiro e Elarrat, 2008).

Seguindo a temática das pesquisas sobre gaseificação da biomassa acima, este trabalho visa avaliar sistematicamente se os parâmetros de um gaseificador do tipo downdraft de topo aberto relativos ao consumo de biomassa e a eficiência térmica condizem com os parâmetros fornecidos pelo representante da empresa. Avaliaram-se também outros parâmetros de indicação de desempenho, como a velocidade superficial e a taxa de conversão de carbono.

2.1.2. Conceito

De acordo com Perry (1999), a gaseificação é descrita como um processo que envolve a combustão parcial de combustíveis carbonáceos ou hidrocarbonetos para gerar um gás combustível rico em monóxido de carbono e hidrogênio. Ou seja, enquanto a combustão completa apresenta como produtos CO_2 , H_2O e N_2 , a gaseificação apresenta-se de forma incompleta, tendo como produtos CO , H_2 e CH_4 , além é claro, de certa quantidade de alcatrão, isto é, quando o combustível for biomassa, uma vez que a gaseificação de carvão mineral não produz alcatrão (ou produz quantidades ínfimas).

2.1.3. Classificação dos gaseificadores

Segundo Silva Lora (2004), podemos classificar esses equipamentos da seguinte forma:

- **Quanto ao poder calorífico do gás:** é considerado de baixo poder calorífico os que produzem gás com PCI até 5 MJ/Nm^3 , médio poder caloríficos os que produzem gases com PCI entre 5 até 10 MJ/Nm^3 e os que produzem gases com PCI entre 10 a 40 MJ/Nm^3 são considerados de alto poder calorífico. Sendo que o poder calorífico define a aplicação final deste gás (Bridgewater, 2003; Nogueira e Trossero, 2000).
- **Quanto ao agente gaseificante:** que pode ser o ar, oxigênio ou vapor d'água ou combinação entre eles.
- **Quanto à pressão:** que pode ser atmosféricos ou pressurizados (até 6 MPa).
- **Quanto à direção do movimento do combustível e do comburente:** extração por cima (contracorrente), extração por baixo (co-corrente), fluxo cruzado e leito fluidizado.

Os **gaseificadores de extração por cima** são os mais simples e antigo, sendo ainda muito utilizados na indústria química na gaseificação de carvão mineral. Este gaseificador possui como vantagem a capacidade de gaseificar lixo municipal, sendo dessa forma capaz de gaseificar materiais com elevado teor de água. Todavia, sua simplicidade apresenta desvantagem no que diz respeito à qualidade do gás, que apresenta elevados teores de alcatrão devido aos gases não passarem pela zona de combustão (Ushima, 1999; Sanchez et al, 1997).

Contracorrente se refere ao fato do combustível ser alimentado pelo topo, seja através de portinholas ou válvulas rotativas, e desce em contracorrente ao ar ou oxigênio que pode estar ou não misturado a vapor d'água ou CO_2 introduzido através de uma grelha, localizado na base do gaseificador (Piferr, 2008). A Figura 2.2, apresenta as regiões normalmente encontradas ao longo da altura do leito de um gaseificador de extração por cima típico.

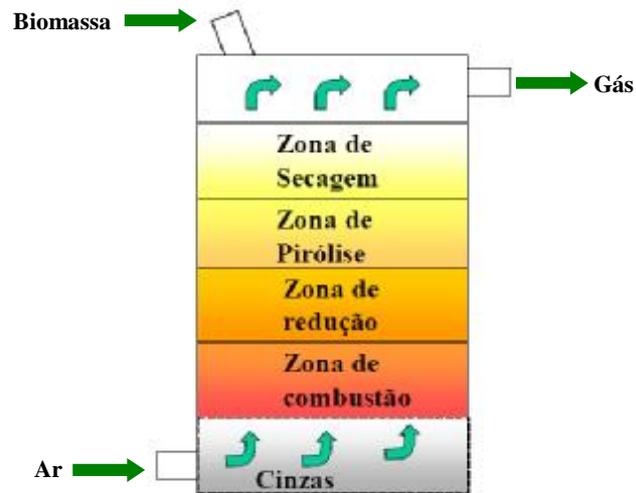


Figura 2.2: Gaseificador de extração por cima (Silva Lora, 2007).

Os **gaseificadores de extração por baixo** (figura 2.3) ao contrário do anterior, o gás sai por baixo e tem como vantagem a baixa produção de alcatrão, pois o mesmo é craqueado na zona de combustão, sendo este mais indicado para uso em motores a combustão interna. Tendo como principal desvantagem a utilização de combustíveis com pouca umidade e de granulometria uniforme (Correia Neto, 2001; Rajvanshi, 1986).

Neste tipo de gaseificador, os injetores de ar são posicionados diretamente na região de combustão, objetivando distribuir uniformemente o oxidante para que seja atingida a temperatura adequada em toda secção afim de craquear os alcatrões que por ela passam (Martinez, 2009).

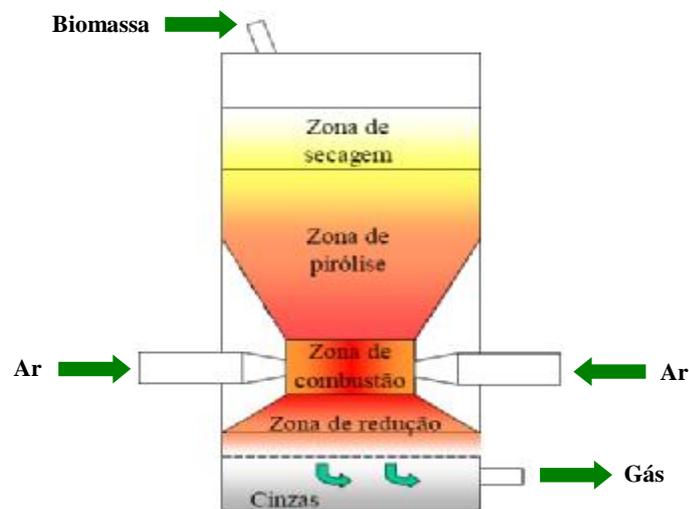


Figura 2.3: Gaseificador de extração por baixo (Silva Lora, 2007).

Nos **gaseificadores de fluxo cruzado** (figura 2.4), o ar entra em alta velocidade por um único bocal, forçando a circulação e a fluência através do leito de carvão e gases. Este gaseificador é capaz de produzir altas temperaturas, o que minimiza a concentração de alcatrão, embora favoreça produção maior de cinzas nessa área. As cinzas e a grande quantidade de combustível ao redor da zona de pirólise funcionam como isolantes, permitindo que o gaseificador seja construído com aços moderados (Ribeiro, 2007).

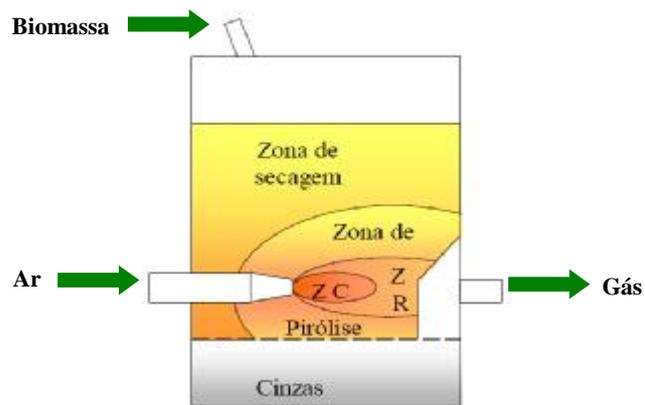


Figura 2.4: Gaseificador fluxo cruzado (Silva Lora, 2007).

Os **gaseificadores de leito fluidizado** (figura 2.5) foram desenvolvidos antes da segunda guerra mundial com a finalidade de gaseificar grandes quantidades de carvão mineral, sendo chamados de gaseificadores Winkler, que mais tarde foi adotado por indústrias químicas e petroquímicas para craqueamento catalítico de hidrocarbonetos, além de outras aplicações (Cenbio, 2002).

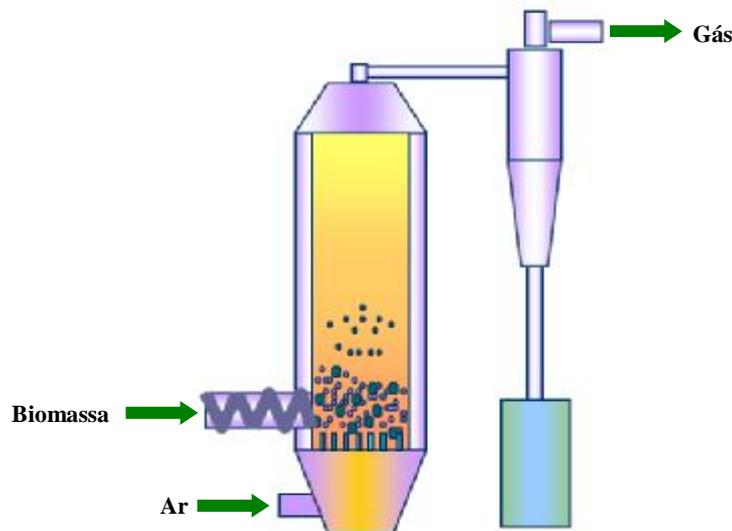


Figura 2.5: Gaseificador de leito fluidizado (Silva Lora, 2007).

O que diferencia o leito fluidizado do leito fixo é, basicamente, a velocidade em que se processa o agente gaseificante. O gaseificador de leito fixo utiliza apenas o necessário para o processamento das reações, mas não sendo suficiente para arrastar partículas. Dessa forma, as interações entre as partículas são de alta intensidade o que reflete em uma gaseificação mais completa (Vargas, 2001; Miccio et al, 2007).

A vantagem do leito fluidizado é a alta capacidade volumétrica e o fácil controle da temperatura, tendo como desvantagens a alta quantidade de partículas de poeira e cinzas no gás, além da formação de alcatrão a baixas temperaturas de operação (Safitri, 2005; Lettner et al, 2007).

Segundo Sanchez et al (1997), a gaseificação em leito fluidizado é promissora, principalmente quando se trata de combustíveis como bagaço de cana, casca de arroz, etc., pois estes biocombustíveis são de difícil gaseificação por métodos tradicionais devidos suas características (umidade, granulometria, etc).

Sanchez também faz uma comparação das características do gás em diferentes tipos de gaseificadores, mostrando que o tipo de gaseificador influencia nas características do gás produzido. A composição típica de gases produzidos em diferentes gaseificadores retirados os eventuais valores de alcatrão é mostrada na tabela 2.1, a partir de um levantamento feito por Bridgwater em 1991.

Tabela 2.1: Gases produzidos por gaseificadores para biomassa (Bridgwater, 1991)*.

Gaseificador	Composição do gás (%Vol.Base seca)					PCS (MJ/Nm ³)	Qualidade do gás**
	H ₂	CO	CO ₂	CH ₄	N ₂		
Leito fluidizado	9	14	20	7	50	5,4	Média
Contracorrente	11	24	9	3	53	5,5	Pobre
Co-corrente	17	21	13	1	48	5,7	Boa

**Particulado e alcatrão.

*Tabela retirada de Sanches, 1997.

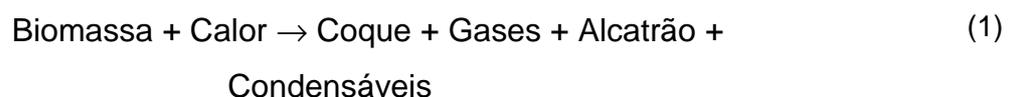
Essas composições médias definem o tipo de gaseificador que deve ser utilizado para determinada finalidade, por exemplo, se quisermos produzir um gás rico em metano, optaremos por um gaseificador do tipo leito fluidizado por apresentar gases com maior teor deste gás.

2.1.4. Zonas de processo

Alguns autores (Ponte Filho, 1988, Knoef, 2008; Wander, 2001), descrevem a ocorrência de várias zonas de reação nos gaseificadores as quais são chamadas: zona de secagem, pirólise, combustão e gaseificação, além de reações envolvendo o alcatrão e os produtos de pirólise.

A zona de secagem fica localizada no topo do gaseificador a qual sofre um pré-aquecimento gerado pelos gases quentes, o que provoca a secagem da biomassa, sendo que a umidade removida será transferida para os gases. Nesta zona a temperatura pode variar de 350°C a aproximadamente 600°C, tratando-se um gaseificador tipo updraft, ou seja, com a saída dos gases por cima.

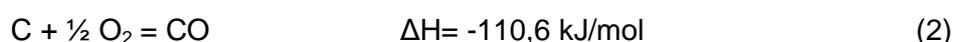
A zona de pirólise é a área em que ocorrerá a desvolatilização dos componentes da biomassa, tais como, a destilação dos gases, óleos e alcatrão. A temperatura nessa zona varia de 600° a 800°C, e pode ser descrita de acordo com a reação abaixo:



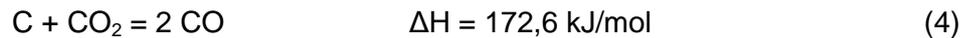
Nas zonas de combustão e gaseificação ocorrem reações homogêneas e heterogêneas de caráter oxidativas e redutivas em fases sólidas e gasosa:

- **Reações Heterogêneas gás-sólido**

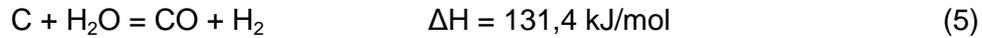
- a) Oxidação do carbono



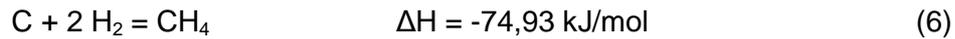
- b) Reação de Bouduard



c) Reação de gás de água ou reação carbono vapor

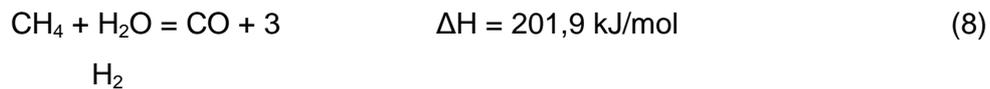
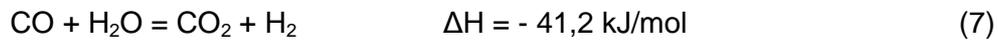


d) Reação de formação de metano

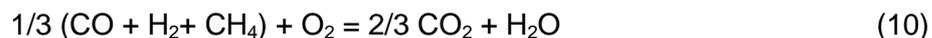


- **Reações Homogêneas (gasosa)**

a) Reação de “troca” da água



As reações envolvendo o craqueamento do alcatrão produzido no gaseificador e os produtos de pirólise que sofrem oxidação são mostradas abaixo:



Todas as equações acima mostram apenas uma simplificação das reações no interior do gaseificador, tendo em vista sua complexidade. Mesmo assim, elas são capazes de descrever a formação gasosa do processo de gaseificação (Cenbio, 2002).

