



UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARÁ
INSTITUTO DE TECNOLOGIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA
ÁREA DE CONCENTRAÇÃO TÉRMICAS E FLUIDOS

ROBSON EVILACIO DE JESUS SANTOS

**ESTUDO EXPERIMENTAL DE UM REATOR DE GASEIFICAÇÃO EM UM LEITO
FIXO DE AÇAÍ**

BELÉM
2011

ROBSON EVILACIO DE JESUS SANTOS

**ESTUDO EXPERIMENTAL DE UM REATOR DE GASEIFICAÇÃO EM UM LEITO
FIXO DE AÇAÍ**

Dissertação para obtenção do Grau de Mestre em Engenharia Mecânica, Instituto de Tecnologia, Universidade Federal do Pará. Área de concentração: Térmicas e Fluidos. Orientador: Prof. Dr. Augusto César de Mendonça Brasil.

BELÉM
2011

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

S237i Santos, Robson Evilacio de Jesus

Estudo experimental de um reator de gaseificação em um leito fixo de açai/ Robson Evilacio de Jesus Santos; Orientador: Prof. Dr. Augusto César de Mendonça Brasil. – Belém, 2011.
90f.;il.

Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica)- Instituto de Tecnologia. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, Universidade Federal do Pará, 2011.

1. Gaseificação. 2. Remoção de alcatrão. 3. Combustão. I. Brasil, Augusto César de Mendonça, orientador. II. Título.

CDD: 669.94

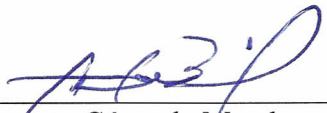
ROBSON EVILACIO DE JESUS SANTOS

ESTUDO EXPERIMENTAL DE UM REATOR DE GASEIFICAÇÃO EM UM LEITO FIXO DE AÇAÍ

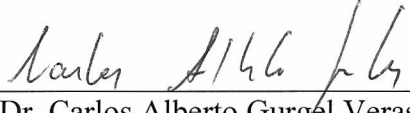
Dissertação apresentada para a
obtenção do Grau de Mestre em
Engenharia Mecânica, do
Instituto de Tecnologia, da
Universidade Federal do Pará.
Área de Concentração em
Térmicas e Fluidos.

Data de aprovação: 20 de maio de 2011.

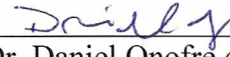
Banca examinadora:



Prof. Dr. Augusto César de Mendonça Brasil – Orientador
UNB



Prof. Dr. Carlos Alberto Gurgel Veras – Membro Externo
UNB



Prof. Dr. Daniel Onofre de Almeida Cruz – Membro Interno
PPGEM/UFPA



Prof. Dr. Erb Ferreira Lins – Membro Interno
PPGEM/UFPA

AGRADECIMENTOS

Agradeço a minha família por todo apoio que continuo recebendo, em especial a minha mãe Dirce, sem o qual eu não teria a oportunidade de me superar cada dia mais.

A minha esposa Maria, pelo amor e compreensão dedicados todo o tempo a mim.

A Energética Indústria e Comércio Ltda em nome do Sr. José Walderley Coêlho Dias e do Sr. Robson Stefano por todo apoio técnico dispensado.

A Agilent Technologies em nome de Alexsandro Araújo da Silva que me auxiliou na montagem do método do cromatógrafo.

A Maurício Araújo de Lima Analista Químico da Eletrobrás Eletronorte que me deu toda orientação necessária em cromatografia gasosa.

Ao meu orientador Prof. Augusto César de Mendonça Brasil, por me dar a grande oportunidade de me superar e pela ajuda e amizade interminável que me foi dedicada.

Agradecimentos especiais ao Prof. Manoel Fernandes de Martins Nogueira e a Prof^a. Danielle Regina da Silva Guerra por todo o apoio dispensado. Contribuições que foram determinantes para a conclusão deste trabalho.

Agradeço pela amizade, sugestões e contribuições recebidas de todos os membros do Grupo EBMA, em destaque aos Prof. Gonçalo Rendeiro, e a meus amigos, Hendrick Zárate, Elden Marialva, Sergio Elarrat, Yuu Itai e aos técnicos José Lázaro e Jesus.

E finalmente a Universidade Federal do Pará, que me proporcionou ao longo destes anos conhecimento, experiência e oportunidades.

*"A crítica nos traça a obrigação de fazer melhor do que aqueles que nós reprovamos."
(André Luiz).*

RESUMO

Um leito de gaseificação de pequena escala foi projetado, construído e operado com o objetivo de investigar os parâmetros que influenciam o processo de gaseificação de um leito fixo de caroço de açaí. O reator é do tipo topo aberto *downdraft* estratificado, de dimensões de 15 cm de diâmetro interno por 1,5 m de altura, com isolamento térmico. O gás produzido foi coletado a jusante do leito de gaseificação e condensado para remoção de alcatrão, o qual foi posteriormente quantificado em titulador Karl Fisher. Após remoção do alcatrão o gás foi introduzido em um Micro GC para quantificação dos percentuais molares de H_2 , CO, N_2 e CH_4 . O perfil de temperatura do leito foi medido com termopares tipo K posicionados ao longo do eixo longitudinal do leito em distâncias de 10 cm. A vazão de ar foi medida com auxílio de um tubo de Pitot e um micromanômetro. As aquisições dos dados de temperatura foram feitas por um *data logger* e vazão mássica do ar sendo feita usando comunicação RS232 do micromanômetro. Os procedimentos experimentais foram feitos ao longo de 4 horas de operação do leito de gaseificação, com consumo médio de biomassa de 1,6 kg/h, com 6 dados do perfil de temperatura, vazão mássica de ar, perda de carga do leito e concentração dos gases obtidos no processo de gaseificação e quantificação do teor de alcatrão condensável presente no gás. Verificou-se que o gaseificador de leito de açaí pode ser operado através de uma gama bastante ampla de taxas de fluxo de ar de 2 a 5 kg/h, com a quantidade de energia do gás produzido variando de 5 a 15 MJ/h. As concentrações típicas dos gases obtidos no leito foram de 13% de H_2 , 11% de CO, 1,3% de CH_4 . A eficiência máxima de gás frio de 57% e teor médio de alcatrão de 155 g/m³.

Palavras chave: Caroço de açaí. Gaseificador *downdraft*. Gás de síntese.

ABSTRACT

A bed of small-scale gasifier was designed, built and operated in order to investigate the parameters that influence the gasification process of a fixed bed of açai seeds. The reactor type was a stratified downdraft open top and the dimensions are 15 cm of inner diameter and 1.5 m of height, with thermal insulation. The gas produced was collected downstream of the gasification bed and condensed for tar removal, which was subsequently quantified by Karl Fisher titration. After removal of tar, the produced gas was introduced in a Micro GC to be quantified in molar percentage of H_2 , CO, N_2 and CH_4 . The temperature profile of the bed was measured with thermocouples type K, positioned along the longitudinal axis of the bed, with a distance of 10 cm between each other. The air flow was measured using a Pitot tube and a micromanometer. The acquisition of temperature data was made by a datalogger and the mass air flow rate was logged using the RS232 communication of the micromanometer. The experimental procedures were performed over 4 hours of operation of the gasification bed and the biomass average consumption was 1,6 kg/h. Six temperature profiles, mass flow of the incoming air, the bed pressure drop, concentrations of gases and tar content in the condensable gas, were obtained. It was found that the gasifier bed of açai can be operated in a wide range of air flow rates from 2 to 5 kg/h, with the amount of energy of the gas produced ranging from 5 to 15 MJ/h. The typical concentrations of gases obtained for the produced gas were 13% of H_2 , 11% of CO, 1,3% and CH_4 . The maximum cold gas efficiency resulted in 57% and average tar content was 155 g/m³.

Keywords: Açai seed. Downdraft gasifier. Syngas.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1.1: Distribuição da densidade demográfica dos municípios brasileiros.	16
Figura 1.2: Mapa do Sistema Interligado de Transmissão de Energia Elétrica.....	16
Figura 1.3: Distribuição da população que vive sem energia elétrica.	17
Figura 1.4: Distribuição das termelétricas instaladas no Brasil.	17
Figura 1.5: Distribuição das termelétricas a biomassa instaladas no Brasil.....	18
Figura 2.1: Sistema de gaseificação de açaí	27
Figura 2.2: Compressor rotativo.....	29
Figura 2.3: Componentes do sistema de extração de gases.....	29
Figura 2.4: Simulação do Venturi	30
Figura 2.5: Tubo cerâmico do reator de gaseificação.....	31
Figura 2.6: Diagrama esquemático do gaseificador	32
Figura 2.7: Diagrama esquemático da instrumentação.....	33
Figura 2.8: Micromanômetro.....	34
Figura 2.9: Tubo de Pitot e mangueira de silicone	35
Figura 2.10: Aquisitor de dados	35
Figura 2.11: Software de aquisição de dados	36
Figura 2.12: Termopares Tipo-K.....	37
Figura 2.13: Balança de bancada.....	38
Figura 2.14: Balança analítica	38
Figura 2.15: Medidor de Pressão.....	39
Figura 2.16: Medidor de parâmetros ambientais	40
Figura 2.17: Titulador Karl Fischer	41
Figura 2.18: Micro-GC 4900.....	42
Figura 3.1: Porosidade em função da altura do leito de açaí.....	43
Figura 3.2: Perda de carga em função da velocidade do ar	44
Figura 3.3: Instalação do Pitot no duto de PVC	49
Figura 3.4: Esquema dos fluxos mássicos e de calor no gaseificador.....	52
Figura 3.5: Tela de configuração do método.....	61
Figura 3.6: Resultado da calibração dos gases	62
Figura 3.7: Ação da corrosão nos componentes do gaseificador	67
Figura 4.1: Composição do gás em função razão Ar-Açaí deste trabalho	70
Figura 4.2: Composição do gás em função razão Ar-Biomassa de San She Hla (2004)	70
Figura 4.3: Composição do gás em função razão Ar-Biomassa de Barrio (2000)	71
Figura 4.4: Composição do gás em função razão Ar-Biomassa de Jaiah (2003).....	71

Figura 4.5: Diagrama do balanço de energia.....	75
Figura 4.6: Temperaturas dos experimentos	76
Figura 4.7: Perfil de temperatura ao longo do reator.....	77

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1: Características do Micromanômetro FCO510.....	34
Tabela 2.2: Características do aquisitor de dados	36
Tabela 2.3: Características dos Termopares Tipo-K	37
Tabela 2.4: Características da balança de bancada.....	38
Tabela 2.5: Características da balança analítica	39
Tabela 2.6: Características do medidor de pressão.....	39
Tabela 2.7: Características titulador Karl Fischer.....	41
Tabela 3.1: Parâmetros do caroço de açaí desfibrado	48
Tabela 3.2: Resultados do método de Tiangco.....	57
Tabela 3.3: Resultados do método do equilíbrio	58
Tabela 3.4: Gaseificadores downdraft	59
Tabela 3.5: Especificação do método para coluna MoleSieve	61
Tabela 3.6: Tempos de retenção dos gases na coluna MoleSieve	63
Tabela 4.1: Composição do gás produzido analisado em micro GC.....	69
Tabela 4.2: Comparativo das composições dos gases	72
Tabela 4.3: Teores de alcatrão medidos	72
Tabela 4.4: Comparativo do teor de alcatrão.....	73
Tabela 4.5: Resumo do parâmetros de operação dos experimentos	73
Tabela 4.6: Dados de entrada para os cálculos do Balanço de Massa e Energia.....	74
Tabela 4.7: Resultados do balanço de energia.....	75

LISTA DE SÍMBOLOS

Nomenclatura

C	Teor de carbono no combustível
d	Diâmetro [m]
H	Hidrogênio
h_0	Coeficiente de transferência de calor por convecção [W/m ²]
$k_{1,2e3}$	Condutividade do material [W/m-K]
L	Altura do reator [m]
N	Teor de nitrogênio no combustível
$\dot{m}$	Vazão mássica [kg/h; kg/Nm ³]
$\dot{Q}$	Fluxo de Calor; vazão volumétrica [kW]; [Nm ³ /h]
O	Teor de Oxigênio no combustível
P	Pressão [Pa]
PCS	Poder calorífico superior do combustível [kJ/kg; MJ/Nm ³]
PCI	Poder calorífico inferior do combustível [[kJ/kg; MJ/Nm ³]
r	Raio [m]
T	Temperatura [K]
S	Teor de enxofre no combustível
u	Velocidade [m/s]
V_s	Velocidade Superficial [m/s]

Subscrito

alc	Alcatrão
bs, bu	Base seca e base úmida
cpg	Cedido pelos gases
pmr	Cedido para o meio pelo reator
$palc$	Perdido com o alcatrão
pcc	Perdas pela conversão do carbono
$comb, s$	Combustível seco
$comb, u$	Combustível úmido

Símbolos gregos

$\emptyset$	Razão de equivalência
ρ	Massa específica
ω	Umidade
ψ	Taxa específica de gaseificação

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	15
1.1	MOTIVAÇÕES E JUSTIFICATIVA	15
1.2	REVISÃO DA LITERATURA	20
1.3	OBJETIVO DA DISSERTAÇÃO E CONTRIBUIÇÕES	26
1.3.1	Objetivo geral.....	26
1.3.2	Objetivos específicos.....	26
2	APARATO EXPERIMENTAL.....	27
2.1	SISTEMA DE EXTRAÇÃO DE GASES	28
2.2	O REATOR DE GASEIFICAÇÃO.....	31
2.3	INSTRUMENTAÇÃO DO GASEIFICADOR.....	33
3	MÉTODOS E PROCEDIMENTOS EXPERIMENTAIS	43
3.1	CARACTERIZAÇÃO DA BIOMASSA	43
3.1.1	Caracterização do Açaí	47
3.2	METODOLOGIA PARA AS MEDIÇÕES DE VAZÃO DE VAZÃO DE AR.....	48
3.3	METODOLOGIA PARA CÁLCULO DOS PARÂMETROS DE GASEIFICAÇÃO	50
3.3.1	Velocidade Superficial.....	50
3.3.2	Taxa de Consumo de Biomassa	50
3.3.3	Razão de Equivalência	51
3.3.4	Termodinâmica do Gaseificador	51
3.3.5	Eficiência	54
3.4	METODOLOGIA DE DIMENSIONAMENTO DO REATOR.....	55
3.5	MÉTODOLOGIA PARA MEDIÇÃO EM CROMATÓGRAFO.....	60
3.5.1	Configuração e Criação do Método	60
3.5.2	Calibração	62
3.5.3	Cuidados com a coluna	63
3.6	MEDIÇÃO DO TEOR DE ALCATRÃO E PARTICULADO.....	63
3.7	PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL DO GASEIFICADOR	66
3.8	PROCEDIMENTO DE MANUTENÇÃO DO GASEIFICADOR.....	67

4	RESULTADOS DOS EXPERIMENTOS	68
4.1	PRODUÇÃO DE GÁS.....	69
4.2	TEOR DE ALCATRÃO E PARTICULADO	72
4.3	PARÂMETROS DE OPERAÇÃO	73
4.4	BALANÇO DE MASSA E ENERGIA.....	74
4.5	PERFIL DE TEMPERATURA	75
5	CONCLUSÕES E SUGESTÕES	78

1 INTRODUÇÃO

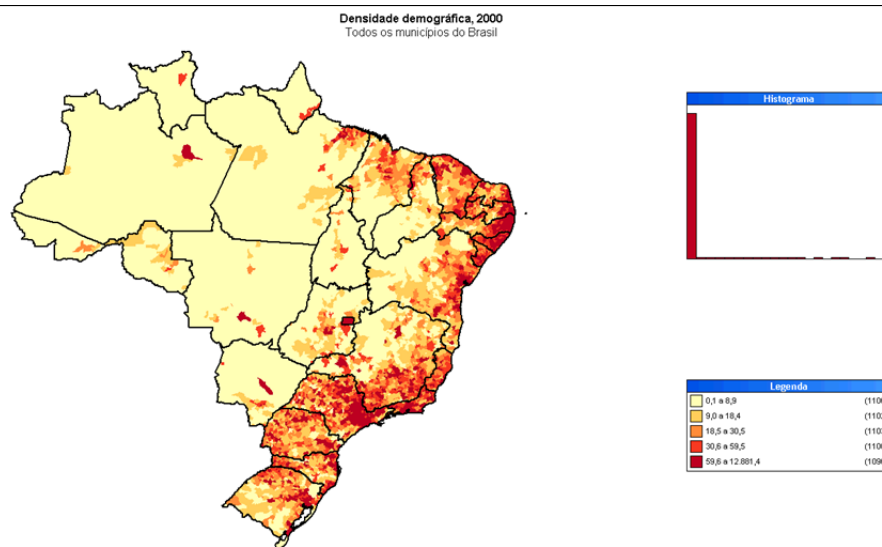
A presente dissertação é direcionada para o estudo experimental de um gaseificador de pequeno porte equipado com um reator de leito fixo de açai, com tecnologia *downdraft* estratificado e topo aberto. Este capítulo apresenta as motivações e justificativas com uma breve discussão sobre as pesquisas e projetos de gaseificadores no Brasil. De forma complementar, apresenta o estudo da arte de gaseificadores de pequeno porte, seus objetivos e suas devidas contribuições científicas para a área de pesquisa em questão.

1.1 MOTIVAÇÕES E JUSTIFICATIVA

Segundo dados do Balanço Energético Nacional, a Região Norte do Brasil (onde está localizada a maior área da Amazônia brasileira) produz 45.374 GWh, com o Estado do Pará participando com 70% dessa produção. Curiosamente, o consumo residencial no Estado do Pará é de apenas 1.658 GWh. Ao mesmo tempo, esse mesmo Estado possui 205 MW de capacidade instalada de autoprodutores. Estima-se ainda que 530 milhões de litros de Diesel sejam consumidos anualmente na Região Amazônica para atender os sistemas isolados, sendo 11% deste consumo dedicado ao Pará.

A população brasileira está distribuída de maneira desigual. A maior concentração populacional se localiza na região do litoral brasileiro, nas regiões Sul e Sudeste e nas capitais (ver Figura 1.1). As áreas claras da figura mostram que a Amazônia é a região brasileira com menor densidade demográfica. A baixa densidade demográfica é apenas uma das características marcantes da Região Amazônica.

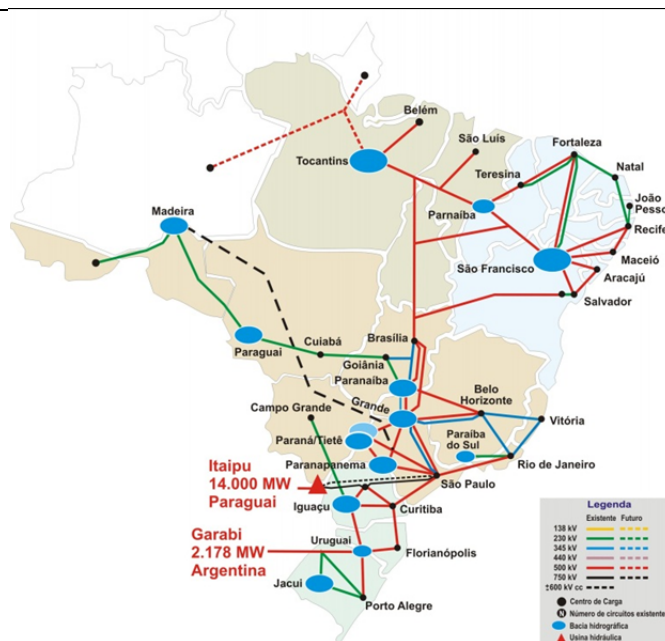
Figura 1.1: Distribuição da densidade demográfica dos municípios brasileiros.



Fonte: PNUD (2000)

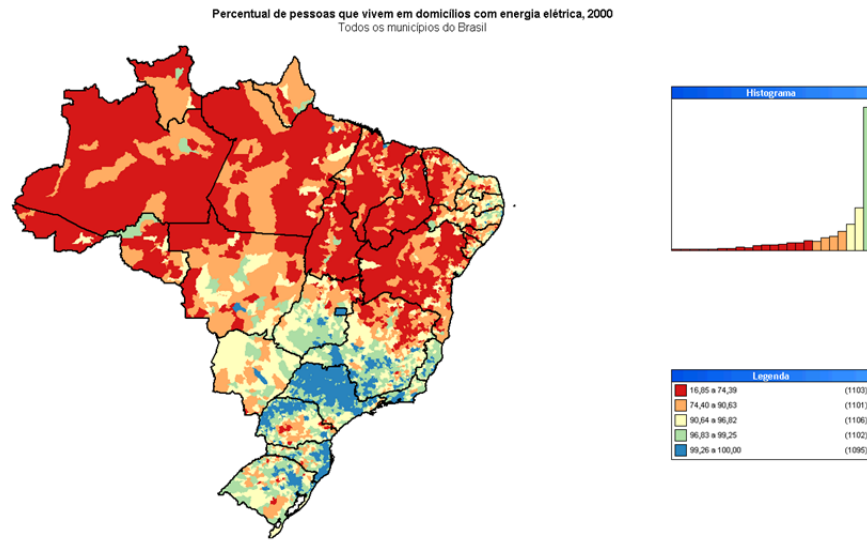
Além das características de baixa densidade populacional a Amazônia é uma região de isolamento energético. A Figura 1.2 mostra o sistema interligado de transmissão de energia elétrica brasileiro. Obviamente, a rede de distribuição de energia elétrica coincide com o mapa de concentração demográfica brasileira, como visto na Figura 1.1. Ao mesmo tempo, quando se observa o mapa brasileiro de domicílios sem energia elétrica (ver Figura 1.3), conclui-se que a Amazônia tem grande parte da sua população abastecida por sistemas isolados.

Figura 1.2: Mapa do Sistema Interligado de Transmissão de Energia Elétrica.



Fonte: ONS - Operador Nacional do Sistema (2010)

Figura 1.3: Distribuição da população que vive sem energia elétrica.



Fonte: PNUD (2000)

A dependência amazônica por sistemas isolados de geração de energia elétrica é confirmada através da Figura 1.4, que mostra as termelétricas instaladas no Brasil. Verificou-se nessa figura que as comunidades amazônicas, que dependem de geração de sistemas termelétricos isolados, estão concentradas ao longo do Rio Madeira, do Rio Amazonas e no Arquipélago do Marajó. Esses sistemas, contudo, são sistemas a Diesel, já que as termelétricas a biomassa estão concentradas nas regiões Sudeste e Nordeste do Brasil (ver Figura 1.5).

Figura 1.4: Distribuição das termelétricas instaladas no Brasil.



Fonte: ANEEL (2008)

Figura 1.5: Distribuição das termelétricas a biomassa instaladas no Brasil.



Fonte: ANEEL (2008)

Tais dados apontam para alguns problemas já conhecidos na Região e demonstrado pelo Mapa de Exclusão Elétrica do Programa Luz para Todos do Ministério das Minas e Energia: a Região Amazônica concentra muitas localidades isoladas, não atendidas pelo sistema de distribuição de energia elétrica e com uso intenso de combustível diesel para geração de eletricidade.

Além do exposto acima, na Região Amazônica, há diversos tipos de recursos energéticos de biomassa residual provenientes de atividades de extração vegetal (agroflorestal), tais como a casca e fibra do coco e o caroços de açaí. Mesmo considerando que vários tipos de biomassas residuais podem ser utilizadas como recurso energético, a indústria da madeira ainda é a maior fonte de biomassa residual na Amazônia.

O processo de gaseificação e o de combustão são as formas mais diretas de utilização de biomassa para geração de energia. Entretanto a gaseificação de biomassa, além da possibilidade de aplicação direta em geração de energia elétrica, é também um processo que pode ser utilizado na transformação desta mesma biomassa em combustíveis gasosos mais nobres e com maior valor agregado, nomeadamente o metano e o hidrogênio (CH_4 e H_2). Para que um gaseificador seja otimizado a produzir o CH_4 e H_2 , é necessário que as reações sejam devidamente controladas dentro do leito de gaseificação.