De acordo com Sanches et al (1997), apesar da versatilidade técnica da gaseificação ainda encontra-se dificuldades da transformação do potencial teórico em uma tecnologia comercialmente competitiva. Pois, ainda residem dificuldades no projeto de um equipamento que deve produzir um gás de qualidade, que seja adaptado às condições do combustível e de operação.

Correia Neto (2001) cita algumas dessas dificuldades:

- A tecnologia é mais complicada que a queima direta;

- Têm-se que ter segurança especial quanto ao gás tóxico produzido, o que exige projetos estanques e em local ventilado;
- Apresenta baixa eficiência térmica quando requer lavagem do gás, perda de calor na instalação e potência de ventiladores;
- Pequenas escalas apresentam falhas freqüentes;
- Dificuldades no manuseio do combustível e na limpeza dos gases;
- A presença de alcatrões e particulados exige limpeza para garantir integridade física de turbinas e outros equipamentos contra corrosão e contaminação.

Mesmo assim, podemos perceber que a gaseificação é um processo cuja tecnologia já se tem domínio, no qual pesquisadores, instituições e grupos comerciais se dedicam não apenas em desenvolver e comercializar gaseificadores, como também, testar os já existentes no mercado com novos tipos de biomassa.

3. DESCRIÇÃO DOS EQUIPAMENTOS E MÉTODOS

3.1. DESCRIÇÃO DO GASEIFICADOR

O gaseificador downdraft indiano “Mukunda” (figura 3.1) cujo modelo foi adaptado às condições locais pela Floragás, empresa paraense incubada na PIEBT (Programa de Incubadora de Empresas da UFPA). O equipamento foi adquirido pelo Projeto “Gaseificadores de topo aberto operantes na Amazônia” financiado pela FINEP com a interveniência da Fundação de Amparo e Desenvolvimento à Pesquisa – FADESP, e instalado no Laboratório de Engenharia Mecânica – LABEM/UFPA.



Figura 3.1: Gaseificador downdraft em operação no LABEM/UFPA

3.1.1. Funcionamento do sistema

A mistura gasosa é produzida no interior do reator a partir do tratamento térmico da biomassa e é conduzido de acordo com o esquema abaixo (figura 3.2). Esse gás é arrastado através do sistema de limpeza do equipamento por meio de um exaustor localizado próximo ao queimador de gás.

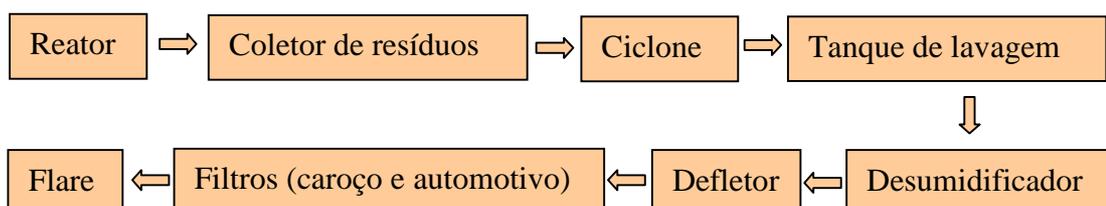


Figura 3.2: Ilustração do caminho percorrido pela corrente gasosa.

No sistema de limpeza, a corrente gasosa entra perpendicularmente a uma corrente aquosa, onde ocorre a lavagem deste gás, propiciada por uma bomba que faz a recirculação da água. A água contendo alcatrão e particulados são retirados por meio de um ciclone, o gás é conduzido por cima até um desumidificador e um defletor, cujos anteparos retêm o alcatrão e umidade passantes.

O sistema ainda conta com dois filtros, um contendo caroço de açaí e um automotivo, que complementa o sistema de limpeza do gás. A partir daí, o gás é queimado e lançado na atmosfera através de um flare. Na figura 3.3, está o esquema descritivo desse gaseificador, mostrando seus componentes originais, que também são mostrados em detalhes na seqüência.

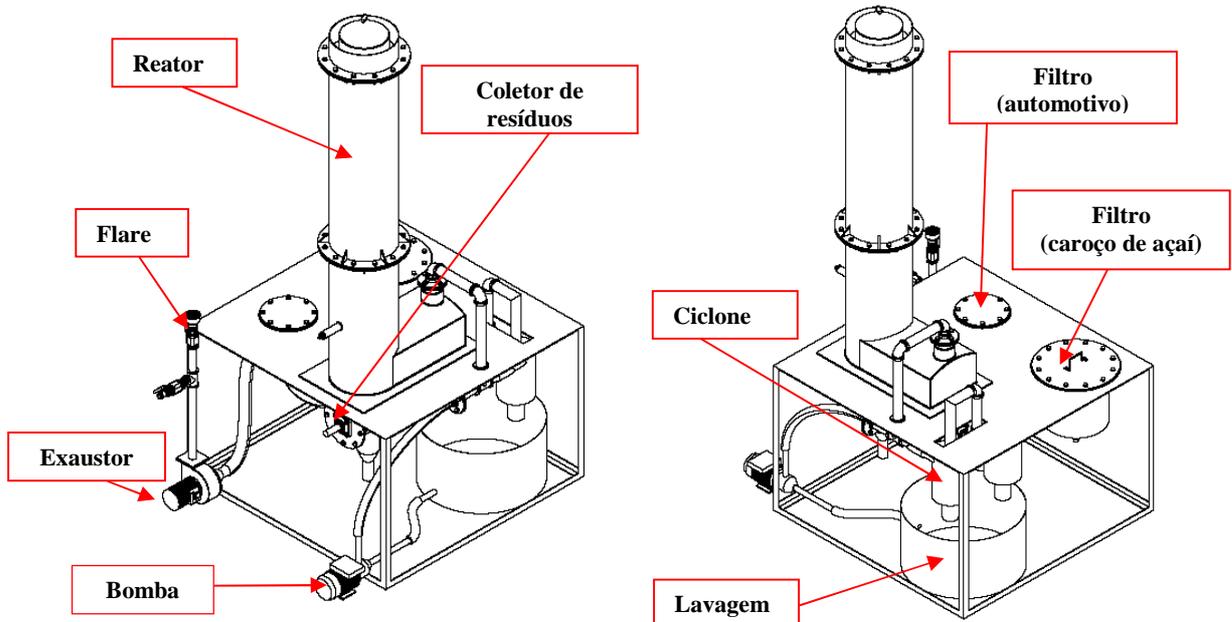


Figura 3.3: Detalhes do gaseificador “Mukunda”

3.1.2. Reator

O reator do gaseificador mostrado em corte na figura 3.4.a, possui um corpo cilíndrico cujas dimensões são: 1,636 m de altura e 0,15 m de diâmetro interno, tendo área de secção transversal de $0,018 \text{ m}^2$. Foi construído com chapas de aço de 3 mm de espessura, as quais estão internamente revestidas com tijolos refratários, com o intuito de preservação da chapa contra o calor e processos corrosivos.

O reator possui ainda uma grelha constituída de ferro fundido, na base do cilindro e abaixo do reator, tem-se um coletor de resíduos, do tipo “parafuso sem fim” por onde se retira as cinzas e restos de carvão (detalhe, figura 3.4.b).

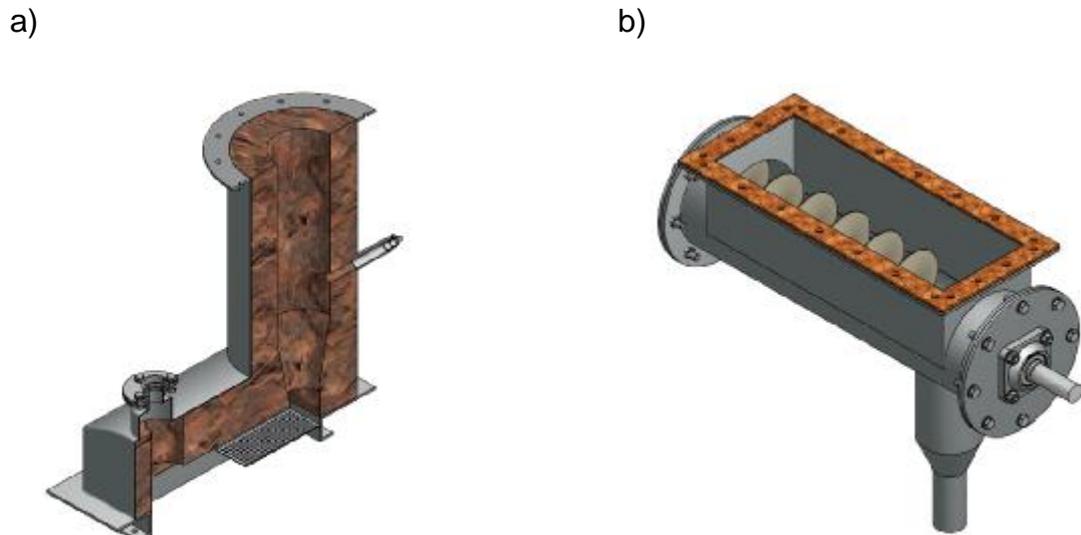


Figura 3.4: a) Gaseificador em corte; b) Detalhe do coletor de particulados

3.1.3. Bomba/exaustor

Tanto a bomba de circulação de água quanto o exaustor possuem potência de $\frac{1}{4}$ CV. O ventilador que é utilizado para sucção do gás está posicionado antes do flare e após todo sistema de limpeza do gaseificador.

3.1.4. Lavador/ciclone

A lavagem do gás se faz antes do ciclone, pois há uma pré-mistura da água com gás a fim de separar o alcatrão da corrente gasosa e resfriar o gás. A massa retida na lavagem fornece valores para as quantidades de alcatrão e particulados, a vazão máxima de água para resfriamento do gás de 6 l/min. Segundo idealizadores do projeto, o ciclone foi dimensionado para separar partículas acima de 0,5 mm.

3.1.5. Tubos, mangueiras e válvulas

As tubulações são feitas de aço comercial de 2” de diâmetro, e as mangueiras de polietileno de mesmo diâmetro. Foram instaladas na saída dos gases válvulas globo de aço galvanizado para controle da corrente gasosa.

3.1.6. Filtros

O gaseificador possui dois filtros (figura 3.5): um de caroço de açaí, que retira boa parte do alcatrão e umidade, e o outro, constituído de um filtro automotivo para o particulado. O filtro de caroço de açaí possui 0,25 m de diâmetro por 0,3 m de altura. O filtro de particulado possui 0,25 m de altura e 0,25 m de largura.

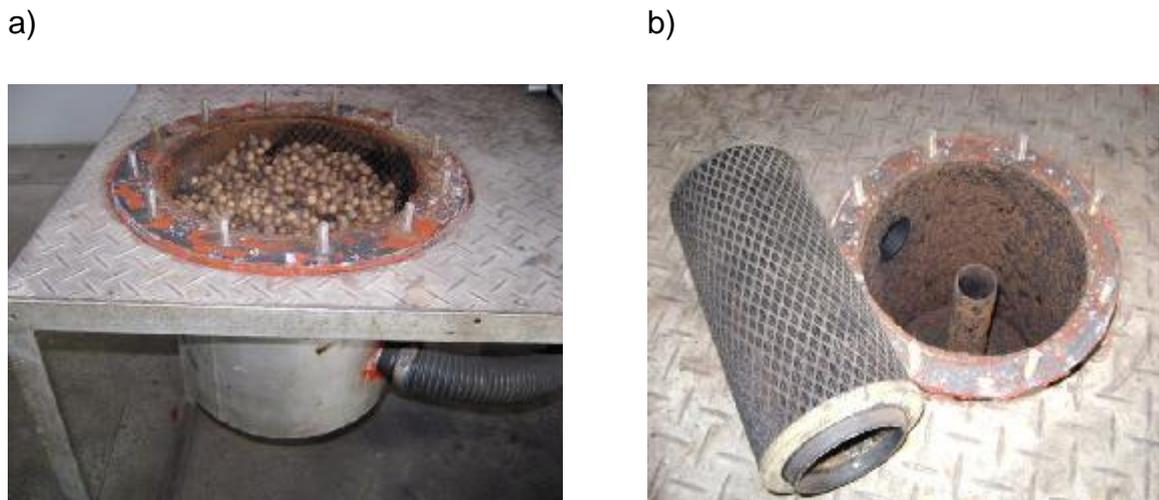


Figura 3.5: a) Filtro de caroços de açaí; b) Filtro automotivo.

3.1.7. Flare

O queimador é constituído de um tubo de aço com diâmetro de 0,025 m e 2 m de comprimento, usa-se para ignição do gás, um maçarico que utiliza butano, os gases combustíveis produzidos pelo gaseificador foram queimados por questões ambientais. Ao longo da haste instalou-se uma placa de orifício com a finalidade de medição de pressão e velocidade dos gases.

3.2. APARELHAGEM DE MEDIÇÃO

Para realização das medições dos parâmetros importantes no gaseificador, utilizou-se aparelhos para medições de velocidade, temperatura, pressão, concentração de gases e para determinar particulado e alcatrão presentes nos gases.

3.2.1. Medição de velocidade

Para medição de velocidade do ar, utilizou-se um molinete da marca TESTO 350 M/XI - TESTO 454 (Bagarel, 2008), mostrado na figura 3.6, colocado de forma perpendicular ao orifício de entrada de ar no reator, e cuja faixa de medição vai de 0 à 20 m/s, com precisão de $\pm 0,03\%$. Obtida esta velocidade, pode-se calcular a vazão mássica de ar que entra na zona de reação do gaseificador. Este equipamento também serviu para calibrar a placa de orifício posta na saída do gaseificador, com o objetivo de obter a pressão e velocidade neste ponto.



Figura 3.6: Molinete

3.2.2. Medição de temperatura e pressão

O conhecimento e controle da temperatura e pressão em um gaseificador são primordiais para que o fenômeno da gaseificação aconteça, pois, através destes parâmetros, foi verificado o comportamento da produção de gases. Para medições de temperatura utilizou-se um termopar tipo ponta de imersão modelo MTK-13 da fabricante Minipa, cuja faixa de medição é de -50°C até 700°C , colocado na saída do reator e na saída do flare. A pressão dos gases na saída do reator e na placa de orifício foram medidas utilizando um manômetro em “U”, que indica a pressão em coluna de água (c.a). Evitou-se utilizar manômetro digital devido à concentração de alcatrão presente no gás, o que poderia danificar o equipamento.