O caroço de açaí é uma biomassa residual gerada em grande volume no Estado do Pará, e especialmente na cidade de Belém. Os caroços de açaí descartados das casas de venda de açaí têm propriedades bastante variáveis, especificamente o teor de umidade.

Tal resíduo, de caroço de açaí descartado, pode ser um insumo energético, mas o teor de umidade elevado inviabiliza o uso imediato em processos de combustão direta. Contudo, teores de umidade, embora elevados para a combustão de biomassa, podem em um nível aceitável ser vantajosos em processos de gaseificação, permitindo elevação de teores de H_2 .

Sendo assim, a combinação de umidade e quantidade disponível de resíduos de caroços de açaí, poderá ser uma importante via de insumo energético proveniente de biomassa, utilizando processo de gaseificação. Contudo, a resposta da viabilidade de aplicação de caroços de açaí como recurso energético, necessita de estudos de como se comportam e quais as características do caroço de açaí em processos de gaseificação, tais como teores de alcatrão, CO , CH_4 e H_2 .

Existe em desenvolvimento no Brasil mais de onze projetos de gaseificadores de biomassa. Dentre eles destacam-se os projetos da UNIFOR, UNICAMP, UFPA, UFAM, UNB, UFSM, UNIFACS, UFPE e UNIFEI, assim como projetos em desenvolvimento em diversos países. Recentemente, a Secretaria de Desenvolvimento do Estado de São Paulo anunciou a aprovação da primeira fase do projeto do Centro de Desenvolvimento de Gaseificação de Biomassa (CDGB) no Parque Tecnológico de Piracicaba em São Paulo. O projeto, que deverá receber investimento de R\$ 80 milhões, será viabilizado por uma parceria entre o Instituto de Pesquisas Tecnológicas (IPT), a Financiadora de Estudos e Projetos (Finep) e o Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social (BNDES). O gás de síntese do bagaço de cana será avaliado em três aplicações: para a geração de energia elétrica, para a produção de biocombustível líquido e como precursor de biopolímeros. Isso mostra o interesse nacional nessa tecnologia, que é similar à tendência mundial, na busca de uma tecnologia comercialmente eficiente e que seja mitigadora de emissão de gases de efeito estufa. Todos os projetos brasileiros são de porte pré-industrial e embora existam várias pesquisas voltadas para essa área, o uso de reatores de gaseificação em pequena escala tem sido pouco abordado.

1.2 REVISÃO DA LITERATURA

Este item apresenta uma revisão do estado da arte de experimentos realizados em laboratórios com gaseificadores *downdraft* a biomassa.

Barrio, Fossum e Hustad (2000), utilizaram um gaseificador *downdraft* de pequena escala (30 kWt) acoplado a um motor diesel modificado. Este gaseificador media 500 mm de altura e 100 mm de diâmetro interno e utilizou como combustível pallets de madeira. Uma das singularidades deste estudo foi permitir a variação do ponto da injeção e pré-aquecimento do ar. As modificações realizadas no motor afetaram principalmente a relação de compressão e o sistema da injeção. A taxa de alimentação de biomassa no gaseificador era de aproximadamente 5 kg/h, resultando em 30 quilowatts. No trabalho de Barrio, Fossum e Hustad (2000), a vazão de ar de suprimento ao reator foi variada, além do que a posição da fonte. A composição do gás de combustível foi medida com um Cromatógrafo Gasoso (GC). A vazão volumétrica de gás obtido a jusante do gaseificador foi de aproximadamente 12,5 Nm³/h, com poder calorífico de aproximadamente 5 MJ/Nm³ e concentrações de aproximadamente 20% CO e 20% H₂. Como consequência, a potência líquida obtida do motor foi de 5 kWe. Os resultados foram obtidos através de oito experimentos com um tempo total de operação estável de oito horas.

A composição dos gases foi obtida através de cromatografia gasosa, com uma amostra de 5 ml retirada da linha de amostragem manualmente com uma seringa e diretamente injetada no cromatógrafo gasoso da *SRI instruments* que era equipado com um detector *TCD* e uma coluna *Supelco (Carboxen 1000)*. Convém dizer que o instrumento foi calibrado para as seguintes espécies: H₂, N₂, CO, CH₄ e CO₂. Dois métodos de análise do teor de alcatrão foram utilizados, um que basicamente consiste na análise gravimétrica do alcatrão e o outro que consiste na adsorção da fase sólida, sendo este desenvolvido pela *Royal Institute of Technology*, (KTH, Suíça). Uma amostra de 0,1 N/m³ do gás produto foi extraída da linha de amostragem e o período de tiragem da amostra foi de 90 minutos para determinação da composição dos gases. O teor de alcatrão, de acordo com a análise de adsorção da fase sólida, varia entre 3 e 5 g/Nm³ sendo os componentes majoritários benzeno, tolueno, o-xileno e fenol entre outros.

Nesse trabalho também foram apresentados estudos paramétricos, parâmetros operacionais, teores de particulado e perfis de temperatura, que foram obtidos através da disposição de 7 termo pares tipo K distribuídos ao longo do leito e disposto somente 5 mm dentro do leito. É importante ressaltar que neste trabalho somente foram utilizadas amostras de biomassa seca, sem teor de umidades quantitativas. Condição não preservada durante o presente trabalho já que a biomassa amazônica, especialmente o caroço do açaí, contém teores consideráveis de umidade e esta característica se mantém interessante do ponto de vista investigativo no que diz respeito à composição do gás produto da gaseificação do açaí.

Ribeiro (2007) testou um gaseificador *downdraft* de pequena escala estratificado, com sistema de limpeza de gases, em um grupo gerador diesel de 20 kVA (sem nenhuma alteração no motor) e um banco de resistências que varia a carga do gerador. A singularidade do trabalho de Ribeiro (2007) foi à utilização do gás de síntese juntamente com o ar atmosférico e com o intermédio de um governador (basicamente um sistema de controle de rotação da unidade) foi possível a substituição automática de diesel pelo combustível auxiliar em diversos regimes de carga (modo duplo combustível, que visava à máxima substituição do diesel, para diferentes regimes de carga, ou seja, a admissão de gás de síntese e ar atmosférico substituir o máximo possível o diesel). Neste experimento, foram utilizados 2 reatores de gaseificação, um com 20cm de diâmetro e o segundo com 30cm de diâmetro, ambos reatores mediam 1 m de altura. A biomassa utilizada no estudo de Ribeiro (2007) foi pequenos tarugos cilíndricos de cedro, com poder calorífico de 19.062 kJ/kg. A taxa de consumo de biomassa foi da ordem de 7,5 kg/h resultando em uma geração de 11,4 kW no modo duplo combustível. O estudo mostrou que sem alterações no motor diesel houve um percentual de substituição de diesel da ordem de 40% sem perdas substanciais de potência e torque no motor. À plena carga do motor (18 kWA) alimentado por gás de síntese houve um aumento de cerca de 2 vezes nas emissões de CO e redução de 40% de CO₂ comparados ao diesel puro. Outro dado relevante deste projeto foi a verificação de pouca produção de NO_x quando comparado a sistemas que utilizam somente a alimentação a diesel com uma variação que fica em torno de 73,4 a 92,8%. A seguinte redução se deve ao fato do gás de síntese possuir quantidades expressivas de nitrogênio que atua como gás inerte na mistura e também o nitrogênio em excesso torna os picos de temperatura ocorram em níveis que não são apropriados para a formação de NO_x pelo mecanismo térmico. Importante salientar que o desempenho de gás de síntese foi

estimado por meio do conjunto motor-gerador e pelo sistema de dissipação de energia por meio de um banco de resistências, portanto justifica-se a não realização de medições de concentrações na composição do gás de síntese, assim como o teor médio de alcatrão foi estimado pelo seu acúmulo na linha de tratamento dos gases e também não foi mensurado, pois o objetivo do trabalho não era a medição destas concentrações e sim o desempenho do conjunto motor-gerador com a gradual substituição do diesel pelo gás de síntese e as mudanças nas emissões do motor, diferentemente deste trabalho que realizará medições tanto das concentrações do gás produto como dos teores de alcatrão na gaseificação do caroço de açaí.

Alves (2010) testou um gaseificador co-corrente indiano do tipo “Mukunda” e realizou medições da concentração dos gases e teores de alcatrão com ajuda de equipamentos analisadores como o *Tempest* e *Greenline*, embora os limites de medição pudessem não ser apropriados para sua utilização com os gases provenientes de gaseificadores, no qual, têm-se elevados teores de CO. O gás foi previamente limpo através de um coletor isocinético, também conhecido como CIPA, que é capaz de determinar a quantidade de particulado e alcatrão presentes no gás, bem como a vazão volumétrica de gás coletado pelo equipamento. Uma análise de caracterização da biomassa foi requisitada na Universidade Federal do Rio Grande do Sul e convém dizer que é a mesma biomassa deste trabalho, o caroço de açaí. Uma importante descoberta foi a influência das fibras ainda presentes no caroço do açaí que gerava membrana espessa de alcatrão em torno de diferentes regiões do gaseificador e a geração de espécies de poeira, oriunda da queima destas fibras ocasionando a obstrução da garganta do gaseificador em questão. Neste trabalho as fibras foram retiradas através da adaptação das palhetas da tradicional máquina despulpadeira ou popularmente conhecida como batedeira, construídas em aço inoxidável, modelo vertical, que procede ao despulpamento de bateladas de frutos de açaizeiro neste caso sem a adição de água. O processo tem início com a alimentação da batedeira com os caroços, precedida do acionamento das palhetas, cujo movimento circular proporciona atrito com os caroços posteriormente o produto processado, o caroço agora sem fibra, desce por gravidade e a fibra fica retida em espécime de peneira dentro da despulpadeira e logo depois é descartada.

Neto (2006) propôs o uso do caroço de açaí como biomassa para um gaseificador indiano de 1 kg/h, co-corrente e topo aberto adaptado e adequado às especificidades da região

sendo este acoplado a um gerador de 2 kVA (sendo diesel ou gasolina) para suprimento de energia elétrica as comunidades isoladas onde haveria reaproveitamento do caroço uma vez que o mesmo era descartado como lixo. Deste modo programas governamentais foram pesquisados de modo a respaldar tal proposta. Uma comparação entre o sistema fotovoltaico e o gaseificador foram realizadas e assim diagnosticado o custo três vezes mais elevado do Painele fotovoltaico quando comparado ao gaseificador.

Zainal et al. (2002) conduziram um estudo experimental em um gaseificador de biomassa do tipo co-corrente operando com dois tipos de biomassa, com lascas de madeira (wood chips) e madeira oriunda de mobília (furniture wood) para várias condições operacionais. O estudo se focou na performance e características do gaseificador, onde concluiu-se que o mesmo tem uma boa performance quando obtém o poder calorífico na faixa de 4,91 a 6,04 MJ/m³, eficiência de gás frio e conversão de massa de 80,1% e 88,3% respectivamente. O alcatrão identificado no gás produto é de cerca 0,99% o que se considera típico para um gaseificador co-corrente. Estudaram performances do sistema de limpeza e resfriamento do motor, gerador e a carga elétrica disponível. Também se realizou pesquisas sobre os efeitos da razão de equivalência, teor de umidade, poder calorífico do gás e a taxa de produção de gás. Apresentaram uma formulação para a razão de equivalência onde é possível utilizar os dados experimentais em simulações numéricas baseadas em um modelo numérico no equilíbrio químico. O estudo numérico não é o foco deste trabalho e este deverá ser desenvolvido por outro trabalho de obtenção do grau de mestre do PPGEM.

Foram relatados resultados experimentais extraídos de um gaseificador do tipo co-corrente fabricado no Sri Lanka para a indústria de chá no trabalho de Jayah et al. (2002). Os parâmetros analisados no experimento serviram de calibração de um código numérico proposto no trabalho onde foram analisados perfis de temperatura, concentração e efeitos de parâmetros de operação, como tamanho da partícula, temperatura do ar de entrada, teor de umidade, ângulo da garganta. O objetivo maior do trabalho era promover o crescimento da tecnologia de gaseificadores co-corrente que foi desenvolvido no Centro NERD de secagem de chá no Sri Lanka. Algumas de suas descobertas foram a operação da razão ar combustível na faixa de 1,4 e possivelmente até 2,4. Sendo que valores menores a este apresentados poderiam diminuir a temperatura da zona de pirólise flamejante e resultar na pirólise incompleta e para valores acima desta poderiam tornar o gás produto pobre demais e não ser

capaz de queimar. O tamanho da partícula de biomassa tem um efeito significativo no que diz respeito a altura requerida para a gaseificação de carvão na zona de gaseificação assim como na eficiência de conversão sendo que embora tamanhos menores aumentem a eficiência de conversão provavelmente seria mais econômico o uso de tamanhos maiores quando considerado o custo de preparação da biomassa. Este fator é facilmente manipulável no que concerne ao caroço de açaí além de sua forma esférica o que garante a boa mobilidade dentro do reator seu tamanho médio em torno de 11 mm, faixa esta considerada com alta eficiência de conversão no processo de gaseificação.

EARP (1998) desenvolveu, construiu e operou um sistema de gaseificação de escala laboratorial onde parâmetros que influenciassem a gaseificação pudessem ser investigados. O gaseificador da variedade de topo aberto e que foi fabricado com 7,5cm de quartzo em forma cilíndrica. A limpeza dos gases foi feita por purificadores centrífugos de gás, sendo o gás produto queimado posteriormente em um *flare*. O sistema era monitorado por um analisador de gases *on line* que monitorava níveis de H_2 , CO , CO_2 e CH_4 no gás produto. Os fluxos, a temperatura ao longo do sistema e os dados de pressão foram obtidos através de um microcomputador baseado em um sistema de aquisição de dados. Um importante fator era a investigação da disposição das reações que ocorrem no fenômeno da gaseificação onde o reator operado de três diferentes modos, sendo estes controlados majoritariamente pelo ajuste da taxa de ar na entrada. A influência da altura do leito de carvão na qualidade do gás produto foi investigada e observou-se que, quando este leito sofria um aumento, a qualidade do gás em termos de poder calorífico aumentava também e a partir deste parâmetro concluiu-se que este aumento na qualidade do gás era influenciado pelo craqueamento de alcatrão potencializado pelo aumento do leito de carvão.

Hla (2004) analisou teoricamente e experimentalmente os processos que ocorrem em um gaseificador co-corrente estratificado. De modo que o comportamento da formação do alcatrão e a sua redução fossem compreendidos ao longo de diferentes modos de operação e assim determinar as melhores condições de operação do gaseificador, para que o mesmo operasse durante longos períodos produzindo baixos teores de alcatrão e que pudessem ser utilizados em aplicações em motor. As temperaturas foram obtidas ao longo de 16 diferentes níveis através de termopares tipo *K*, os teores de alcatrão foram obtidos através de cinco diferentes níveis e determinados por método gravimétrico, as frações volumétricas foram

obtidas através de cromatografia gasosa, o fluxo total de gás foi calculado através do balanço de nitrogênio ao longo do gaseificador e o consumo médio de biomassa foi estimado através da mensuração do volume de combustível consumido durante os experimentos em um total de 19 ensaios experimentais e as condições variadas entre os ensaios foram: o tamanho das partículas e a taxa de ar fornecido que variavam 20 a 30 mm e 7,5 e 27,6 kg/h respectivamente. Os resultados entre as simulações do modelo experimental e a medições experimentais apresentaram um nível aceitável de concordância embora existissem algumas deficiências no que diz respeito a cinética química, transferência de calor e massa nos espaços existentes no leito a altas temperaturas onde pode-se concluir que algumas discrepâncias remanescentes e algumas mudanças observadas na zona de combustão do gaseificador.

Perez (2007) utilizou uma sequência para definir os parâmetros de desenho e geometria preliminar do reator que se baseia nas dimensões da câmara de piro-combustão com bases em experiências reportadas na bibliografia e comprovar a geometria do gaseificador e verificar parâmetros do processo como rendimento energético, poder calorífico do gás obtido através de um modelo unidimensional. Concluiu que a construção de um gaseificador de 1,8 m de longitude garantiria uma potência de saída de acordo com os requerimentos estabelecidos e uma eficiência de gás frio de 67%. E o gradiente de temperatura máxima em uma região de gasificação requer o uso de materiais que suportem termicamente o processo, logo o material deve ser refratário. Sendo este o utilizado na construção do gaseificador do presente trabalho, o reator sendo de material refratário, mais precisamente um tubo cerâmico foi utilizado na construção visando esta preservação deste gradiente de temperatura máxima na zona de gasificação.

Uma investigação experimental para a determinação da taxa ótima de gasificação para um leito estático alimentado com casca de arroz foi conduzida para diferentes diâmetros de reator de topo aberto, em Tiangco (1995). Quatro tamanhos de reator foram utilizados e não houve acoplamento com motor, pois isso garantiria o controle preciso do fluxo mássico de ar, situação esta que seria diferenciada com o motor acoplado. Um ventilador centrífugo manteve a queda de pressão no reator e as temperaturas foram monitoradas através de termopares tipo K, localizados no centro e ao longo do reator. Uma relação empírica foi proposta onde a taxa específica de gaseificação e a eficiência de gás frio independem da área do reator sendo

necessários outros trabalhos para a validação desta relação. Numa faixa de 150 kg/m.h a taxa de gaseificação específica aparenta esta linearmente próxima a velocidade superficial do gás.

1.3 OBJETIVO DA DISSERTAÇÃO E CONTRIBUIÇÕES

1.3.1 Objetivo geral

O presente trabalho teve como objetivo geral dimensionar um reator e desenvolver estudos experimentais de gaseificação de açaí um leito fixo visando a análise quantitativa da concentração das espécies que compõem o gás de síntese bem como da concentração de alcatrão gerado nesse processo.

1.3.2 Objetivos específicos

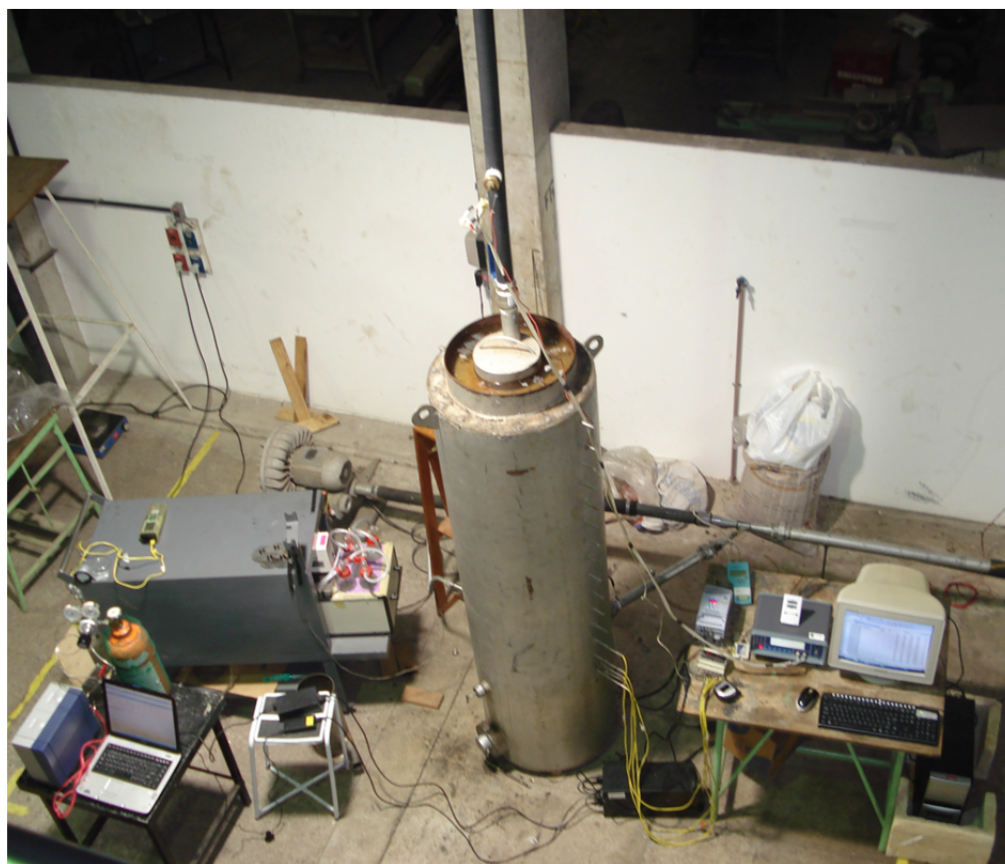
- Propor uma geometria simples, cilíndrica, de um reator de leito fixo e analisar a viabilidade dessa geometria no processo de gaseificação de açaí, visando a proposta de projetos futuros de gaseificadores para geração de energia em pequenas comunidades amazônicas;
- Estabelecimento das principais características e parâmetros do processo de gaseificação no leito proposto, como também dos procedimentos experimentais de medição de variáveis desse processo tais como o perfil de temperatura do leito e vazão de ar.
- Determinação da Razão de equivalência, medição do teor de alcatrão e medição das concentrações dos gases CO, CH₄, e H₂ como parâmetros e indicadores das características de gaseificação do caroço de açaí.

2 APARATO EXPERIMENTAL

O projeto de pesquisa “KUANDU”, financiado pelo CNPq e coordenado pelo Prof. Dr. Augusto César de Mendonça Brasil viabilizou a primeira fase do projeto de construção e instrumentação de um gaseificador *downdraft* estratificado de topo aberto. A concepção, projeto executivo de engenharia, construção e instrumentação do gaseificador foi idealizado em conjunto com o Prof. Msc. Gonçalo Rendeiro coordenador do grupo de pesquisa EBMA – “Energia, Biomassa & Meio Ambiente” - da Faculdade de Engenharia Mecânica do Instituto Tecnológico da UFPA. Em todas as etapas da construção foram utilizados desenhos tridimensionais feitos em CAD para auxiliar na fabricação do gaseificador e seus periféricos.

A segunda fase consistiu do comissionamento do equipamento e do conjunto de ensaios realizados no laboratório de gaseificação LABGAS, onde se utilizou caroço de açaí como combustível. Uma visão panorâmica do sistema de gaseificação é visto na Figura 2.1.

Figura 2.1: Sistema de gaseificação de açaí



Fonte: Arquivo Pessoal

Os principais componentes do conjunto experimental consistiram do corpo do reator de gaseificação, um sistema de insuflamento de gases, instrumentos de medição e sistema de aquisição de dados. Os detalhes deste conjunto experimental utilizado neste trabalho serão descritos neste capítulo. Os desenhos do projeto do gaseificador podem ser visto no Anexo A.1.

2.1 SISTEMA DE EXTRAÇÃO DE GASES

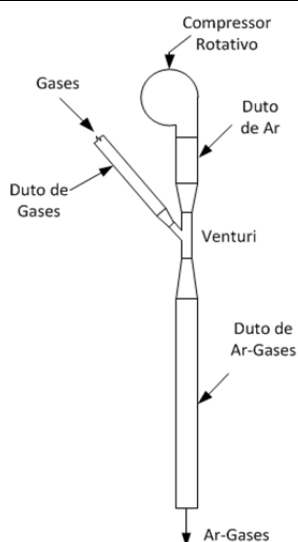
Como o objetivo principal do presente estudo é analisar o processo gaseificação de caroços de açaí, o reator de gaseificação não foi acoplado a um motor de combustão interna e, portanto, os gases produzidos nesse processo não foram usados como um combustível alternativo num motor convencional. Consequentemente foi utilizado um compressor a jusante do reator, permitindo a admissão de ar e a extração do gás de síntese. Para que o alcatrão condensável presente no gás não fosse diretamente para o compressor que ocasionaria num acúmulo de alcatrão nas pás do compressor e posteriormente sua deterioração, foi desenvolvido um sistema singular de extração de gases produzidos no reator.

O sistema é composto essencialmente por um compressor radial modelo CV-502 da VENTBRÁS (ver Figura 2.2), acionado por um motor WEG com potência de 5cv. O compressor tem vazão livre máxima de 4,4 m³/min. e pressão 4420 mmca. O conjunto compressor-motor foi montado sobre uma estrutura de sustentação com amortecedores de vibração e amortecimento de impacto (VIBRA-STOP). Em complemento ao conjunto foram anexados um duto de admissão de ar do reator com válvulas de aço galvanizado de 2" e 3/4", visando medir a vazão de ar, e dutos de extração de gases do reator com válvulas e reduções também de aço galvanizado de 1½", visando medir a vazão do gás de síntese produzido no reator de gaseificação. A rotação do motor elétrico do compressor radial foi controlada por um inversor de frequência, possibilitando modular diferentes relações ar-combustível. A rotação do ventilador pode ser variada de 0 a 3500 rpm. Tomadas de pressão estática também foram adaptadas para medir perda de carga no reator e leito de gaseificação.