3.2.3. Coleta de alcatrão e particulados

Uma mangueira de material resistente à corrosão foi ligada às válvulas na tubulação de escoamento do gás produzido, a jusante do lavador, com a finalidade de permitir a coleta de gás. Para coleta do gás utilizou-se um coletor isocinético (Energética, 2008) chamado de CIPA (figura 3.7), que é capaz de determinar a quantidade de particulado e alcatrão presentes no gás, bem como a vazão volumétrica de gás coletado pelo equipamento.

O CIPA utiliza como substância seqüestrante de alcatrão o isopropanol, possuindo um filtro de papel que captura o particulado presente no gás, sendo que a massa coletada no papel de filtro e na solução de isopropanol foi pesada em uma balança com sensibilidade de 0,001 g. A medida do volume é feito através de um gasômetro instalado antes e depois da amostragem, a diferença de leitura no tempo fornece o volume da amostragem, obviamente corrigido para pressão e temperatura, segundo normas da ABNT sobre efluentes gasosos (MB-3355/NBR 12020). Quanto à precisão do gasômetro utilizado no CIPA a incerteza é de 2%.

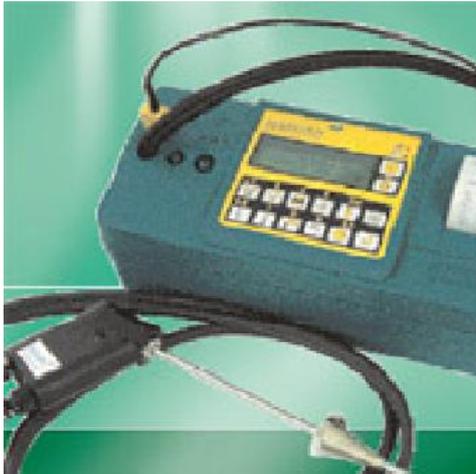


Figura 3.7: Coletor isocinético

3.2.4. Medidores de concentração gasosa

Os equipamentos Tempest-100 e Greenline (figuras 3.8.a e 3.8.b, respectivamente) foram utilizados para medir a composição dos gases provenientes do gaseificador: SO_2 , NO , NO_x , CO , CO_2 , C_xH_y .

a)



b)



Figura 3.8: Medidores de concentração: a) Tempest-100; b) Greenline.

Estes medidores foram empregados após limpeza de gás no CIPA. O Tempest-100 mediu as quantidades de NO, NO_x e SO₂, o Greenline as concentrações de CO, CO₂, C_xH_y, cujos resultados são expressos em ppm (parte por milhão), utilizando o sensor infravermelho.

No entanto, houve dúvidas na utilização desses equipamentos, uma vez que seus limites de medição poderiam não ser apropriados para utilização com gases provenientes de gaseificadores, no qual têm-se elevados teores de monóxido de carbono. A faixa de detecção e a precisão desses aparelhos são mostradas na tabela 3.1.

Tabela 3.1: Características dos equipamentos de medição de gases

Greenline			Tempest 100		
Elemento	Faixa	Erro	Elemento	Faixa	Erro
CO ₂	0-20%	+/- 0,3%	SO ₂	0-0,2%	>100 ppm: +/- 5% fsd
CO	0-15%	+/- 0,3%	NO	0-0,1%	
C _x H _y	0-5%	+/- 5% (f.s)	NO _x	0-0,2%	>20 ppm: +/- 5% fsd

3.3. OPERAÇÃO DO GASEIFICADOR

A operação do gaseificador exige aplicação de conceitos de segurança, conhecimento técnico do funcionamento e princípios que envolvem desde a preparação da matéria-prima e ignição do gaseificador à gaseificação propriamente dita, bem como o tratamento dos gases e resíduos e a manutenção do ciclo de funcionamento. Para operar e obter todos os dados sobre o gaseificador é necessário os procedimentos seguintes.

3.3.1. Tratamento da biomassa

A biomassa (caroço de açaí) é obtida úmida e contendo grande quantidade de material particulado, proveniente da despulpagem da fruta. Este particulado deve ser limitado para evitar obstrução parcial ou total do leito com formação de canais preferenciais por onde os gases facilmente escoam comprometendo a eficiência do gaseificador.

Sendo assim, estufas e balanças analíticas foram utilizadas para determinação de umidade da biomassa e peneiras com aberturas de diâmetro menor a 0,01m foram empregadas para adequação da biomassa ao gaseificador.

A biomassa que passou por secagem ao sol, para atingir em torno de 16% de umidade, também recebeu tratamento de peneiramento para se obter as frações granulométricas desejadas. Foi utilizada uma peneira de acionamento manual para eliminação das partículas delgadas que prejudicam o funcionamento do gaseificador.

3.3.2. Leito de carvão e recarga do reator

Para as reações de gaseificação se processar, é necessário antes do início do processo de conversão, que se tenha um leito já formado com uma altura estabelecida e com temperatura adequada à gaseificação. Então, a partir daí, deve-se efetivar o acendimento do leito de carvão. Com o exaustor ligado, queima-se dentro do reator cerca de 0,8 kg de carvão vegetal. A queima é feita através do orifício de entrada do ar, bem na zona de reação, vista na figura 3.9 a, utilizando para isto, um maçarico.

Quando a zona de combustão estiver formada, introduz-se pela parte superior do sistema de alimentação (figura 3.9 b), biomassa suficiente até o nível da borda do equipamento, e em seguida, fecha-se o topo do gaseificador. Decidiu-se utilizar o topo fechado, devido à fumaça que costumeiramente escapava por cima, indicação clara que a depressão imposta pelo exaustor ao interior do reator era insuficiente para extrair todos os gases. Também porque a chama produzida pelo gás era mais intensa, o que dava a entender um melhor desempenho do equipamento.

a)



b)



Figura 3.9: Queima no gaseificador: a) Zona de reação; b) Recarga do reator.

Uma observação importante é que o operador não deve fechar o topo do gaseificador estando diante da entrada de ar, devido à produção de labaredas ocasionadas pelo aumento de pressão no interior do reator.

3.3.3. Resíduos

A quantidade de resíduos, após conversão de uma recarga de biomassa no reator, depende da biomassa e do tempo de experimento. A remoção do excedente residual (figura 3.10) é feita através de um parafuso-sem-fim na base do reator e no sistema de lavagem.

a)



b)



Figura 3.10: Resíduos: a) Carvão residual; b) Solução de lavagem de gases.

3.3.4. Coleta e análise dos gases

Após a passagem do gás pelo sistema de limpeza do gaseificador e do sistema de remoção de alcatrão, os analisadores do gás, bem como os operadores, devem estar disponíveis, próximo do gaseificador, para efetuar as análises desejadas.

4. METODOLOGIA EXPERIMENTAL

4.1. PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL

A metodologia utilizada para avaliar o gaseificador baseou-se na realização de testes experimentais com a finalidade de verificar as condições de eficiência e operação do equipamento. Neste gaseificador, consideraram-se como fatores de entrada no processo as vazões de ar e biomassa; como fatores de saída consideraram-se a concentração volumétrica dos gases produzidos (CO e CH₄), seu poder calorífico inferior e sua potência, a capacidade de produção de gás e a eficiência a frio do processo.

Determinou-se também outros fatores de relevante importância na caracterização de um gaseificador como a velocidade superficial do gás gerado (u_s), a taxa específica de processamento de biomassa (Ψ), e a razão de equivalência do processo (Φ). A meta deste trabalho consiste em identificar os parâmetros de entrada e de saída do gaseificador sem realizar qualquer variação nestes parâmetros de tal forma à manter sua configuração original.

As medições no gaseificador foram realizadas de 10 em 10 minutos, utilizando exclusivamente caroço de açaí como biomassa. Neste teste, considerou-se apenas uma corrida por tempo limitado à pouco mais de 1h e 30 minutos (tempo médio de funcionamento do gaseificador obtido de experimentos preliminares), devido a um acúmulo de carvão na região da garganta do equipamento impedindo a continuidade do processo.

O experimento inicia-se com o enchimento do tanque d'água, onde é feita a lavagem do gás, posteriormente, adequa-se ao gaseificador os equipamentos de medida (termopares, manômetros, coletor de partículas e medidores de concentração gasosa). Adiciona-se aproximadamente 1 kg de carvão para formar a zona de combustão. A partir daí, liga-se o gaseificador e, utilizando um maçarico, incinera-se o carvão colocado no reator através do bocal de admissão de ar.

Com o leito de carvão em combustão, adiciona-se a biomassa até nivelar-se ao topo. Quando a fumaça, inicialmente produzida, converter-se a gás combustível, o

que acontece com o tempo aproximado de 10 minutos do início do processo, é porque o sistema entrou em regime e, a partir daí, pode-se efetuar as medições necessárias.

Efetuem-se as medições de acordo com os seguintes procedimentos: utilizando um molinete, mede-se a velocidade do ar e do gás produzido no orifício de admissão de ar e na saída do flare (sem o distribuidor de chamas) respectivamente; verifica-se a temperatura na saída do reator e na saída do flare (orifício da tomada de pressão), bem como a variação de pressão nesses pontos; mede-se a altura de leito consumido com uma régua para determinação da vazão mássica. Enquanto isso, dois operadores devem acompanhar o desempenho do coletor de partículas (ligado ao gaseificador através do cordão umbilical do equipamento, isto é, sem a sonda) e operar os equipamentos de medição de concentração gasosa (Tempest e Greenline).

A recarga com biomassa no gaseificador foi efetivada de 20 em 20 minutos. Quando o gaseificador começou a apresentar problemas de entupimento na região da garganta (diminuição da produção de gás) e na lavagem do gás (saturação da água por alcatrão), desligou-se o gaseificador. Após resfriamento do equipamento, verificaram-se os resíduos no coletor e, no leito do reator, separou-se o carvão (biomassa carbonizada) da biomassa não carbonizada. Com isso, puderam-se determinar as quantidades de carvão produzido.

Todos os dados coletados foram organizados em uma planilha para posterior tratamento dos objetivos. A forma como foi feito o tratamento desses dados é comentado minuciosamente no tópico abaixo.

4.2. TEORIA APLICADA NO ENSAIO

4.2.1. Vazão mássica

A vazão volumétrica do ar na entrada do injetor do gaseificador foi determinada através da equação 4.0, onde v é a velocidade e A é a área da secção por onde ocorre o escoamento:

$$\dot{Q}_{ar} = v_{ar} \cdot A \quad (\text{m}^3 / \text{h}) \quad (4.0)$$

$$\dot{m}_{ar} = r_{ar} n_{ar} A \quad (\text{kg/h}) \quad (4.1)$$

Para medida da vazão mássica (eq. 4.1), foi utilizada a massa específica do ar igual a $1,16 \text{ kg/m}^3$ pois a temperatura média do ar é de 28°C e a pressão de 1 atm , sendo a área de entrada de ar igual a $3,14 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$.

O cálculo de vazão mássica da biomassa baseou-se na equação abaixo (eq. 4.2), onde A é a secção transversal do gaseificador que corresponde a $1,8 \cdot 10^{-2} \text{ m}^2$, h é a altura do leito consumido, e cuja massa específica aparente medida para o caroço de açaí foi de 232 kg/m^3 , e t o tempo de operação. A altura foi medida de 10 em 10 minutos, utilizando uma régua calibrada.

$$\dot{m}_{bio} = \frac{A_{st} (h_2 - h_1) r_{ap}}{t} \quad (\text{kg/h}) \quad (4.2)$$

Em gaseificação a medição de vazão do gás é sempre complicada, pois o uso de instrumentos eletrônicos é prejudicado pela presença de alcatrão no gás, o que torna inviável a utilização desses equipamentos antes da limpeza eficiente desse gás. Na maioria das vezes utilizam-se placas de orifício para determinar a velocidade do gás a partir da diferença de pressão a montante e a juzante da placa, utilizando para essa medida um manômetro. A partir do valor da velocidade e conhecendo a área de escoamento pode-se determinar a vazão volumétrica do gás.

$$\dot{Q}_{gás} = v_{gás} \cdot A \quad (\text{m}^3 / \text{h}) \quad (4.3)$$

Nesse sentido, procurou-se determinar a vazão de gás a partir deste preceito, determinando pressão e velocidade do gás. Isso foi feito, colocando-se uma placa de orifício na tubulação do flare, cuja relação orifício/tubo é 0,6, e fez-se a calibração da placa utilizando ar. Para essa calibração, colocou-se uma tomada de pressão estática a montante e a juzante desta placa e verificava-se a pressão ao mesmo tempo em que era feita a leitura da velocidade do ar na saída do flare, utilizando um

molinete. Dessa forma, determinaram-se as velocidades de saída do ar variando a pressão através de uma válvula, o resultado desta calibração está na tabela abaixo:

Tabela 4.1: Medidas de pressão e velocidade do ar.