Figura 2.2: Compressor rotativo

Fonte: Arquivo Pessoal

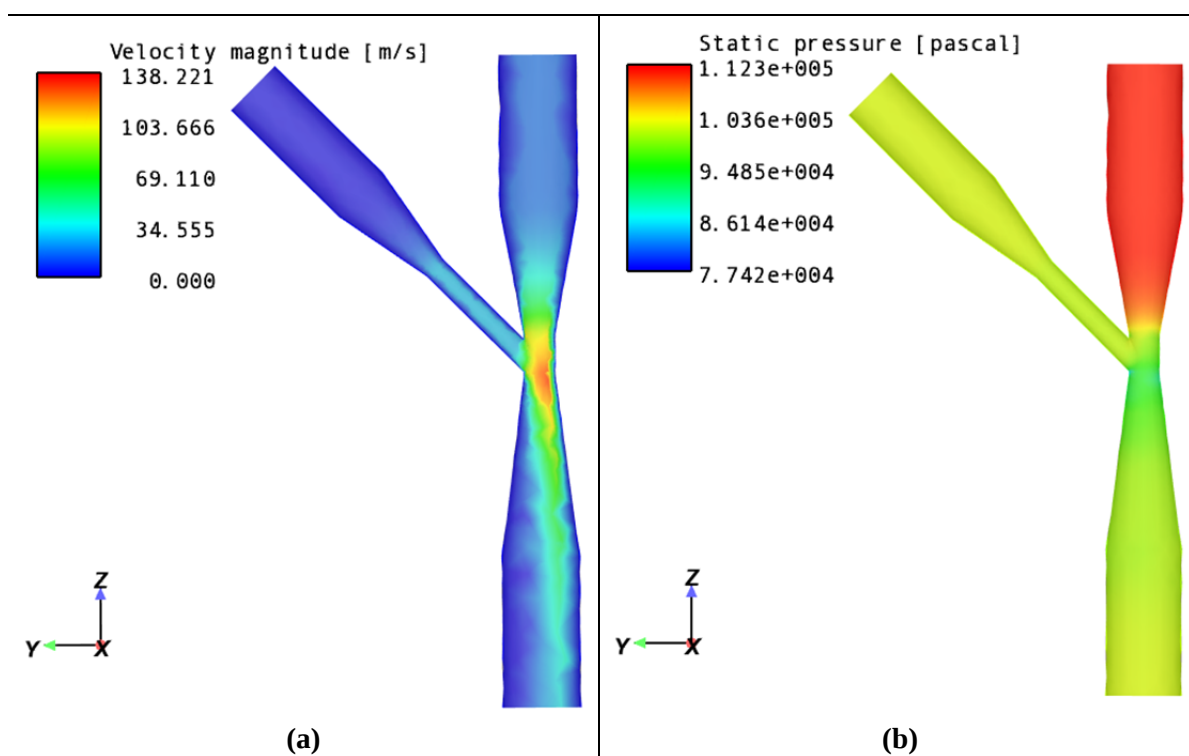
Como explicado acima, esse sistema auxilia a extração do gás de síntese impedindo que o gás passe pelo compressor para não danificá-lo. Com esse objetivo, a extração de gás do reator foi idealizada em utilizar o recalque do compressor para manter uma pressão negativa a jusante do reator. Isso foi possível através da indução do efeito Venturi no duto de recalque do compressor, provocando uma queda de pressão onde foi acoplado o duto de saída do reator. Nesse sistema também foram instalados pontos de tomadas de pressão estática para avaliar as perdas de carga. A Figura 2.3 (a) mostra esquematicamente o sistema de extração de gases e (b) uma vista superior dos dutos de ar, gases e o tubo Venturi.

Figura 2.3: Componentes do sistema de extração de gases**(a) Esquema do Sistema****(b) Detalhe dos tubos de ar-gases e Venturi**

Fonte: Arquivo Pessoal

O Venturi foi projetado em função da norma da ABNT NBR 13225:1994. Entretanto, antes da fabricação do Venturi foi realizada uma simulação no software FLUENT variando os parâmetros de projeto para adequação à faixa vazão de ar visando a operação pretendida no gaseificador. Como dados de entrada para esta simulação foi considerada a velocidade máxima de escoamento no duto resultante do deslocamento do compressor bem como o fluido adotado na simulação foi o ar. Os resultados gráficos da simulação podem ser visualizados na Figura 2.4.

Figura 2.4: Simulação do Venturi



Fonte: Arquivo Pessoal

Na simulação numérica (Figura 2.4 (a) e (b)) a velocidade máxima na garganta do Venturi, onde ficaria conectado o duto de extração de gases do reator, foi de 138,22 m/s produzindo com uma pressão de 94,85 kPa. Consequentemente, a velocidade máxima simulada do gás do reator foi de 3,86m/s. Para essa velocidade, a vazão de ar calculada no reator é de 0,005783 kg/s e o medido a frio no reator foi de 0,005662 kg/s $\pm$ 0,000044 kg/s de nível de confiança de 95%.

Esse sistema foi construído e as dimensões tiveram como base as simulações numéricas. O sistema funcionou adequadamente, como será visto nos próximos itens e capítulos, porém

depósitos nas paredes dos dutos de ar e gases foram constantes devido a presença de alcatrão condensável e material particulado em suspensão, o que contribuiu para a diminuição do desempenho do gaseificador. Para isso foi necessário realizar a limpeza das linhas de gás e de ar a cada três experimentos, pois percebia-se uma diminuição considerável na leitura da temperatura do gás.

2.2 O REATOR DE GASEIFICAÇÃO

Um reator de gaseificação de pequena escala Figura 2.5, *downdraft*, estratificado e de topo aberto foi projetado e fabricado para realização dos ensaios experimentais de gaseificação, utilizando caroço de açaí como combustível. O núcleo do reator, fabricado em material cerâmico refratário, tem dimensões de 150 mm de diâmetro interno, 200 mm de diâmetro externo e 1,5 metros de altura. A parede do núcleo ainda possui furos simétricos longitudinalmente espaçados a cada 100 mm para permitir tomadas de pressão, inserção de termopares e extração de gases.

Figura 2.5: Tubo cerâmico do reator de gaseificação

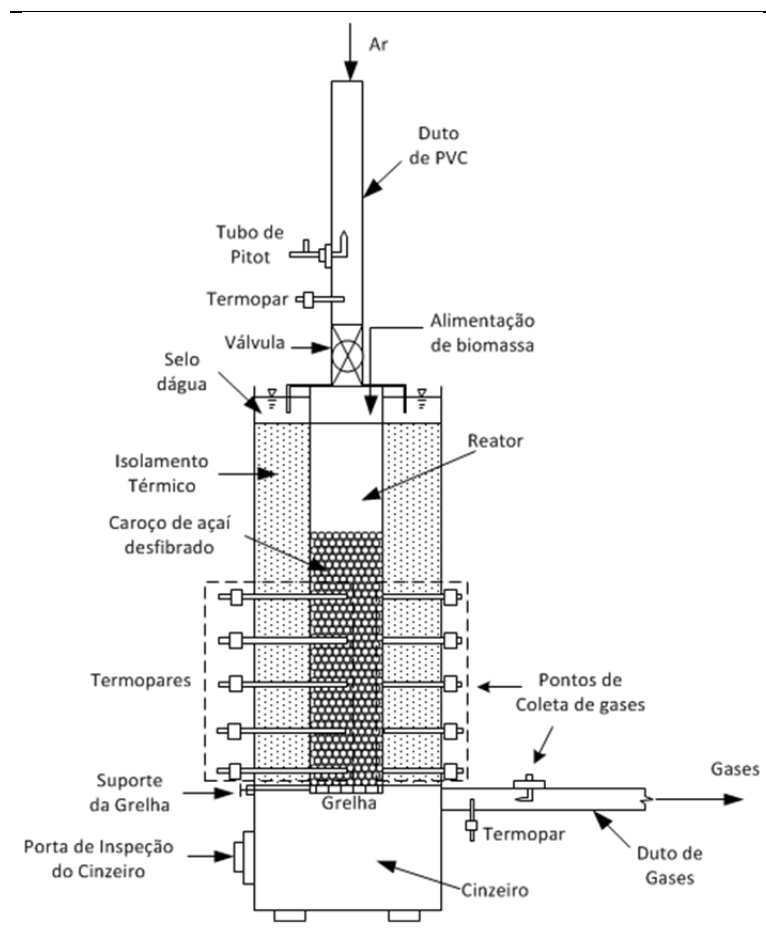


Fonte: Arquivo Pessoal

Entre o núcleo e o corpo metálico do reator foi aplicado isolamento térmico com material DURA blanket 160 e dimensões de 24,4 x 610 x 7620 metros. O corpo metálico do reator, de forma cilíndrica, foi fabricado em chapas de aço de 6 milímetros de espessura com um diâmetro externo de 590mm e altura de aproximadamente 2 metros. Foi também

construída uma escada metálica móvel para que fosse possível ter acesso à seção superior do gaseificador. A Figura 2.6 mostra o digrama esquemático do gaseificador.

Figura 2.6: Diagrama esquemático do gaseificador



Fonte: Arquivo Pessoal

A seção superior, onde há a admissão de ar no reator, é constituído pelo conjunto: tubo de PVC de 52mm de diâmetro interno por 1,23m de comprimento, válvula de esfera de 1½” onde este tubo é conectado a uma base metálica cilíndrica. Este conjunto, removível manualmente para permitir alimentação de biomassa no gaseificador, é montado acima o corpo cilíndrico principal do reator, com um “selo” de água para garantir que o ar seja admitido somente pelo tubo de PVC.

Na seção intermediária dois grupos de 15 pequenos tubos de aço de diâmetro interno de 2 mm foram instalados simétrica e paralelamente opostos atingindo o núcleo perfurado do reator, espaçados em intervalos de 10 mm ao longo do reator até o nível da grelha inferior. Estes tubos foram utilizados para a inserção de termopares para medições do perfil de

temperatura e coleta de amostras de gás e estavam localizados diametralmente opostos ao longo do eixo longitudinal do reator.

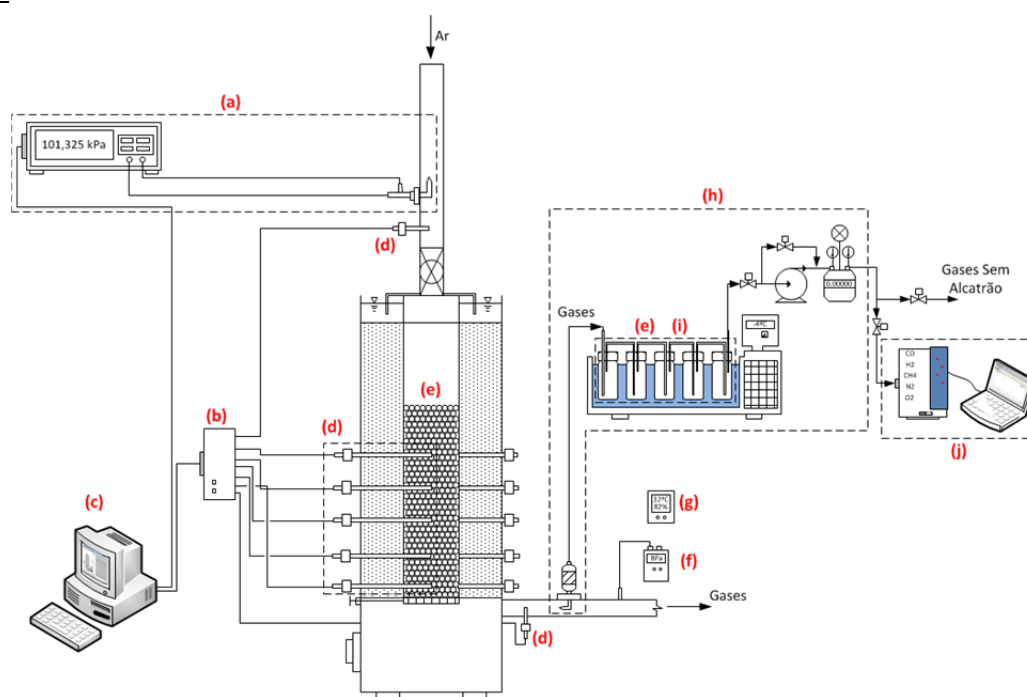
A seção inferior imediatamente abaixo ao reator foi instalada uma grelha retrátil fabricada em chapa de aço e com furos de 15mm de diâmetro. Após a grelha, foi idealizada uma câmara com volume de 0,15 m³ reservada para a coleta de cinzas, também chamada de cinzeiro, a qual se designou a servir como um depósito de cinza e dos resíduos de biomassa não gaseificada, que foram posteriormente coletados e pesados. Nesta mesma câmara, e imediatamente abaixo da grelha, foi instalado o duto de saída de gases do reator fabricado em aço galvanizado com 1½” de diâmetro interno.