$\Delta P(\text{mmca})$	V (m/s)
16	2,1
12	1,7
10	1,5
8	1,4
6	1,25
4	0,9

No entanto, durante o experimento notou-se infiltrações de ar no sistema, devido a deformidades do próprio equipamento, o que elevava a medida da velocidade e conseqüentemente a vazão. Mediu-se essa quantidade de ar infiltrada fazendo balanços da massa de ar na entrada e na saída, verificou-se que a diferença dessas massas correspondem a de ar infiltrado, cujo valor corresponde a 22% da massa de ar reacional da entrada do gaseificador, ou seja, para se obter o valor real da massa de ar na saída do flare, deve-se efetuar a subtração do ar infiltrado. Com isso, temos:

$$\dot{Q}_{gás} = \dot{Q}_{gásmedido} - 0,22 \dot{Q}_{ar} \quad (4.4)$$

Inserindo-se a massa específica do ar e do gás, a qual é calculada em tópico posterior, determina-se a vazão mássica do gás, mostrada na equação abaixo:

$$\dot{m}_{gás} = \dot{m}_{gásmedido} - 0,22 \dot{m}_{ar} \quad (4.5)$$

Onde:

$\dot{m}_{gás}$ = vazão mássica do gás (kg/h)

$\dot{m}_{gásmedido}$ = massa de gás bruta (kg/m³)

$0,22\dot{m}_{ar}$ = massa de ar infiltrado (kg/m³)

A transformação da vazão volumétrica do ar e do gás para condição normal é dada pela equação abaixo, levando-se em consideração que tanto o ar quanto o gás foram trabalhados à pressão de 1 atm.

$$\dot{Q}_{i(N)} = \frac{T_i}{273} \times \dot{Q}_i \quad (\text{Nm}^3/\text{h}) \quad (4.6)$$

$\dot{Q}_{i(N)}$ = Vazão volumétrica na condição normal (Nm³/h)

\dot{Q}_i = Vazão volumétrica da substância *i* na condição de operação (m³/h)

T_i = Temperatura da substância *i* (K)

Como a massa de carvão residual, de alcatrão na lavagem, nos filtros e tubulações, bem como a quantidade de particulado é difícil de determinar separadamente, decidiu-se chamar de vazão mássica residual, toda e qualquer massa que não se relacione a vazão de biomassa, ar e gás. Então, têm-se:

$$\dot{m}_{residual} = (\dot{m}_{biomassa} + \dot{m}_{ar}) - \dot{m}_{gás} \quad (\text{kg/h}) \quad (4.7)$$

4.2.2. Massa específica

A massa específica do gás foi calculada a partir da equação 4.8, considerando a pressão 101325 Pa e a constante universal dos gases 8315 J/kmol-K. Todavia, tornou-se necessário o cálculo do peso molecular do gás para completar a equação.

$$r_{gás} = P.MW_{gás} / R.T \quad (\text{kg/m}^3) \quad (4.8)$$

A massa molecular é determinada a partir do conhecimento das frações volumétricas dos componentes do gás, que é obtido a partir de sua análise. Obtida

as frações volumétricas do gás, pode-se determinar a massa molecular do gás a partir da equação 4.9.

$$MW_{gás} = \frac{(28[X_{CO}] + 44[X_{CO_2}] + 16[X_{CH_4}] + 30[X_{NO}] + 46[X_{NO_2}] + 64,1[X_{SO_2}] + 28[X_{N_2}])}{100} \quad (4.9)$$

$MW_{gás}$ = Massa molecular do gás (kg/kmol)

4.2.3. Velocidade superficial

A velocidade superficial (u_s) de um gaseificador é um parâmetro para comparação de desempenho, e é consequência da taxa de produção de gás, do teor energético do gás, da taxa de consumo de combustível, da produção de carvão e alcatrão produzida (Reed, 2002). Nos testes de Reed, utilizam-se velocidades superficiais na faixa de 0,05 até 0,26 m/s em gaseificadores do tipo downdraft, e observou que com aumento da velocidade superficial, houve acréscimo na produção de gás e diminuição na produção de alcatrão e carvão, sendo este parâmetro definido de acordo com a equação abaixo:

$$u_s = \frac{\dot{Q}}{A_{st}} \quad (\text{m/s}) \quad (4.10)$$

Onde:

\dot{Q} = taxa de produção de gás (Nm^3/s)

A_{st} = área da secção transversal do reator (m^2)

4.2.4. Eficiência e potência térmica

A eficiência térmica é dada pela relação entre o calor utilizável nas correntes efluentes e afluentes do reator (equação 4.11) e que pode ser mensurada tanto a quente quanto a frio. Preferiu-se utilizar a eficiência a frio pelo fato desta utilizar somente a energia química do gás desprezando a energia sensível do mesmo, o que poderia gerar valores errôneos nos cálculos, segundo Martinez (2009).

$$h_{t\acute{e}rmica} = \frac{\dot{Q}_{g\acute{a}s} \cdot PCI_{g\acute{a}s}}{\dot{m}_{biomassa} \cdot PCI_{biomassa}} \quad (4.11)$$

O poder calorífico de um gás pode ser calculado de acordo com a equação 4.12 abaixo:

$$PCI_{g\acute{a}s} = \sum Y_i PCI_i = Y_{CH_4} PCI_{CH_4} + Y_{H_2} PCI_{H_2} + \dots + Y_{CO} PCI_{CO} \quad (4.12)$$

No entanto, como a fração de H₂ e outros hidrocarbonetos não foram determinados, optou-se em utilizar uma equação empírica do poder calorífico do gás (equação 4.13) de acordo com Tiangco (1986). O poder calorífico da biomassa foi obtido juntamente com outras análises físico-químicas mostradas na tabela 5.1 no próximo capítulo.

$$PCI_{g\acute{a}s} = 5,9417 - 8,2893 \cdot 10^{-3} \Psi \quad (MJ / Nm^3) \quad (4.13)$$

A taxa específica de processamento de um reator (Ψ) é a relação entre a vazão mássica da biomassa e a área da secção transversal do reator (equação 4.14). Para validar a equação empírica do poder calorífico do gás, a taxa de processamento deverá estar compreendida entre 100 a 400 kg/m²h.

$$\Psi = \frac{\dot{m}_{bio}}{A_{st}} \quad (kg/m^2h) \quad (4.14)$$

Onde:

$\dot{Q}_{g\acute{a}s}$ = vazão volumétrica do gás (Nm³/h)

\dot{m}_{bio} = vazão da biomassa (kg/h)

$PCI_{g\acute{a}s}$ = poder calorífico inferior do gás (MJ/Nm³)

PCI_{bio} = poder calorífico inferior da biomassa (MJ/kg)

A_{st} = área da secção transversal do gaseificador (m²)

Ψ = taxa específica de processamento (kg/h-m²), 100 ≤ Ψ ≤ 400

A potência térmica do gás gerada foi obtida através da equação 4.15 onde, o as unidades do poder calorífico e a vazão volumétrica, são respectivamente kJ/Nm^3 e Nm^3/s .

$$Pot_{térmica} = PCI_{gás} \cdot \dot{Q}_{gás} \quad (\text{kW}_t) \quad (4.15)$$

4.2.5. Eficiência carbonífera

Na eficiência de conversão de carbono, verifica-se a quantidade de carbono que foi convertida durante o processo. Para determiná-la utilizaram-se os componentes que apresentam carbono presentes no gás (CO , CO_2 e CH_4), que foram identificados pelos aparelhos de medida, relacionando com a fração de carbono presente na biomassa (ver tabela 5.1), dessa forma, o rendimento carbonífero pode ser obtido através da equação 4.16 descrita abaixo:

$$h_{carbono} = \frac{\sum m_{gás} \cdot y_{carb.gás}}{m_{biomassa} \cdot y_{carb.bio}} \quad (4.16)$$

$$y_{carb.gás} = \frac{\%CO}{100} \cdot \frac{12}{28} + \frac{\%CH_4}{100} \cdot \frac{12}{16} + \frac{\%CO_2}{100} \cdot \frac{12}{44} \quad (4.17)$$

Sendo \dot{m}_g a vazão mássica do gás, \dot{m}_b a vazão mássica da biomassa e $y_{carb.gás}$ a fração mássica de carbono presente no gás (4.17) e $y_{carb.bio}$ a fração mássica de carbono na biomassa (tabela 5.1), além de $\%CO$, $\%CH_4$ e $\%CO_2$ que são as frações volumétricas medidas no gás.

4.2.6. Razão de equivalência

A razão de equivalência (Φ) é comumente usada para indicar quantitativamente se a mistura combustível-oxidante é rica ($\Phi > 1$, onde existe falta de oxigênio), pobre ($\Phi < 1$, onde existe excesso de oxigênio) ou estequiométrica ($\Phi = 1$, não sobra e nem falta oxigênio). Nos processos de combustão adota-se aproximadamente $\Phi = 0,95$ e para gaseificação $\Phi \approx 3$ segundo Nogueira (2008). A razão de equivalência é determinada de acordo com a relação abaixo:

$$\Phi = \frac{\left(\frac{m_{comb}}{m_{ox}} \right)_{real}}{\left(\frac{m_{comb}}{m_{ox}} \right)_{st}} \quad (4.18)$$

m_{ox} = massa do oxidante (kg)

m_{comb} = massa do do combustível (kg)

$()_{st}$ = condição estequiométrica

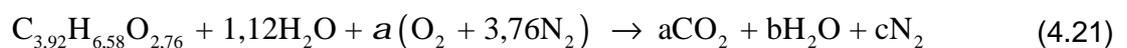
Para determinar os termos da equação 4.18, torna-se necessário a reação entre o combustível e o oxidante. A partir da tabela 5.1 de análise elementar, obtêm-se o percentual de carbono, oxigênio e hidrogênio, o que deve ser divididos pelas suas respectivas massas molares, e com isso determina-se a fórmula empírica da biomassa.



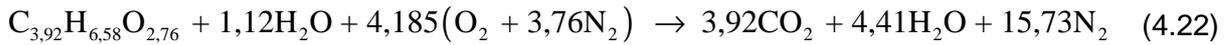
A biomassa trás consigo um teor de umidade, que segundo tabela 5.1 é de aproximadamente 17%, a formula empírica informa que a massa molecular da biomassa seca é de 97,78 kg/kmol. A massa molecular da água é 18 kg/kmol, e considerando uma base de cálculo de 100 kg de biomassa úmida, 83 kg serão de biomassa seca e 17 kg serão de água. Em termos molares, significa 0,85 mol de biomassa e 0,95 mol de água, então, para cada 1 mol de biomassa teríamos 1,12 mol de água, ou seja:



Entretanto, para se ter combustão é necessário a biomassa reagir com um oxidante, que no caso é o ar atmosférico. Com isso, equaciona-se a expressão já com os produtos de combustão:



Balaceando a equação obtêm-se:



Então, a partir da equação acima, monta-se a relação combustível/oxidante na condição estequiométrica:

$$\left(\frac{m_{comb}}{m_{ox}} \right)_{st} = \frac{n_{bio(s)}MW_{bio(s)} + n_{H_2O}MW_{H_2O}}{n_{ox}(MW_{O_2} + 3,76MW_{N_2})} = \frac{1 \times 97,78 + 1,12 \times 18}{4,185(32 + 3,76 \times 28)} = 0,21 \frac{kg_{bio}}{kg_{ar}} \quad (4.23)$$

Para determinar a relação combustível/oxidante real, é necessário apenas efetuar a razão entre as vazões mássicas da biomassa e do ar, obtidas no experimento. Com isso, temos:

$$\left(\frac{m_{comb}}{m_{ox}} \right)_{real} = \frac{\dot{m}_{bio}}{\dot{m}_{ar}} \left(\frac{kg_{bio}}{kg_{ar}} \right) \quad (4.24)$$

Esses cálculos foram replicados para diferentes vazões mássicas de combustível e ar, de tal forma a obter-se a razão de equivalência (equação 4.18) em todos os pontos medidos, e com isso, definiu-se o desempenho do poder de conversão do gaseificador.

4.2.7. Medida de alcatrão e particulado

O CIPA (coletor isocinético de poluentes atmosféricos) possui três pontos para coleta de resíduos, sendo eles:

- O filtro de papel, que é utilizado para reter particulado, sendo que no caso da gaseificação, geralmente esse particulado vem junto com alcatrão;
- Uma solução contendo isopropanol utilizada para reter alcatrão que passa pelo filtro;
- A mangueira de condução gasosa, onde eventualmente particulados ficam retidos.

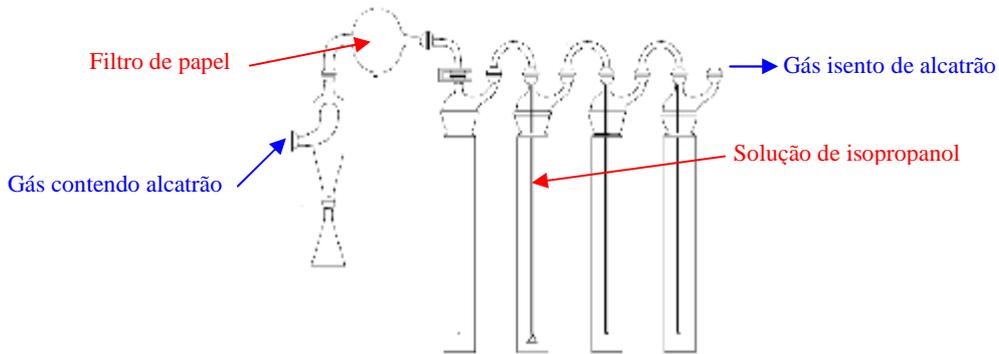


Figura 4.1: Ponto de coleta de resíduos.

O procedimento para medir a quantidade de particulado que fica retido no filtro de papel do equipamento é simples: o papel de filtro deve ser pesado antes e após o experimento em balança de precisão, a diferença será a massa retida de particulado e alcatrão para determinado volume de gás.

$$m_{\text{particuladofiltro}} = m_{\text{papeldespois}} - m_{\text{papelantes}} \quad (4.25)$$

O particulado que fica retido na mangueira é quantificado da seguinte forma: a mangueira após o experimento foi lavada com solução isopropílica, depois essa solução foi passada para um recipiente limpo e posteriormente, filtrado e seco à temperatura ambiente. Após esse processo, fez-se a pesagem, sendo o resultado somado com a quantidade de particulado retida pelo filtro.

$$m_{\text{particuladototal}} = m_{\text{particuladofiltro}} + m_{\text{particuladomangueira}} \quad (4.26)$$

Neste trabalho, será considerado como partícipe da massa de alcatrão, o vapor d'água que passou pelo filtro de papel, o qual não foi possível determinar. Então, a quantidade de alcatrão contida no gás a qual o texto abaixo se refere, diz respeito à massa de alcatrão propriamente dita juntamente com vapor d'água. Pois, no filtro de papel cria-se, ao longo do tempo, uma película de alcatrão, tornando-o impermeável, ou seja, tanto alcatrão quanto vapor d'água ficam retidos neste filtro, então, entende-se que a quantidade de vapor d'água passante é desprezível, uma vez que o volume da solução alcoólica não aumenta significativamente.

A quantidade de alcatrão contida no gás fica retida em solução alcoólica de isopropanol, sendo distribuída em três garrafas, cujas soluções apresentam cores diferentes, de amarelo escuro para um mais claro. Ao final do experimento, as soluções devem ser misturadas, e a partir daí, retira-se uma alíquota, a qual deve ser pesada.

Em seguida, pesa-se uma amostra branca de isopropanol de igual volume a que contém alcatrão, então pela diferença de densidade, determina-se a massa de alcatrão na solução da amostra, e conseqüentemente, na solução total. E com isso, determina-se a concentração a partir do volume de gás que entra no equipamento.

$$m_{\text{alcatrão}} = m_{\text{soluçãoalcatrão}} - m_{\text{soluçãobranca}} \quad (4.27)$$

$$C_{\text{alcatrão}} = m_{\text{alcatrão}} / V_{\text{gás}} \quad (4.28)$$

O volume do gás de saída do CIPA é obtido através da leitura direta em seu gasômetro, e com o cálculo da massa específica média do gás (equação 4.8) é determinada a massa do gás que saiu do equipamento. Em posse da massa de gás que saiu do CIPA e a massa de alcatrão (4.27), efetua-se a soma das massas, e com isso determina-se a massa de gás que entrou no equipamento.

Uma vez determinada a massa de gás que entra no CIPA e a massa específica média do gás, pode-se identificar o volume de gás que entrou no equipamento, e com isso, efetuar a medida de concentração do alcatrão. A partir das medidas da concentração do alcatrão e particulado, pode-se avaliar sistematicamente o desempenho do sistema de limpeza de gases do gaseificador, bem como, a capacidade da zona de combustão do equipamento em craquear as cadeias de alcatrão.

5. RESULTADOS

Assim que o gaseificador foi instalado, foram realizados testes de reconhecimento para entender seu funcionamento e seus possíveis problemas, além de verificar as dimensões do equipamento. Após isso, foram realizadas as primeiras tentativas de funcionamento, sendo que, não foi operacionalmente possível trabalhar com altura total do corpo cilíndrico do reator de 1,65 m, devido aos constantes problemas com obstrução da garganta pelo carvão residual, dessa forma, utilizou-se apenas a parte inferior do reator de 1,65 de altura. Verificou-se que uma altura de 0,65 m foi suficiente para o leito de biomassa, no caso específico deste gaseificador experimental. Os parâmetros definidores do comportamento da biomassa e do próprio gaseificador foram determinados, seguindo a metodologia experimental estabelecida do capítulo anterior.

5.1. RESULTADOS OBTIDOS

Uma vez estabelecidas as características energéticas da biomassa e as condições do ar, pode-se determinar os parâmetros operacionais do gaseificador, tais como: vazão mássica de gás produzido e consumo de biomassa e oxidante, bem como a capacidade energética do gás produto. As condições do ar foram comentadas no capítulo anterior, enquanto as características da biomassa são mostradas na tabela 5.1, cujos resultados foram obtidos através de uma parceria da Faculdade de Engenharia Mecânica da UFPA com a Universidade de Santa Catarina através do seu laboratório de análises químicas.

Tabela 5.1: Propriedades físico-químicas e energéticas da biomassa.

Propriedade	Biomassa Caroco de Açaí
Análise Imediata	
Cinzas [%, b.s. ¹]	0,87
Matéria Volátil [%, b.s.]	71,95
Carbono fixo [%, b.s.]	27,18
Umidade [%, amostra bruta]	16,53
Análise Elementar [%, b.s.]	
C	47,00

H	6,58
N	1,07
S	0,85
O ²	44,22
Cl	0,21
F ³	< 0,20
P	0,067
Poder Calorífico [Kcal.kg⁻¹,	
PCS	4.018,0
PCI	3.786,1
Composição das Cinzas	
Fe ₂ O ₃	0,13
CaO	5,65
MgO	6,82
Na ₂ O	1,18
K ₂ O	30,15
SiO ₂	24,39
Al ₂ O ₃	0,31
TiO ₂	0,04
P ₂ O ₅	24,53
MnO	2,66
SO ₄	4,15

¹ Base seca;

² Valor obtido por diferença;

³ Não determinado pelo método, limite de detecção inferior igual a 0,2 ppm.

Fonte: Laboratório de Análises Químicas – UFSC

Conhecida as propriedades da biomassa, tal qual, é necessária para complementação e resolução dos parâmetros operacionais do gaseificador cujo reflexo é mostrado nas tabelas à seguir. Vale ressaltar, que as medidas foram realizadas a partir de dez minutos de funcionamento do equipamento, tempo necessário para entrada em regime permanente e que as incertezas nas medidas, estão descritos no capítulo 3 onde é mostrada a precisão de cada equipamento.

A cada dez minutos, mediou-se a altura do leito que foi consumido, necessário para medição da vazão mássica da biomassa. Em todos os caroços, foram retiradas as fibras periféricas para uma melhor fluidez do processo, de outra forma, quando

se utiliza os caroços com fibras este acabam ficando retidos nas paredes do reator, pois formam um emaranhado bolo de caroços que acabam interferindo na medição.

Abaixo, a tabela 5.2 apresenta os valores da variação da depressão ($\Delta P1$) exercida pelo gás na saída do reator e a variação da pressão na placa de orifício ($\Delta P2$), bem como a temperatura nestes pontos. É mostrada também, a velocidade de saída do gás e a altura correspondente ao consumo de biomassa.

Tabela 5.2: Dados obtidos durante o experimento em função do tempo.

t (min)	v_{entrada} (m/s)	$\Delta P1$ (mmca)	T_{bota} (°C)	$\Delta P2$ (mmca)	T_{saida} (°C)	v_{saida} (m/s)	h_{bio} (cm)	m_{bio} (kg)
10	2	10	109	12	36	1,7	3,92	0,98
20	2	10	132	12	36	1,7	3,92	0,98
30	2	10	133,6	12	36	1,7	4,25	1,06
40	1,7	8	132,1	10	36	1,5	4,17	1,04
50	1,7	8	126,8	10	36	1,5	4,12	1,03
60	1,6	8	121,9	8	36	1,4	3,92	0,98
70	1,6	8	119,4	8	36	1,4	3,9	0,97
80	1,4	4	105	6	35	1,25	3,76	0,94
90	1,4	4	103	6	35	1,25	3,77	0,94
100	1,1	2	89	4	34	0,9	3,24	0,81

As vazões mássicas de biomassa, ar, gás produzido e os valores calculados de massa residual e velocidade superficial são mostrados na tabela 5.3. Observam-se nessa tabela, dois valores para vazões volumétricas, sendo uma delas na condição normal de pressão e temperatura, e a outra na condição ambiente.

Tabela 5.3: Vazões e velocidades superficiais medidas e calculadas.

\dot{m}_{bio}	\dot{m}_{ar}	\dot{Q}_{ar}	\dot{Q}_{ar}	\dot{m}_{gas}	\dot{Q}_{gas}	\dot{Q}_{gas}	$\dot{m}_{\text{residual}}$	V_s (m/s)
------------------------	-----------------------	-----------------------	-----------------------	------------------------	------------------------	------------------------	-----------------------------	----------------

(kg/h)	(kg/h)	(m ³ /h)	(Nm ³ /h)	(kg/h)	(m ³ /h)	(Nm ³ /h)	(kg/h)	
Eq.4.2	Eq.4.1	Eq.4.0	Eq.4.6	Eq.4.5	Eq.4.4	Eq.4.6	Eq.4.7	Eq.4.10
5,89	15,73	13,56	14,95	18,68	15,69	17,37	2,94	0,27
5,89	15,73	13,56	14,95	18,54	15,67	17,41	3,08	0,27
6,38	15,73	13,56	14,95	18,75	15,70	17,38	3,36	0,27
6,26	13,37	11,53	12,71	16,65	13,95	15,43	2,99	0,24
6,19	13,37	11,53	12,71	16,54	13,93	15,48	3,02	0,24
5,89	12,58	10,85	11,96	15,42	12,99	14,43	3,05	0,22
5,86	12,58	10,85	11,96	15,46	12,99	14,43	2,98	0,22
5,65	11,01	9,49	10,46	13,88	11,64	12,89	2,77	0,20
5,66	11,01	9,49	10,46	14,05	11,66	12,96	2,62	0,20
4,87	8,65	7,46	8,22	10,04	8,28	9,20	3,47	0,14

Parâmetros apresentados na tabela 5.4 como a razão de equivalência, a taxa específica de processamento da biomassa, a massa molecular, poder calorífico e a massa específica do gás, constituíram base para a determinação das eficiências de conversão de carbono e energia, e para a quantificação da potência energética do gás. Esses parâmetros são fontes primordiais para elucidação da funcionalidade e desempenho do equipamento.

Tabela 5.4: Parâmetros do experimento

Φ	Ψ (kg/m ² . h)	MW _{gás} (kg/kmol)	PCI _{gás} (MJ/Nm ³)	$\rho_{gás}$ (kg/m ³)	$\eta_{energética}$	$\eta_{carbono}$	Pot _{térmica} (kW _t)
Eq. 4.18	Eq. 4.14	Eq. 4.9	Eq. 4.13	Eq. 4.8	Eq. 4.11	Eq. 4.16	Eq. 4.15
1,78	327,39	29,50	3,22	1,19	0,60	0,72	15,57
1,78	327,39	29,43	3,22	1,18	0,60	0,72	15,61
1,93	354,96	29,60	2,99	1,19	0,51	0,78	14,48
2,23	348,27	29,58	3,05	1,19	0,47	0,71	13,10

2,20	344,10	29,54	3,08	1,18	0,48	0,72	13,29
2,22	327,39	29,55	3,22	1,18	0,49	0,69	12,94
2,21	325,72	29,61	3,24	1,18	0,50	0,63	13,00
2,44	314,03	29,55	3,33	1,19	0,48	0,52	11,95
2,45	314,87	29,98	3,33	1,20	0,48	0,58	11,99
2,68	270,60	30,20	3,69	1,21	0,44	0,46	9,45

A tabela 5.5 abaixo refere-se aos dados adquiridos do coletor isocinetico (CIPA), a qual mostra a massa de particulado residual ficante na mangueira, a massa de particulado embebido de alcatrão retido pelo filtro de papel e o alcatrão capturado pela solução de isopropanol. Nesta tabela, também mostra o volume de gás utilizado pelo equipamento para análise, à partir de leitura direta no leitor do gasômetro, que entretanto, não é o valor real do volume de gás que foi succionado pelo equipamento, pois houve retirada de massa (alcatrão e particulado) ao longo deste.

O valor real do volume de gás é imprescindível no cálculo das concentrações do alcatrão e de particulado, então, mediante ao volume de gás na saída e a massa específica média do gás, visto na tabela 5.4, pôde-se determinar a massa de gás na saída do coletor. Somando-se as massas de gás de saída e do alcatrão, obtêm-se a massa total de gás que entrou no equipamento, e, utilizando a massa específica média do gás (soma das massas específicas dividida pela quantidade das mesmas) determina-se diretamente o volume deste gás.

Tabela 5.5: Dados obtidos do CIPA

Propriedade	Valor
$m_{\text{particulado mangueira}}$ (kg)	0,0001
$m_{\text{particulado e alcatrão}}$ (kg)	0,0015
$V_{\text{saída}}$ (m^3)	0,988
$\rho_{\text{gás}}$ (kg/m^3)	1,19

$m_{\text{gásCIPA saída}} \text{ (kg)}$	1,1757
$m_{\text{alcatrão}} \text{ (kg)}$	0,0116
$m_{\text{gásCIPA entrada}} \text{ (kg)}$	1,1873
$V_{\text{entrada}} \text{ (m}^3\text{)}$	0,9977

Os perfis das frações volumétricas dos gases são mostrados na tabela 5.6. Mediram-se as frações (com interrupção do aparelho) de CO_2 , CO , NO , SO_2 e fez-se a consideração de que hidrocarbonetos na forma de C_xH_y seria metano (CH_4). As frações de H_2 e H_2O , não foram determinadas, devido às limitações do equipamento de medida, todavia, englobaram-se essas frações no percentual de nitrogênio, este, obtido a partir da diferença entre o valor do volume total do gás do volume percentual dos elementos medidos. Esta tabela também mostra a temperatura do gás na saída do coletor isocinético (CIPA).

Tabela 5.6: Concentração dos gases

t(min)	T(°C)	Concentração (% _v)						
		CO_2	CO	CH_4	NO	NO_x	SO_2	N_2
10	29,1	9,39	16,83	1,26	0,0235	0,0234	0,415	72,0581
20	30,3	9,35	16,17	1,84	0,0241	0,0241	0,425	72,1668
30	29,1	10,53	18,54	2,28	0,0242	0,024	0,534	68,0678
40	29,1	10,62	18,38	2,5	0,0239	0,0239	0,511	67,9412
50	30,4	10,52	18,41	2,56	0,0237	0,0239	0,462	68,0004
60	30,3	10,54	18,38	2,38	0,0236	0,0234	0,425	68,2280
70	30,3	10,97	14,97	2,45	0,0234	0,0234	0,423	71,1402
80	29,1	10,93	11,97	2,45	0,021	0,021	0,27	74,3380
90	30,3	13,84	12,61	2,45	0,0194	0,0194	0,16	70,9012
100	30,3	15,23	10,7	2,45	0,124	0,124	0,1	71,2720

5.2. ANÁLISE DOS RESULTADOS

Para as condições anteriores, serão apresentados alguns gráficos para as seguintes análises: a pressão estática em função do tempo, as medidas de temperatura no gaseificador, a velocidade superficial, o consumo de comburente e combustível, as concentrações no gás combustível e a relação entre concentração dos gases e razão de equivalência.

Veremos também, a análise energética e conversão carbonífera, além das concentrações de alcatrão e particulado presentes na mistura gasosa. Para maior entendimento das análises gráficas adiante, a figura 5.1 mostra os pontos de medida e coleta de dados:

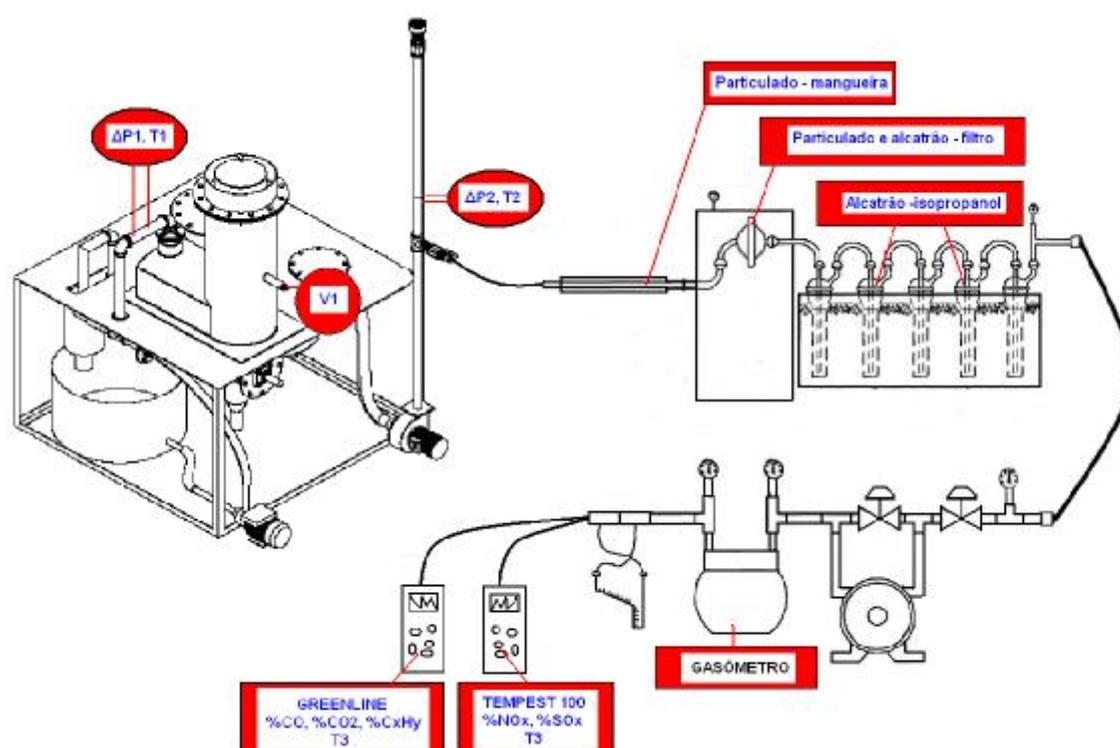


Figura 5.1: Pontos referentes à coleta de dados.