Durante todos os ensaios experimentais não foi observado nenhum dano no reator.

2.3 INSTRUMENTAÇÃO DO GASEIFICADOR

Nesta seção será apresentada em detalhes a instrumentação utilizada neste trabalho para medição das propriedades do leito e grandezas que indiquem as reações de gaseificação. Todos os instrumentos foram selecionados especificamente para serem aplicados nesse estudo.

Figura 2.7: Diagrama esquemático da instrumentação



Os instrumentos que compõem o sistema de medição do gaseificador serão descritos em função Figura 2.7.

a) Vazão de ar:

Para um controle detalhado da velocidade do ar que entra no gaseificador foi utilizado o Micromanômetro FCO510 da empresa FURNES CONTROLES (ver Figura 2.8) que consiste de um instrumento de medição de pressão diferencial de alta precisão.

Figura 2.8: Micromanômetro



Fonte: Arquivo Pessoal

Ele pode exibir a velocidade do ar, a vazão volumétrica, temperatura e pressão absoluta, com resolução de 0,001 pascal. Os valores de pressão podem ser lidos e armazenados em 12 unidades de medição contidas na memória do equipamento. O Micromanômetro FCO510 também pode aceitar entradas 4 a 20mA a partir de um sensor de pressão absoluta para proporcionar a correção automática para a velocidade de fluxo de massa. O instrumento também é acompanhado de um software fornecido pelo fabricante que possibilita configuração e comunicação a um computador, com frequência de aquisição de dados de 1Hz, através de uma porta RS232. Suas características principais são apresentadas na Tabela 2.1.

Tabela 2.1: Características do Micromanômetro FCO510

Especificações	
Faixa de medição	0 – 20 [kPa]
Exatidão	±0,25% de leitura 1 dígito
Temperatura de Trabalho	0 – 45°C

Fonte: Arquivo Pessoal

Com ajuda de um tubo de Pitot (ver Figura 2.9) conectado a este instrumento e um termopar, foi possível medir a velocidade e temperatura do ar de admissão do reator.

Posteriormente, com esses dois parâmetros e com o diâmetro do tubo onde foi inserido o Pitot, determinou-se a vazão mássica de ar.

Figura 2.9: Tubo de Pitot e mangueira de silicone



Fonte: Arquivo Pessoal

b) Aquisitor de dados:

Para o registro e monitoramento em um computador das variáveis analógicas enviadas pelo indicador MCT, foi utilizado o aquisitor de dados da empresa COMTEMP modelo A202 (ver Figura 2.10).

Figura 2.10: Aquisitor de dados



Fonte: Arquivo Pessoal

Para a interface entre o computador e barramento de comunicação do aquisitor foi necessária a utilização do conversor USB-RS485, este permite a comunicação rápida e segura do aquisitor com a porta USB do PC detectado e instalado como uma porta COM nativa. As características principais do aquisitor de dados são apresentadas na Tabela 2.2.

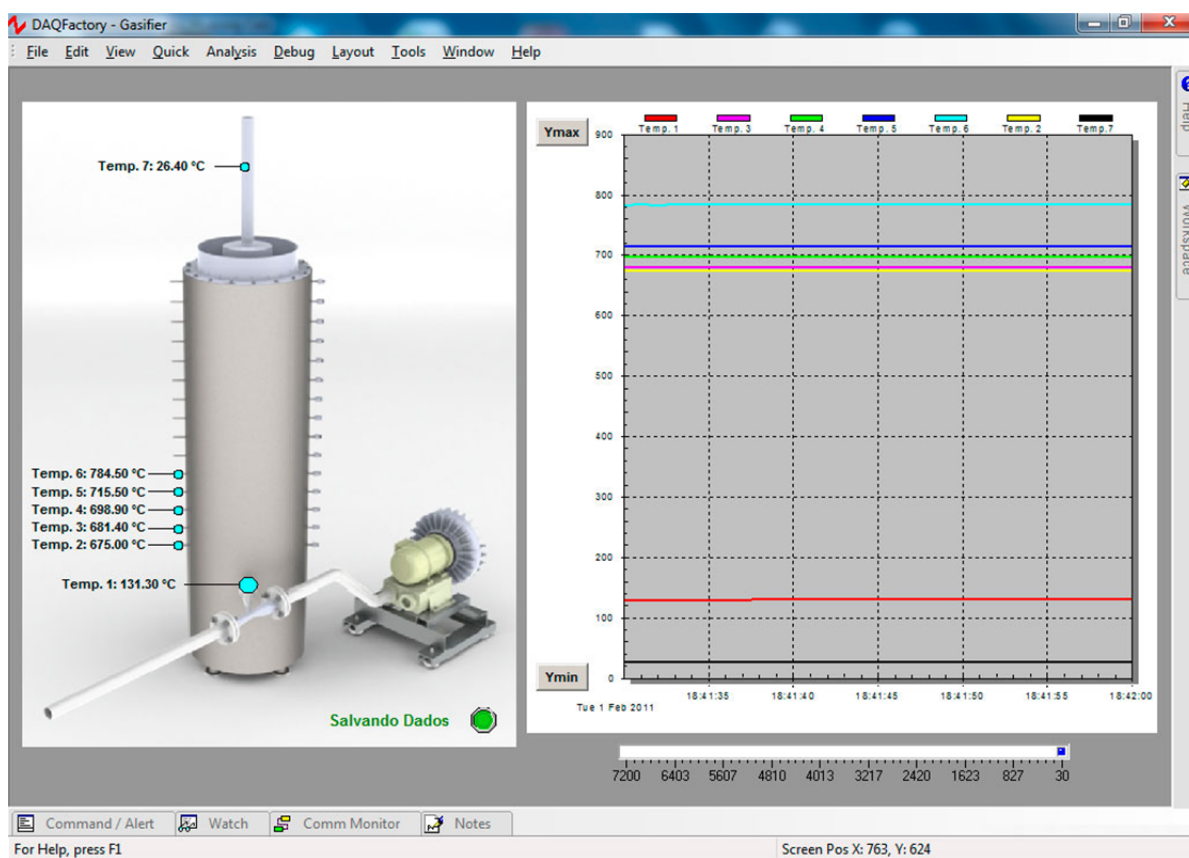
Tabela 2.2: Características do aquisitor de dados

Especificações	
Número de entradas	8
Entrada de corrente	0 a 20 [mA]
Exatidão da leitura	$\pm 0,3\%$ F.E. ± 1 dígito a 25°C
Leitura	170 ms / 8 canais
Comunicação	RS-485
Protocolo	Modbus RTU

Fonte: Arquivo Pessoal

c) Software de monitoramento e configuração:

Para a aquisição de dados foi necessária a criação de uma ferramenta computacional de supervisão e controle, ela foi desenvolvida com ajuda do programa Daqfactory 5.73 (AZEOTECH, 2007) versão gratuita. Com esta ferramenta foi possível supervisionar os parâmetros de temperaturas medidos nos experimentos.

Figura 2.11: Software de aquisição de dados

Fonte: Arquivo Pessoal

d) Temperaturas:

Termopares Chromel-Alumel (Tipo-K) foram usados para medir temperaturas em 6 diferentes níveis no interior do reator e também a temperatura do gás de saída e a temperatura do ar de admissão. Estes termopares estavam conectados a um aquisitor de dados que gravou os valores de temperatura com uma frequência de aquisição de 1Hz. A Tabela 2.3: Características dos Termopares Tipo-K mostra as características dos termopares usados neste experimento.

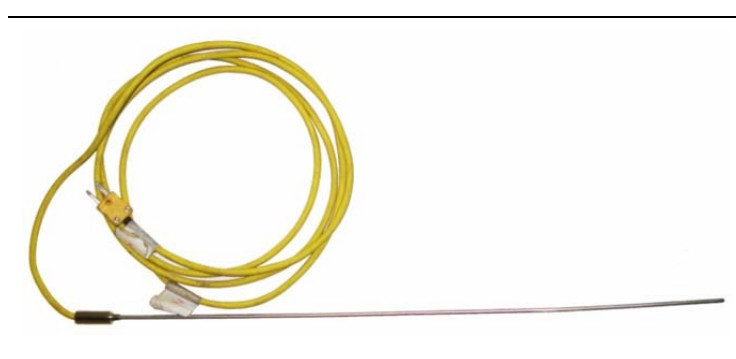
Tabela 2.3: Características dos Termopares Tipo-K

Especificações	
Faixa de medição	0 – 1200°C
Exatidão	$\pm 8^{\circ}\text{C}$
Comprimento da Sonda	40cm

Fonte: Arquivo Pessoal

Os termopares (ver Figura 2.12) tinham comprimento de 42cm para que pudessem atingir o centro do reator.

Figura 2.12: Termopares Tipo-K



Fonte: Arquivo Pessoal

e) Medição de Massa:

Para controle preciso da massa de caroços de açaí que alimentou o reator e compôs o leito de gaseificação, foi utilizada a balança de bancada modelo 9094-1 da empresa TOLEDO (ver Figura 2.13). Suas especificações são apresentadas na Tabela 2.4.

Figura 2.13: Balança de bancada

Fonte: Arquivo Pessoal

Tabela 2.4: Características da balança de bancada

Especificações	
Capacidade Máxima	0 – 30kg
Exatidão	± 0.001 g

Fonte: Arquivo Pessoal

Também foi utilizada a balança analítica OHAUS AS200 Analytical Standard (ver Figura 2.14) para medir com maior precisão a massa do alcatrão e água padrão para os ensaios em um Titulador Karl Fischer (a ser explicado mais a frente neste trabalho). Suas especificações são mostradas na Tabela 2.5.

Figura 2.14: Balança analítica

Fonte: Arquivo Pessoal

Tabela 2.5: Características da balança analítica

Especificações	
Capacidade Máxima	202g
Exatidão	± 0.0001 g

Fonte: Arquivo Pessoal

f) Pressão:

Para as medições da perda de carga a frio no reator de gaseificação foi utilizado um medidor de pressão digital da GE DRUCK DPI 705, mostrado na Figura 2.15.

Figura 2.15: Medidor de Pressão

Fonte: Arquivo Pessoal

Como este medidor não tem nenhum tipo de interface para conexão em aquisitor de dados, os resultados foram registrado manualmente. A Tabela 2.6: Características do medidor de pressão mostra as características técnicas do instrumento.

Tabela 2.6: Características do medidor de pressão

Especificações	
Faixa de medição	0 – 700bar
Exatidão	0,1% FS

Fonte: Arquivo Pessoal

g) Condições ambientais:

Para medições ambientais foi utilizado um instrumento digital (ver Figura 2.16) que mostra a temperatura ambiente e a umidade relativa do ar. Os resultados medidos também foram armazenados manualmente pelo fato deste instrumento não apresentar nenhum tipo de interface.

Figura 2.16: Medidor de parâmetros ambientais



Fonte: Arquivo Pessoal

h) Trem de coleta de gases:

Nos experimentos realizados, antes do gás de síntese produzido no reator ser introduzido em um cromatógrafo a gás, foi necessário separar as partículas e o alcatrão do gás de síntese, visando não danificar o cromatógrafo e medir o teor de alcatrão do gás. Isso foi feito em um trem de coleta de gases que foi desenvolvido por outro trabalho de obtenção do grau de mestre do PPGEM, que tem por objetivo estabelecer um procedimento padrão de gás de amostragem para a gaseificação de biomassa. O trem de amostragem é equipado com uma bomba de vácuo de 127 litros/min e constituído de três módulos: pré-condicionamento de gás e remoção de partículas, a coleta de alcatrão e medição do volume.

No módulo de pré-condicionamento, a temperatura do gás produzido foi mantida dentro de uma faixa de temperatura de 200-240°C por meio de uma resistência elétrica. As partículas finas na amostra de gás foram retidas através de um filtro aquecido.

A coleta de alcatrão era feita frascos lavadores de gás (Borbulhadores) em vidro, com capacidade de 500 ml, da com 45 mm de diâmetro interno contendo 100 ml de isopropanol. A medição de volume era feita utilizando um gasômetro da ACTARIS.

i) Titulador Volumétrico Karl Fischer

O titulador KARL FISCHER da marca METTLER TOLEDO, modelo DL31 (ver Figura 2.17) é um titulador volumétrico que tem como objetivo quantificar o teor de água presente em uma solução.

Este equipamento tem como qualidades sua praticidade e facilidade na sua operação, pois ele praticamente faz todo procedimento de análise sem necessidade de intervenção do operador. Ele já vem com um método padrão instalado em sua memória bastando apenas para o operador seguir a rotina do procedimento mostrado no display do equipamento. O titulador foi utilizado nos resultados dos experimentos feitos no gaseificador para quantificar o teor de água presente na solução isopropanol, alcatrão e água contida nos borbulhadores do trem de coleta de gases coletados após o experimento.

Figura 2.17: Titulador Karl Fischer



Fonte: Arquivo Pessoal

As características principais do titulador volumétrico são apresentadas na Tabela 2.7.

Tabela 2.7: Características titulador Karl Fischer

Especificações	
Faixa de medição	100ppm até 100% de água
Comunicação	RS-232

Fonte: Arquivo Pessoal

j) Cromatógrafo a gás:

Foi utilizado um cromatógrafo portátil modelo 4900 (ver Figura 2.18) da empresa VARIAN INC que atualmente foi adquirida pela empresa AGILENT TECHNOLOGIES para determinar a composição dos gases produzidos nas reações de gaseificação. Este instrumento é equipado com duas colunas a MoleSieve de 5Å que detecta o CO, H₂, CH₄, N₂, e O₂, CO e a PoraPLOT Q que detecta Ar e CO₂ e utiliza como gás de arraste He com 5% de pureza.

Figura 2.18: Micro-GC 4900



Fonte: Arquivo Pessoal

O equipamento é conectado a um notebook através de cabo de rede RJ45 e configurado através de endereço IP. No notebook foi usado o software STAR WORKSTATION 6.0 fornecido pelo fabricante para configurar o equipamento, criar métodos de detecção das espécies, cálculo, calibração e visualização dos resultados em forma de picos. Nos experimentos realizados foi utilizado apenas a coluna MoleSieve.

3 MÉTODOS E PROCEDIMENTOS EXPERIMENTAIS

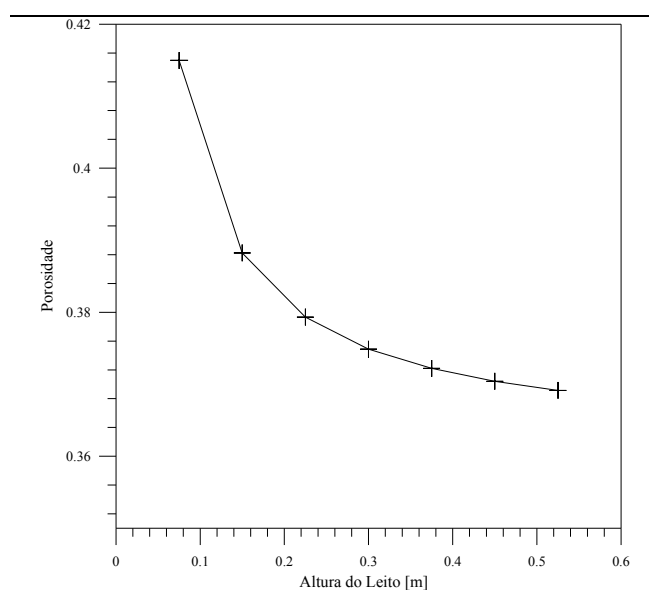
3.1 CARACTERIZAÇÃO DA BIOMASSA

As propriedades mais importantes da biomassa que a definem como fonte de energia e matéria gaseificável são: granulometria, densidade aparente, composição química (elementar e imediata), umidade e poder calorífico. As definições destes parâmetros são apresentadas a seguir:

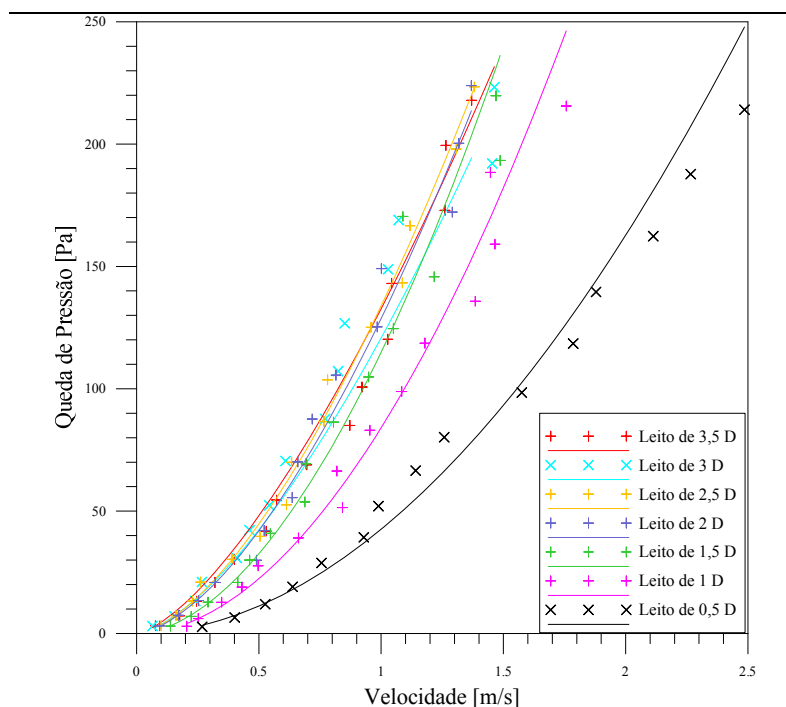
a) Granulometria, Porosidade e Perda de carga

Um dos trabalhos relevantes realizados em paralelo a este estudo foi de Roger Cruz *et al* (2010) no qual realizaram-se estudos experimentais com um leito fixo de caroços de açaí desfibrado determinando a porosidade e a perda de carga com diferentes vazões. Tal estudo visou estimar e prever o comportamento do leito fixo de açaí do reator de gaseificação. Outro parâmetro que também foi avaliado nesse estudo foi a granulometria do leito de caroço de açaí, a qual é também um fator que afeta diretamente as reações de gaseificação, pois a menor granulometria tenderá a queimar mais rapidamente na zona de combustão podendo ocasionar deslocamento dessa zona resultando em formações de regiões quentes, ou frias, e eventualmente bolsões de gás indesejáveis. Os resultados de granulometria do leito de caroço de açaí, porosidade (ver Figura 3.1) e perda de carga (ver Figura 3.2).

Figura 3.1: Porosidade em função da altura do leito de açaí



Fonte: Arquivo Pessoal

Figura 3.2: Perda de carga em função da velocidade do ar

Fonte: Arquivo Pessoal

b) Composição química elementar

Composição química elementar corresponde no conteúdo percentual em massa dos principais elementos que constituem a biomassa, geralmente referente à matéria seca, ou seja, sem considerar a presença de água. São geralmente apresentados valores para o carbono (C), hidrogênio (H), enxofre (S), oxigênio (O), nitrogênio (N) e cinzas (A). Esta última parcela agrega todos os elementos não combustíveis. A composição química elementar constitui a base dos cálculos de combustão.

Os procedimentos de referência para determinação desta composição são apresentados nas normas americanas ASTM E 870-82 (aprovada em 1992) *Standard test methods for analysis of wood fuel*, ASTM E 778-87 (aprovada em 1992) *Standard test method for nitrogen in the analysis sample of refuse fuel*, e ASTM E 777-87 (aprovada em 1992) *Standard test method for carbon and hydrogen in the analysis sample of refuse derived fuel*.

c) Composição química imediata

Composição química imediata: se refere ao conteúdo percentual, baseado na massa do combustível, do carbono fixo (F), materiais voláteis (V), cinzas (A) e eventualmente umidade (W). O conteúdo de voláteis expressa a facilidade de se queimar um material e se determina como a fração em massa do combustível que volatiliza durante o aquecimento de uma amostra padronizada, em atmosfera inerte, até a temperatura de aproximadamente 850°C, por 7 minutos. A fração de carbono que permanece na amostra logo após este aquecimento é chamada de carbono fixo ou coque. Para a avaliação desta composição se podem aplicar as normas ASTM D 1102-84 (aprovada em 1995) *Standard test method for ash in wood*, e ASTM E 872-82 *Standard test method for volatile matter in the analysis of particulate wood fiels*.

d) Poder Calorífico

O poder calorífico é a quantidade de calor (energia térmica) que se libera durante a combustão completa de uma unidade de massa ou de volume do combustível (kJ/kg). Quando não se considera o calor latente de condensação da umidade presente nos produtos de combustão, tem-se o poder calorífico inferior (PCI) e quando esse calor latente é considerado, tem-se o poder calorífico superior (PCS).

Pode-se dizer que o PCI refere-se ao calor efetivamente possível de ser utilizado nos combustíveis, enquanto o PCS é em torno de 10 a 20% mais elevado, resultado de sua avaliação em laboratório. Para avaliar o poder calorífico dos combustíveis sólidos de biomassa, a condição mais usual é utilizar uma "bomba calorimétrica", composta de um recipiente no qual se coloca uma amostra da biomassa pressurizado com oxigênio e se efetua sua queima, medindo-se o calor liberado pela variação da temperatura da água no vaso onde foi colocada a bomba. A norma ASTM E 711-87, *Standard test method for gross calorific value of refuse-derived-fuel by the bomb calorimeter*, é uma referência para este tipo de avaliação.

e) Teor de Umidade

O teor de umidade é a medida da quantidade de água livre na biomassa e que pode ser avaliada pela diferença entre os pesos de uma amostra, antes e logo após ser submetida à

secagem. É possível apresentar os valores de umidade em base seca ou úmida, conforme seja a condição de referência adotada, como se apresenta nas expressões abaixo.

Teor de umidade (ω) na base úmida (bu) é calculado por

$$\omega_{bu} = \frac{m_{H_2O}}{m_{H_2O} + m_{bio\ seca}} \quad [\%bu] \quad (3.1)$$

Onde m_{H_2O} é a massa de água contida na amostra e $m_{bio,bs}$ é a massa de biomassa seca.

Teor de umidade (ω) na base seca (bs) é calculado por

$$\omega_{bs} = \frac{m_{H_2O}}{m_{bio,bs}} \quad [\%bs] \quad (3.2)$$

As massas das Eq. (3.1) e Eq.(3.2) correspondem respectivamente aos valores de massa de uma mesma amostra de combustível nas condições de queima (úmida) e seca, que é o estado da biomassa secada em estufa a 105°C, até apresentar peso constante. O Método ASTM E871-82 (aprovado em 1987), *Standard method for moisture analysis of particulate wood fuel*, detalha as condições deste ensaio.

Uma situação que pode ocorrer durante a análise de sistemas de combustão de biomassa é a necessidade de converter de uma base de referência até outra, já que usualmente os dados dos combustíveis são apresentados em base seca ou para uma umidade que nem sempre é a condição de queima.

f) Massa específica

A massa específica de uma biomassa é dividida em massa específica propriamente dita e massa específica aparente. Massa específica é a relação entre a massa contínua de biomassa pelo volume que essa massa contínua ocupa, ou seja:

$$\rho = \frac{m_{bio}}{V} \quad \left[\frac{kg}{m^3} \right] \quad (3.3)$$

Onde m_{bio} é a massa da biomassa e V é o volume que essa biomassa ocupa.