Onde:

$V1$ – ponto de medida de velocidade do ar;

$\Delta P1$ – ponto de medida da variação da depressão estática;

$T1$ – ponto de medida da temperatura do gás que sai do reator;

$\Delta P2$ – ponto de medida da variação da pressão estática na placa de orifício;

$T2$ – ponto de medida da temperatura do gás que sai pelo flare;

Particulado – mangueira – quantificação de particulado na mangueira do coletor;

Particulado e alcatrão – Filtro – quantificação de particulado no filtro do coletor;

Alcatrão-isopropanol – quantificação do alcatrão retido pela solução alcoólica;

%CO, %CO₂, %C_xH_y, %SO_x e %NO_x – frações volumétricas gasosa quantificadas pelos analisadores de gás;

$T3$ – temperatura do gás analisado.

5.2.1. Pressão

A figura 5.2 abaixo mostra o comportamento da pressão manométrica referente ao ponto P1 (figura 5.1), que indica a depressão estática na saída do reator.

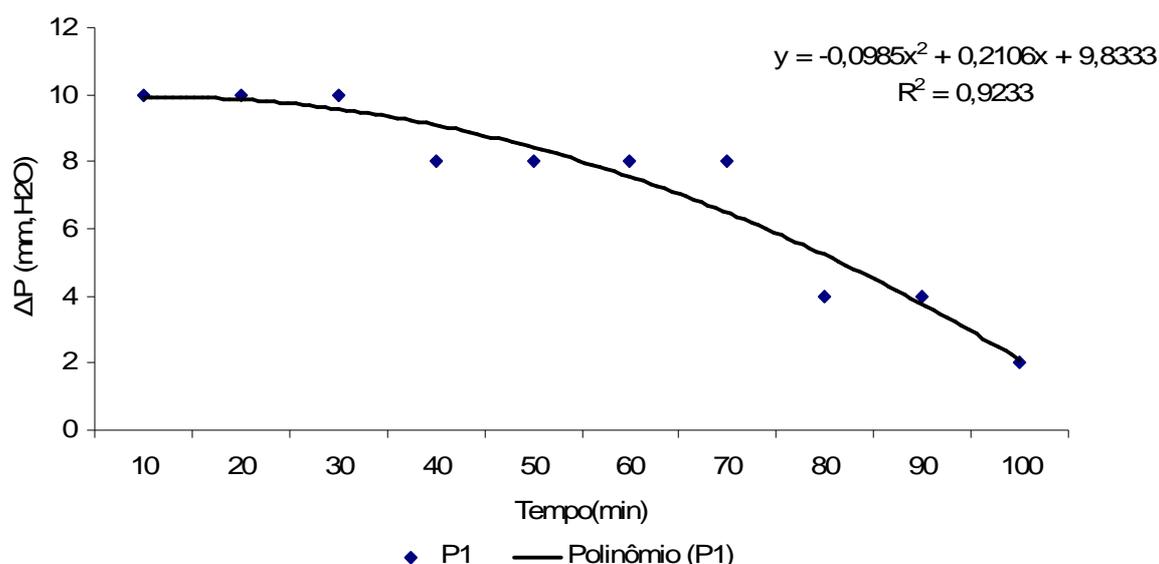


Figura 5.2: Depressão estática na saída do gaseificador.

Na figura 5.2, pode-se observar que a depressão estática diminui ao longo do tempo, ocasionado por excesso do caroço de açaí já carbonizado, juntamente com carvão não convertido totalmente que foi utilizado na partida do processo, esses fatores provocaram a obstrução da garganta do reator. Notamos que em aproximadamente 100 minutos, ocorre obstrução quase que total da garganta, o que

remete na parada da operação para retirada do excesso de carvão, para somente então reiniciar o processo.

A figura 5.3 abaixo mostra a diminuição da quantidade de biomassa consumida em decorrência da variação da pressão, evidenciando a necessidade de se obter uma solução para o problema da obstrução na garganta do reator. Nota-se que P1 diminui em 8 mmca que impacta no consumo médio de biomassa, onde deixa-se de consumir aproximadamente 6,4 kg/h de caroço para consumir somente 4,9 kg/h.

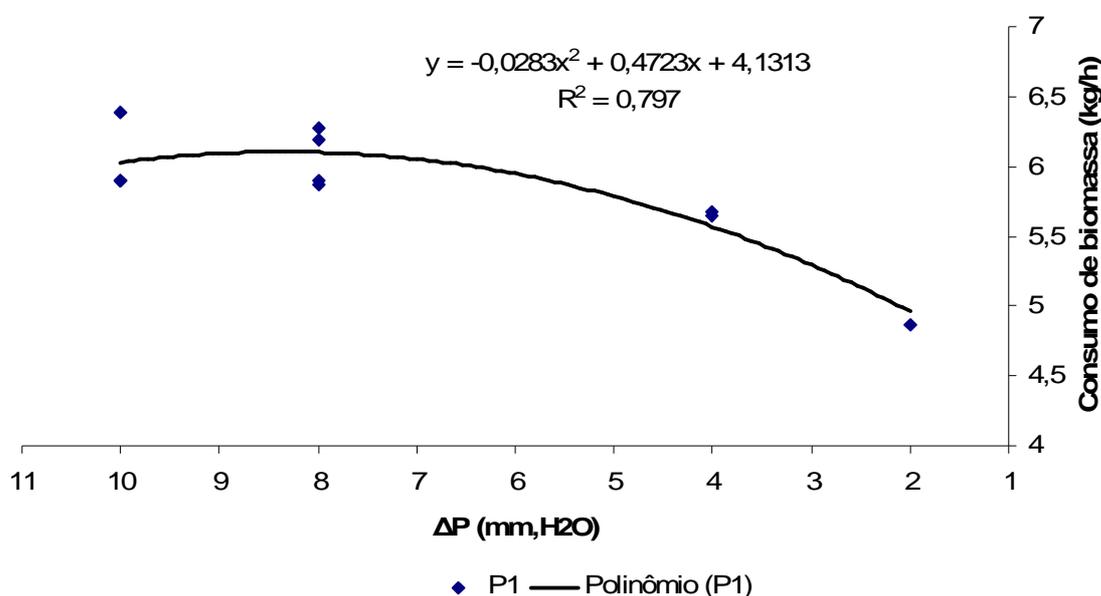


Figura 5.3: Pressão gasosa x consumo de biomassa

A estratégia para manter o consumo elevado, de forma a conservar a melhor faixa de produção gasosa, seria evitar a diminuição da depressão estática. Ajustes no sistema de exaustão dos gases e na garganta do gaseificador possibilitariam a elevação da depressão estática, o que refletiria possivelmente em maior consumo de biomassa e conversão a gás combustível.

5.2.2. Temperatura

As temperaturas T1, T2 e T3 na figura 5.4, representam respectivamente a temperatura do gás logo após o reator, a temperatura na saída do gás após o

sistema de limpeza do gaseificador e a temperatura medida pelos analisadores de gás (conforme figura 5.1).

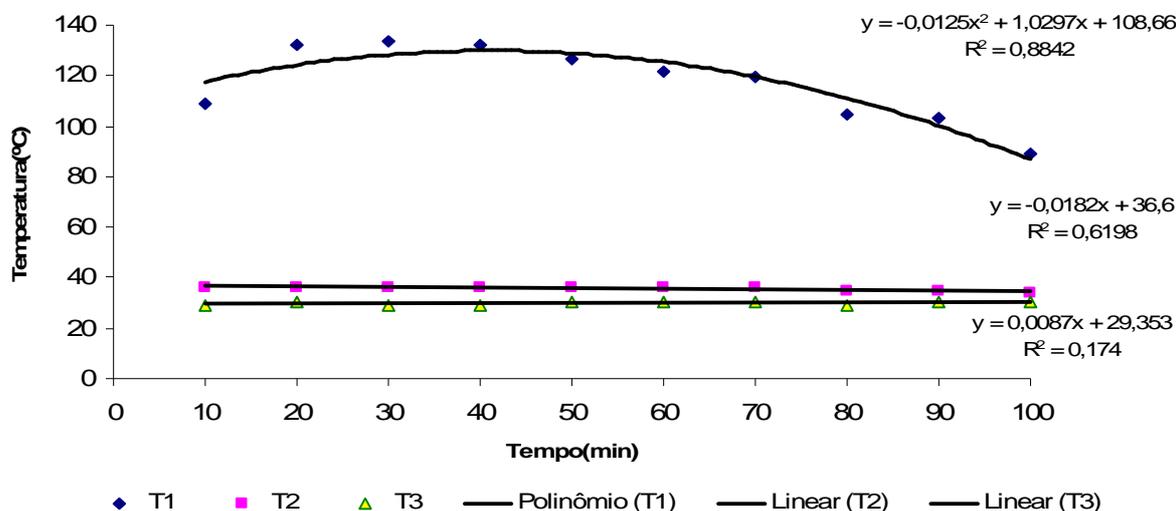


Figura 5.4: Temperatura medida no gaseificador

A temperatura na saída do reator (T1) de 130 °C é um valor considerado baixo, tendo em vista sua proximidade da zona de reação e que não passou por nenhum sistema de resfriamento, comparando-se com ensaios utilizando como biomassa jatobá, que atingiu temperaturas próximas a 400 °C.

Devido a disposição dos briquetes de jatobá, a distribuição do oxigênio que entrava na zona de combustão era mais homogênea, propiciando temperaturas mais elevadas, ao contrário do caroço de açaí, que fica aglomerado e cria bloqueios impedindo a elevação da temperatura nesse ponto. Pela quantidade de alcatrão produzido no experimento com caroço de açaí, estima-se que a temperatura no reator esteja na faixa que propicie a pirólise (500-700°), este fato é comentado no final deste capítulo (tópico 5.2.9).

A temperatura na saída do flare (T2), mostra que o sistema de resfriamento de gás permitiu uma redução na temperatura de 120°C para aproximadamente 30°C. A medição da temperatura do gás nos analisadores (T3), tinha como meta o cálculo da massa específica do gás.

5.2.3. Vazão

A figura 5.5 é uma relação entre o consumo de reagentes (ar e biomassa) e formação de seus produtos (gás e resíduos) obtidos durante todo o experimento, onde consumiu-se aproximadamente 10 kg de biomassa e 21 Nm³ de ar, o que produziu 25 Nm³ de gás e 5 kg de resíduos.

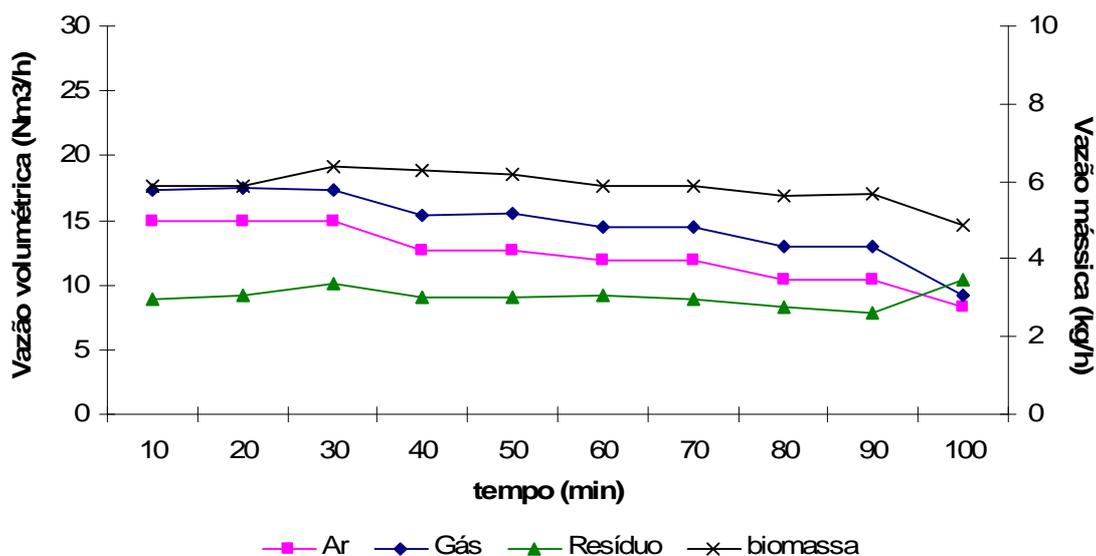


Figura 5.5: Relação reagentes/produtos medida no gaseificador

Em termos de vazão, o gaseificador consome aproximadamente 6 kg/h de biomassa e 14 Nm³/h de ar, produzindo 16,5 Nm³/h de gás e 3 kg/h de resíduos na forma de alcatrão, particulado e carvão não reagido. Observa-se que a quantidade de resíduos produzida ainda é muito alta, cerca de 50% em relação à quantidade de biomassa utilizada. Sendo que 23% correspondem a carvão e o restante (27%) a alcatrão e particulado.

5.2.4. Velocidade superficial

A figura 5.6 mostra o perfil da velocidade superficial em relação ao tempo de operação do gaseificador. Note que nos primeiros 20 minutos de operação, a velocidade superficial é de aproximadamente 0,25 m/s, o que corresponde a 16,5 Nm³/h de gás para uma área de secção transversal do reator de 0,018 m², este é o melhor resultado utilizando caroço de açaí neste gaseificador.

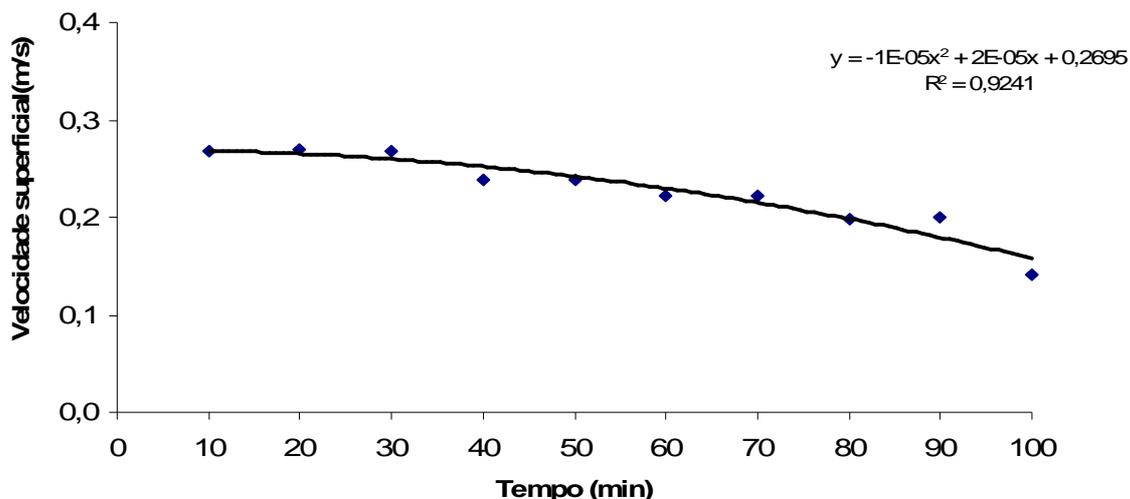


Figura 5.6: Perfil da velocidade superficial

A velocidade de 0,25 m/s está dentro da faixa estudada por Reed (2002), no entanto, ele denomina de baixa velocidade superficial, quando a produção de carvão está compreendida entre 20 e 30% da massa de combustível utilizado no processo. Neste experimento, a taxa de produção de carvão no gaseificador foi de aproximadamente 23% do consumo da biomassa.

Segundo Reed, quando a velocidade superficial é baixa, isso quer dizer que possui altas quantidades de carvão gerado e grande quantidade de alcatrão não craqueado, o que aumenta a quantidade de alcatrão terciário, além do conteúdo elevado de hidrocarbonetos. Buscar a redução da quantidade de carvão no sistema através de um ajuste no gaseificador, principalmente na área da garganta é uma alternativa para se conseguir melhores resultados.

5.2.5. Concentração

Na figura 5.7, são mostradas as concentrações dos componentes gasosos medidos durante o experimento. Recordando que os valores percentuais desses componentes são expressos em volume, e que a fração de H_2 não fora medida devido restrição do equipamento, bem como, a consideração de que todos os valores de hidrocarbonetos (C_xH_y) fossem metano (CH_4).

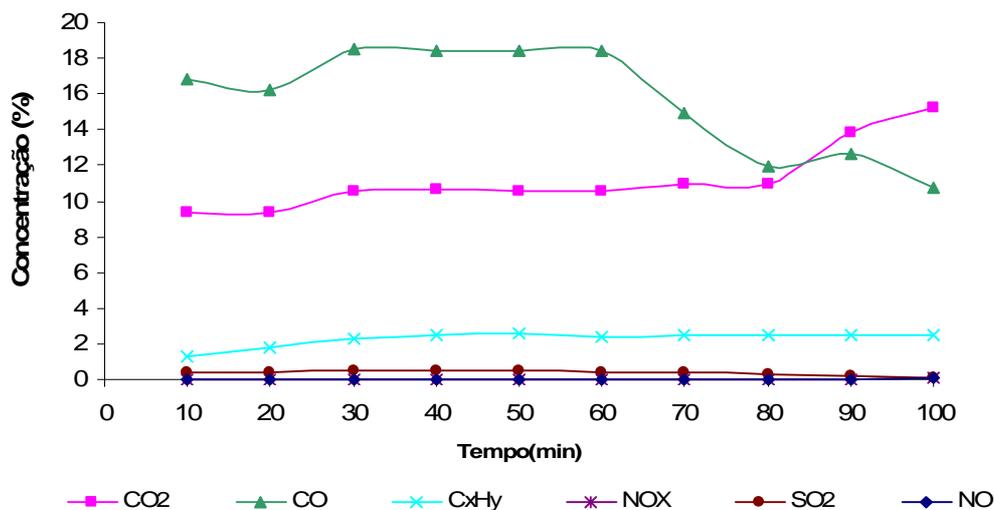


Figura 5.7: Concentração dos gases medida no gaseificador

As concentrações no período mais estável apresentam aproximadamente picos de 18% para CO, 11% para CO₂, 2,5% para CH₄, 0,025% para NO₂ e 0,45% para SO₂. Observa-se que os valores de CO superam a capacidade de medição do equipamento, denotando uma importante condição de que este gás combustível pode estar com percentuais acima do descrito anteriormente.

Nota-se que as concentrações dos gases permanecem constantes ao longo de aproximadamente uma hora, e que após isto, ocorre um decréscimo da concentração de CO e um aumento na concentração de CO₂. Este aumento da concentração de CO₂ indica processo de combustão, ou seja, com a diminuição da depressão ocasionada pela obstrução na garganta do gaseificador a admissão de ar pelo injetor do gaseificador é suprimida, ocorrendo apenas a passagem de ar por difusão. No entanto, a concentração de metano não é alterada, mantendo-se constante, o que ratifica a questão sobre hidrocarbonetos levantada nos comentários da velocidade superficial.

5.2.6. Razão de equivalência

De acordo com Rendeiro e Nogueira (2008), para processo de gaseificação utiliza-se razão de equivalência próxima a 3 (dependendo da biomassa), onde teoricamente as concentrações de H₂ e CO são máximas. As figuras 5.8 e 5.9

mostram o comportamento da razão de equivalência ao longo de todo experimento e sua influência na concentração dos gases.

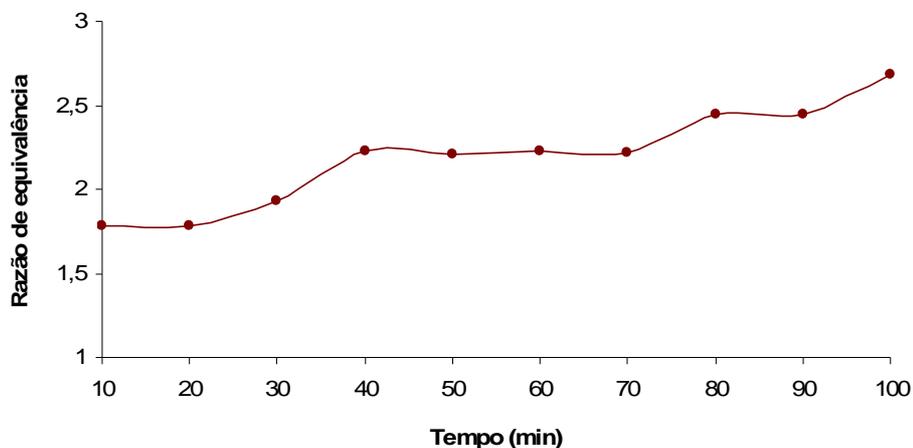


Figura 5.8: Razão de equivalência x tempo

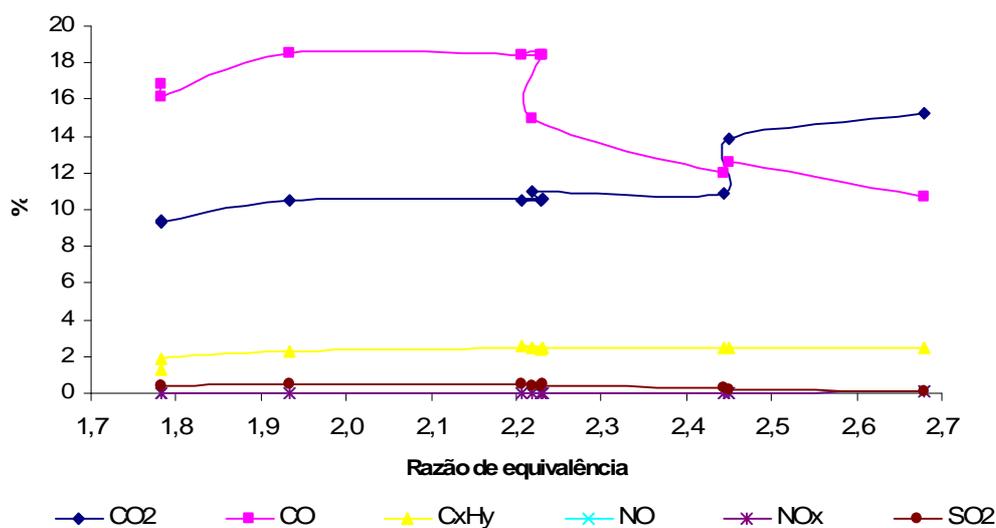


Figura 5.9: Concentração x razão de equivalência.

A figura 5.8 mostra o aumento gradual razão de equivalência de 1,7 para 2,7 ao longo do experimento, sendo que esta elevação ocorreu devido à diminuição da quantidade de ar no sistema, propiciado pela obstrução da “garganta” do gaseificador. Pois, a aproximação ao valor de referência ($\Phi \approx 3$) não melhorou o desempenho em relação aos pontos de maior concentração de CO, que de acordo

com o gráfico 5.9, a melhor performance do equipamento, no que diz respeito na produção de CO e CH₄ foi para $\Phi = 2,2$.

A razão de equivalência tem dependência tanto da quantidade de ar consumida quanto de biomassa, então para elevar esse parâmetro a nível ótimo, deve-se aumentar o consumo de biomassa ou minimizar o consumo de oxidante. Inserir novas entradas de oxidante, sem elevar sua vazão poderia contribuir para melhorar a queima na zona de combustão, aprimorando dessa forma o consumo de biomassa de forma mais homogênea, contribuindo para um melhor aproveitamento dos voláteis produzidos pelas reações no gaseificador.

5.2.7. Eficiência energética e carbonífera

O gráfico 5.10 mostra a eficiência energética (eq. 4.11) e de conversão de carbono (eq. 4.16), onde a eficiência energética atinge no seu maior pico 60% de conversão, declinando em seguida até 45%. O que contribuiu para a baixa eficiência energética foi a pouca conversão dos voláteis à gás produto, que deixaram de ser craqueados, ficando na forma de alcatrão. Este fato fica evidente quando se observa a eficiência de conversão de carbono, que apresenta picos de até 80%, mostrando que a condição para volatilização apresenta bom desempenho.

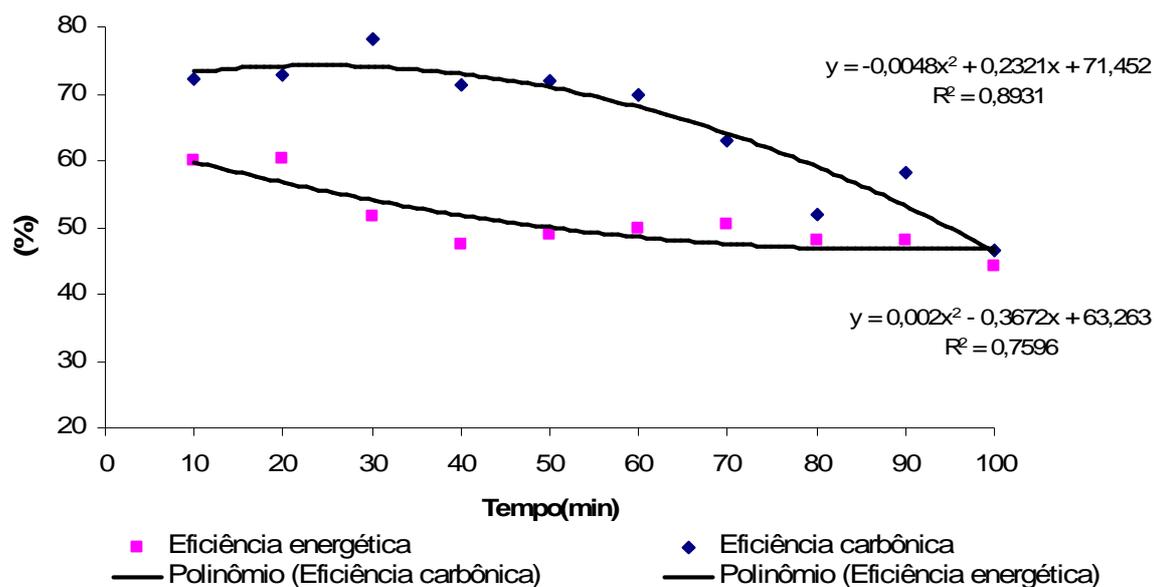


Figura 5.10: Eficiência medida no gaseificador

Ratificam-se novamente as dificuldades operacionais causados na garganta do gaseificador devido ao seu funcionamento irregular que durante a queima cria caminhos preferenciais por onde o gás bruto passa sem ser craqueado. Essa quantidade de alcatrão não craqueado chega a 30% da quantidade de biomassa, condensado, ficando nos reservatórios de lavagem do gás, tubulações e filtros.

5.2.8. Poder calorífico inferior e potência térmica

Na figura 5.11 são apresentados os resultados referentes ao poder calorífico e a potência térmica do gás. Com a gaseificação do caroço de açaí obteve-se PCI do gás em torno de 3,3 MJ/Nm³ o que nos primeiros momentos do processo atinge potência térmica de 15 kW.

O declínio no perfil da potência térmica deve-se a diminuição da produção de gás produto, pois com a obstrução da garganta do gaseificador, a admissão de ar é reduzida o que influencia na vazão de gás. O efeito da diminuição da vazão de ar causa ao longo do processo uma redução na potência térmica de 15 para 9 kW, apesar de que, o consumo de biomassa teve redução no final do processo de apenas 1 kg comparado com os primeiros 20 minutos de operação.

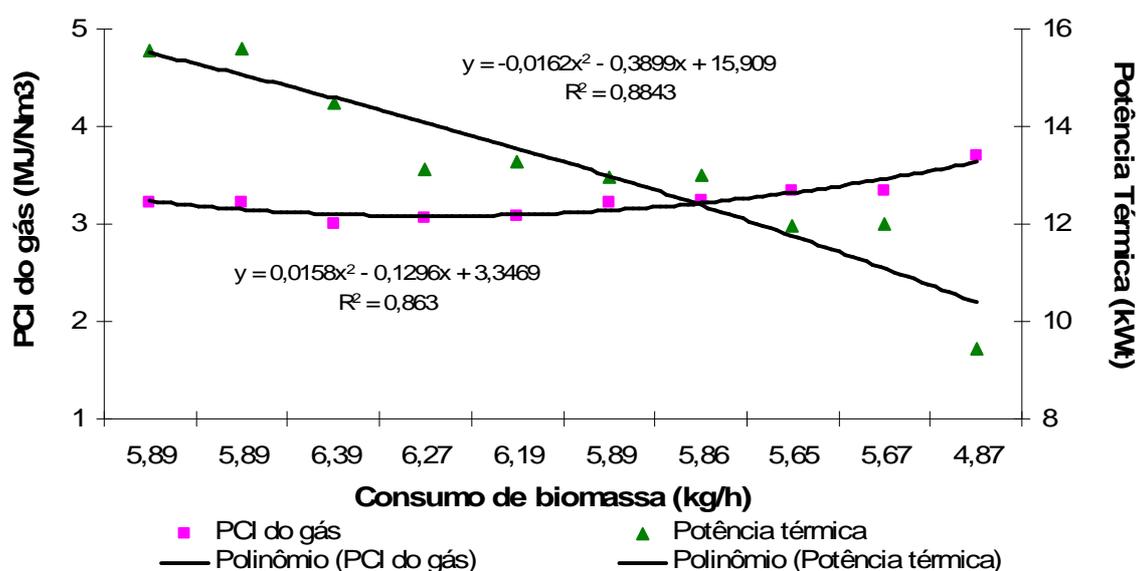


Figura 5.11: PCI e potência térmica do gás produzido

5.2.9. Alcatrão

Tabela 5.7: Dados obtidos do alcatrão e particulado

Propriedade	Valor
Conc.alcatrão e particulado _{filtro} (g/m ³)	1,5283
Conc.particulado _{mangueira} (g/m ³)	0,1002
Conc.alcatrão _{isopropanol} (g/m ³)	11,6658

De acordo com a tabela acima, percebe-se a ineficiência dos equipamentos de filtragem do gaseificador e a má formação da zona de combustão. Pois a quantidade de alcatrão e particulado retida no filtro do CIPA é aproximadamente 2 g/m³ e o alcatrão capturado pelo isopropanol é de 11g/m³, que são concentrações extremamente elevadas se tratando de gás para utilização em motores à combustão interna, tendo em vista que estes toleram concentrações de alcatrão até 100 mg/m³ e 50 mg/m³ para particulados.

Segundo Sanchez et al (1997), o conteúdo de alcatrão nos gases diminui com o aumento da temperatura de operação, onde para temperaturas de 700°C ocorrem valores maiores de 10 g/m³ de alcatrão, enquanto a 900°C estes valores decrescem para 0,4 g/m³.

6. CONCLUSÃO E SUGESTÕES

O gaseificador conseguiu produzir gases a partir da gaseificação de caroço de açaí com percentuais de 18% para CO e 2,5% para CH₄, cujo PCI foi de 3 MJ/Nm³ e potência térmica de 15 kW (muito abaixo da potência nominal de 45 kW fornecida pela empresa construtora do equipamento). Este gaseificador consumiu 6 kg/h de biomassa e 14 Nm³/h de ar, produzindo 16,5 Nm³/h de gás e 3 kg/h de resíduos (carvão, cinzas, particulado e alcatrão).

O gaseificador teve maior aproveitamento trabalhando com razão de equivalência $\Phi = 2,2$ e gases com velocidade superficial de 0,25 m/s. O gás produto apresentou quantidades muito altas de alcatrão e particulado cerca de 11000 mg/Nm³ e 2000 mg/Nm³, respectivamente.

No entanto, encontrou-se dificuldade em manter o funcionamento do equipamento após 1h e 40 min de operação (média de tempo utilizando caroço de açaí em experiências preliminares no gaseificador em questão). Essa dificuldade deve-se a interrupção da admissão de ar que conseqüentemente diminuía a produção de gás. Este fato deve-se a obstrução na região da garganta por acúmulo de carvão (carvão utilizado na partida e de caroço de açaí).

O caroço de açaí, para ser usado no gaseificador em questão, deve estar isento de fiapos, pois em todos os testes realizados utilizando caroço com fiapos foram inviabilizados pelos seguintes motivos:

- Os caroços com fiapos entrelaçavam-se formando um aglomerado grudento, devido à presença de uma atmosfera rica em gases pirolisados. Este aglomerado ficava preso em diferentes regiões ao longo do gaseificador;
- Os fiapos originavam um pó, pois o alcatrão criava uma membrana nesses fiapos que inviabilizava a queima, mantendo-os apenas carbonizados. A poeira formada juntamente com carvão bloqueava a garganta do gaseificador, impedindo a sucção de ar e a continuidade da operação (o gaseificador funcionava por no máximo 30 minutos).

Além da garganta, a grelha que fica logo abaixo auxilia no entupimento, pois não cumpre o papel de escoar os excessos de carvão e particulado. Outros fatores problemáticos devem-se a baixa depressão no reator que propicia a saída de gases pelo topo, o que limita a operação em locais fechados como um laboratório e a forma de admissão de ar por uma única entrada, o que facilita a não homogeneização da zona de combustão, criando caminhos preferenciais por onde o alcatrão passa sem ser craqueado.

Pelas questões apresentados acima, avalia-se que o gaseificador do tipo downdraft utilizado não apresenta condições de operar **continuamente** utilizando como biomassa caroço de açaí, devido principalmente a fatores construtivos. Dessa forma, como sugestão de continuidade é importante que sejam realizadas algumas mudanças para aprimorar o processo de gaseificação no equipamento. Devem ser levados em consideração os seguintes itens:

- Operar com o topo aberto;
- Substituição da sucção;
- Reparos na grelha e, se possível, ampliação da garganta;
- Abertura (pelo menos três) vicinal para entrada de ar e inserção de termopares nas zonas e na garganta/grelha;
- As conexões entre os componentes do gaseificador que atualmente são mangueiras de borracha devem ser substituídas por conexões de aço, o que evitaria infiltrações de ar;
- Normas construtivas de gaseificadores, pois se encontrou dificuldades operacionais referentes à remoção de peças;
- O caroço de açaí com “fiapos” deve ser testado caso haja a retirada da garganta, pois na atual, há necessidade de remoção dos mesmos.

Outrossim, devem ser realizados testes repetindo-se as condições encontradas e usando-se outros parâmetros para confirmar as conclusões apresentadas. A determinação de umidade presente no gás, que não foi realizada

neste experimento, deve ser quantificada através de procedimentos específicos para que possa comparar sua produção com diversos parâmetros, bem como, a determinação de outros gases que não puderam ser medidos.

A continuação do trabalho mais importante seria a adequação e teste do gás em um grupo gerador de energia elétrica utilizando motor à combustão interna para comprovar a viabilidade de utilização deste energético renovável que é o caroço de açaí, fonte de uma de nossas maiores riquezas.

REFERÊNCIAS

ÂNGULO, Mario Bernardo Barriga. **Experimentos de gaseificação de casca de arroz em leito fluidizado**. 2002. Dissertação (mestrado em engenharia mecânica)- Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, São Paulo, 2002.

BAGAREL. **Instrumentos de medição**, 2008. Disponível em: <<http://www.bagarel.com.br>>. Acesso em: 02 ago. 2008.

BRIDGEWATER, A. V. Renewable fuels and chemicals by thermal processing of biomass, **Chemical Engineering Journal**, v.91, p. 87-102, 2003.

Centro Nacional de Referência em Biomassa. **Estado da Arte da Gaseificação**. São Paulo: CENBIO, 2002.

COELHO, S. T. Geração de eletricidade utilizando sistemas de gaseificação de biomassa in natura em comunidades isoladas da região amazônica. Projeto Gaseibras. Instituto Brasileiro de Petróleo e Gás. **Anais...** Rio de Janeiro: Rio Oil e Expo and Conference, 2006.

COELHO, S. T.; MARTINS, O. S.; SANTOS, S. M. A. **Estado da Arte da Gaseificação**. São Paulo: CENBIO, 2002.

CORRÊA NETO, V. **Análise de Viabilidade da Cogeração de Energia Elétrica em Ciclo Combinado com Gaseificação de Biomassa de Cana-de-açúcar e Gás Natural**. Rio de Janeiro: COPPE, 2001.

COSTA, M. L. P. **Serviço Brasileiro de Resposta Técnica: "Gaseificação"**. Centro de Apoio ao Desenvolvimento Tecnológico – CDT/UnB, 2007. Disponível em: <<http://www.sbrc.ibict.br>>. Acesso em: 08 jul. 2009

ENERGÉTICA. **Qualidade do ar**, 2008. Disponível em: <<http://www.energetica.ind.br/equipamentos.htm>>. Acesso em: 05 ago. 2008.

FERNANDES, M. C; SANCHEZ, C. G. e ANGULO M. B. Custos da gaseificação de gramínea para eletrificação rural. In: ENCONTRO DE ENERGIA NO MEIO RURAL. Campinas, 2000.

JORAPUR, R.; RAJVANSI, A. K. Sugarcane leaf-bagasse gasifiers for industrial heating applications. **Published in Biomass and Bioenergy**, v. 13, n. 3, p.141-146, 1997.

KINTO, O. T. *et al.* **Energia da gaseificação de biomassa como opção energética de desenvolvimento limpo**. São Paulo: GEPEA-USP, 2002.

KNOEF, H. A. M. **Handbook Biomass Gasification**. Biomass Technology Group BTG. Netherlands: April, 2008.

LEAL, M. R. L. V. **Teste de gaseificação de bagaço e palha**. In: Energia na Indústria de açúcar e álcool. Itajubá/ MG: NEST/UNIFEI, 2004.

LETTNER, F.; TIMMERER, H.; HASELBACHER, P. **Biomass gasification: state of the art description**. Graz University of Technology - Institute of Thermal Engineering, Inffeldgasse. Austria: Intelligent Energy – Europe (IEE), 2007.

MARTÍNEZ, J. D. **Estudo Experimental do Conjunto Gaseificador de Biomassa em Reator Concorrente com Duplo Estágio de Fornecimento de Ar e Motor de Combustão Interna**. Itajubá, 193p. Dissertação (Mestrado em Conversão de Energia) - Instituto de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Itajubá, 2009.

MICCIO. F.; SVOBODA, K.; SCHOSGER, J. P.; BAXTER, P. **Biomass gasification in internal circulating fluidized beds: a thermodynamic predictive tool**. European Commission, Joint Research Center, Institute for Energy. Netherlands, 2007.

MUKUNDA, H.S., DASAPPA, S., SHRINIVASA, U. **Open-top wood gasifiers, Renewable Energy: sources for fuels and electricity**. London: T.B. Johansson, 1993. p. 699-728.

NOGUEIRA, L. A, TROSSERO, M. A. **Dendroenergia: fundamentos e Aplicações**. Brasília: Agência Nacional de Energia Elétrica (Aneel), 2000.

- PERRY, J. **Chemical engineering handbook**. 4. ed, New York: Mcgaw-hill, 1999.
- PIFERR, L. **Análise paramétrica de um gaseificador de resíduos de madeira**. Universidade de Caxias do Sul / Departamento de Eng. Química, 2008.
- PONTE FILHO, F. **Gaseificadores de leito fixo: análise e modelo para otimização de projetos e pesquisas**. Brasília: Centro Gráfico do Senado Federal, 1988.165 p.
- PRINS, M. J. **Thermodynamic analysis of biomass gasification and torrefaction**. Eindhoven: Technische Universiteit Eindhoven, 2005.
- PUROHIT, P. Economic potential of biomass gasification projects under clean development mechanism in India. **Journal of Cleaner Production**, v. 17, n. 2, p. 181-193. India, 2009.
- RAJVANSHI, A. K. **Biomass gasification**. Published in Biomass and Bioenergy, v. 2, n. 4, p. 83-102, 1986.
- REED, T.B., DAS, A. **Handbook of biomass downdraft gasifier engine systems**. USA: Biomass Energy Foundation Press, 1988.
- REED, T.B. **Superficial velocity: the key to downdraft gasification**. USA: Biomass Energy Foundation Press, 2002.
- RENDEIROS, G.; NOGUEIRA, M. M. **Combustão e Gaseificação de Biomassa Sólida: soluções energéticas para a Amazônia**. Brasília: Ministério das Minas e Energia, 2008.
- RENDEIROS, G.; ELARRAT A. C, S. **Combustão e Gaseificação de Biomassa sólida: soluções energéticas para a Amazônia**. Brasília: Ministério das Minas e Energia, 2008.
- SILVA LORA, E.; ANDRADE, R. V.; ARADAS, M. E. C. **Geração elétrica em pequena escala a partir de gaseificação de biomassa**. NEST/UNIFEI, 2004.
- SILVA LORA, E. **Gaseificação de biomassa**. Workshop de Tecnologia (BTL). NEST/UNIFEI, 2007.

SILVA LORA, E. **Geração de eletricidade com biomassa**. Encontro Prosul. [s.l.]: NEST/UNIFEI, 2007.

TIANGCO, V. M. **Design and development of a small-scale rice hull gas producer**. [s.l.]: ASAE paper. p. 86-3070, 1986.

RIBEIRO, R. S. **Investigação experimental e integração de um sistema de geração de energia elétrica por gaseificação de biomassa para comunidades isoladas**. [Brasília]: Universidade de Brasília(UNB), 2007.

ROSENBERG, W. G.; WALKER, M. R.; ALPERN, D. C. **National Gasification Strategy Gasification of Coal & Biomass as a Domestic Gas Supply Option**. [s.l.]: Harvard University, 2005.

SAFITRI, A. **Biomass gasification using bubbling fluidized-bed gasifier: investigation of the effect of different catalysts on tar reduction**. Máster of Science Thesis. Technische Universiteit Eindhoven. 2005.

SANCHEZ, C. G. **Processos de conversão energética da biomassa**. Apresentação Power Point. DETF/FEM. Unicamp, 2005.

SANCHEZ, C. G, SILVA LORA, E. & GÓMEZ, E. O. GASEIFICAÇÃO. IN: CORTEZ, L. A. B. & LORA, E. S: **Tecnologias de Conversão Energética da Biomassa**. Manaus: EDUA/EFEI, 1997. Parte 3, Cap. 7, p. 254-347

USHIMA, A. H. **Aspectos tecnológicos de gaseificadores e sistemas de limpeza de gases**. São Paulo: Instituto de Pesquisas Tecnológicas (IPT), 1999.

VARGAS, A. F. **Gaseificação do carvão: uma alternativa energética ambientalmente limpa para o século XXI**. Dissertação de mestrado-PUC-RS. Porto Alegre, 2001.

WALTER, A. C. S.; NOGUEIRA, L.A.H. **Produção de eletricidade à partir de biomassa**. In: Série Sistemas Energéticos II. Tecnologia de conversão energética de biomassa. Coordenada por Luis A. B. Cortez e Electo E. S. Lora. Campinas, 1997.

WANDER, P. R. **Utilização de resíduo de madeira e lenha como alternativa de energias renováveis para o desenvolvimento sustentável da região nordeste do Estado do Rio Grande do Sul.** Porto Alegre: Universidade do Rio Grande do Sul, 2001.