O conceito de massa específica é aplicável somente se a matéria é contínua, ou seja, no volume ocupado não existem descontinuidades. Exemplos são uma tábua, um tronco de árvore, uma casca de arroz, uma casca de cacau. Esse conceito não se aplica a resíduos, pois nesse caso existem vários fragmentos do mesmo material ocupando o volume. Nesse caso é mais útil o conceito de massa específica aparente.

Massa específica aparente (ρ_{ap}) é definida como a massa total de biomassa armazenada num volume, dividido pelo valor desse volume, ou seja:

$$\rho_{ap} = \frac{m_{bio\ granel}}{V} \quad \left[\frac{kg}{m^3} \right] \quad (3.4)$$

Onde $m_{bio\ granel}$ é a massa do montante de biomassa colocada aleatoriamente até encher o volume V. Formalmente, a massa específica a granel é determinada através da utilização da norma NBR 6922 *Ensaio Físicos para Determinação da Massa Específica*, onde se quantifica a massa (medindo o peso) correspondente a um volume de 0,216 m³ biomassa, ou seja:

$$\rho_{ap} = \frac{m_{bio\ granel}}{0,216} \quad \left[\frac{kg}{m^3} \right] \quad (3.5)$$

A massa específica aparente será sempre menor que a massa específica, pois os fragmentos amontoados deixam espaços vazios entre si, reduzindo a massa contida no volume. De maneira geral, a massa específica aparente de resíduos de madeira é em torno de 1/4 da massa específica da madeira, aumentando esse valor com a diminuição da granulométrica do resíduo como no caso da casca de arroz.

3.1.1 Caracterização do Açaí

Nos ensaios realizados, foram utilizados duas amostras de caroço de açaí desfibrado. As Análises imediatas das duas amostras foram obtidas no laboratório de caracterização de biomassa da Universidade Federal do Pará. As análises elementares de amostras de caroço de açaí foram feitas no Laboratório de Catálise (LABCAT) da Universidade de Brasília. A Tabela 3.1 apresenta o resumo das propriedades medidas e usadas neste estudo.

Tabela 3.1: Parâmetros do caroço de açaí desfibrado

Características	Valor	Método
Tamanho médio (mm) ¹	10,32	
Massa Específica Aparente (kg/m ³) ¹	473,92	
<i>Análise Imediada (%bs) da Amostra-2</i>		
Teor de Umidade	15,48	ASTM E 871-82
Teor de Voláteis	79,93	ASTM E 872-82
Teor de Cinzas	1,39	ASTM E 871-82
Carbono Fixo	18,68	ASTM E 870-82
PCS (MJ/kg)	18,141	ASTM E 711-87
<i>Análise Elemetar (%bs)</i>		
C	46,04	
H	6,77	
O	38,3	
N	7,99	
S	0,08	

Fonte: Laboratório de caracterização EBMA-UFPA e LABCAT-UNB

3.2 METODOLOGIA PARA AS MEDIÇÕES DE VAZÃO DE VAZÃO DE AR

Para as medições da vazão mássica do ar no gaseificador provocadas pelo efeito Venturi, um Tubo de Pitot foi utilizado para as medições de velocidade. O tubo de Pitot é formado por dois tubos concêntricos. O tubo interno de menor diâmetro mede a pressão total (P_{total}) do escoamento ou de estagnação. A extremidade a seção transversal do tubo interno é aberta e posicionada perpendicular ao fluxo. O tubo de maior diâmetro mede a pressão estática ($P_{est.}$) através de pequenos orifícios perpendiculares ao fluxo. Pela diferença de pressões dos dois tubos concêntricos pode-se determinar a pressão dinâmica (P_{din}) do escoamento. Num tubo de PVC que escoa ar, é medida também a temperatura do ar. Com este dado, determina-se a massa específica do ar, e pode-se determinar a velocidade em função da pressão dinâmica como:

$$u = \sqrt{\frac{2P_{din}}{\rho_{ar}}} \left[\frac{m}{s} \right] \quad (3.6)$$

Desta forma, o Tubo de Pitot foi usado para medir a velocidade do escoamento no centro da seção transversal, sendo a vazão de ar calculada a partir da velocidade obtida. Isto foi feito porque a máxima velocidade média de ar no tubo foi de 0,6 m/s, e o número de Reynolds de 1958,65 (laminar). Como o escoamento no tubo era laminar, não foi necessário determinar o perfil de velocidade no tubo. Para que se possa utilizar o Tubo de Pitot o escoamento deve estar plenamente desenvolvido, por isso o Tubo de Pitot foi introduzido após uma distância de 8DH da entrada de ar, onde DH é o diâmetro hidráulico do duto. A uma distância de 8DH da extremidade de entrada de ar, 1240mm, foi feito um furo de 22mm de diâmetro para introdução do Tubo de Pitot (ver Figura 3.3). Além do Pitot foi usada também uma mangueira de silicone de 3m de comprimento que era conectada ao Micromanômetro que mostrava as medições em tempo real da pressão total (P_{din}) obtidas no Pitot.

Figura 3.3: Instalação do Pitot no duto de PVC



Fonte: Arquivo Pessoal

Os experimentos foram realizados variando as taxas de alimentação de ar para estudar variação da razão de equivalência no processo de gaseificação de açaí. Os resultados experimentais são apresentados no Capítulo 4.

3.3 METODOLOGIA PARA CÁLCULO DOS PARÂMETROS DE GASEIFICAÇÃO

A partir dos dados de temperatura obtidos durante o experimento, calcula-se a velocidade de processamento e com o fluxo de ar se determina a velocidade superficial do agente gaseificante. Com a velocidade superficial, com o perfil de temperatura, análises imediata e elementar da biomassa, determinam-se parâmetros como: taxa de consumo de biomassa, razão de equivalência, tamanho das zonas do processo de gaseificação, taxa de aquecimento da biomassa e outros. Para o cálculo dos parâmetros da gaseificação foi desenvolvido um código em EES denominado de GASIAÇAÍ (ver ANEXO A.2) e para o equilíbrio químico foi utilizado o COMGAS v1.0. A seguir são descritas as equações que compõem a metodologia experimental desenvolvida no contexto deste trabalho.

3.3.1 Velocidade Superficial

A velocidade superficial é um dos parâmetros mais importantes que determinam o desempenho de um reator de gaseificação. É definida como a vazão de gás produzido (m^3/s) dividida pela área da seção transversal do reator (m^2). A baixa velocidade superficial causa condições de pirólise relativamente lenta e resulta em altos rendimentos de carvão vegetal e um gás com alto teor de alcatrão.

$$V_s = \frac{\dot{Q}_{gás}}{A_{st}} \quad [m/s] \quad (3.7)$$

3.3.2 Taxa de Consumo de Biomassa

A taxa de consumo pode ser obtida mediante (3.8).

$$\dot{m}_{cb} = V_{pb} \times \rho_{ap} \left[\frac{kg}{s \cdot m^2} \right] \quad (3.8)$$

3.3.3 Razão de Equivalência

A partir da taxa de consumo de biomassa e vazão mássica de ar medida, pode-se calcular a razão de equivalência como mostra a Eq. (3.9).

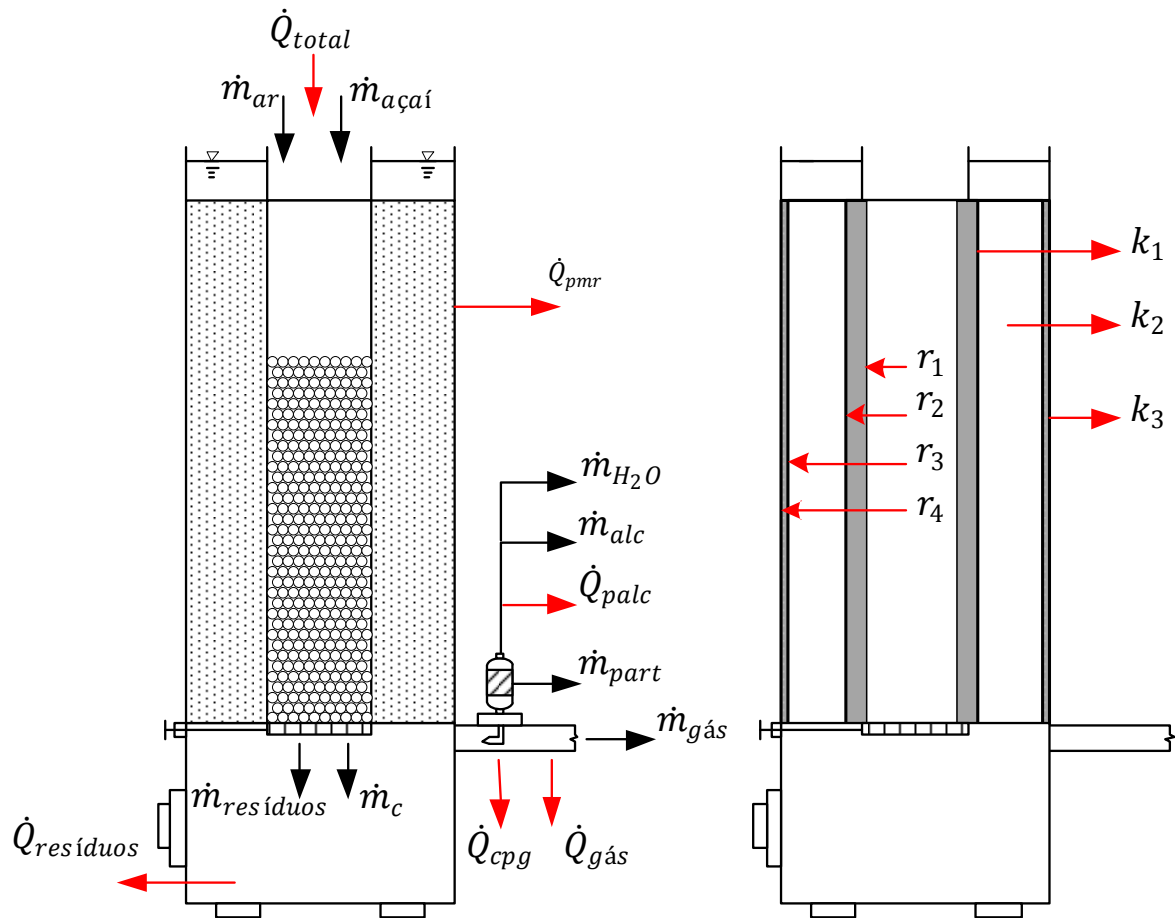
$$\phi = \frac{(\dot{m}_{cb}/\dot{m}_{ar})_{real}}{(\dot{m}_{cb}/\dot{m}_{ar})_{est.}} \quad (3.9)$$

3.3.4 Termodinâmica do Gaseificador

A análise termodinâmica de um gaseificador é imprescindível para uma perfeita compreensão dos fenômenos que envolvem o processo. Sendo assim, torna-se necessária a realização de um balanço de massa e energia, a fim de se quantificar as grandezas, que permitirão determinação da eficiência do equipamento possibilitando avaliar e comparar o seu desempenho.

A vazão mássica do gás produzido no gaseificador não foi medida diretamente com o uso de instrumentos de medição, como rotâmetro, tubo Venturi ou placa de orifício. Desta forma, foi necessário estabelecer um volume de controle no gaseificador e aplicar o princípio da conservação de massa e energia para determinar a vazão mássica do gás bem como a sua eficiência. Para dar suporte aos cálculos realizados, utilizaram-se os parâmetros, da análise elementar, visto na Tabela 3.1 Para a determinação do $PCI_{gás}$ e do $PCI_{açai}$ foi usado o SOFTWARE COMGAS v1.0 e os dados de vazão mássica do combustível e vazão volumétrica do ar foram medidos em experimento. A Figura 3.4 mostra esquematicamente os o balanço realizado no gaseificador.

Figura 3.4: Esquema dos fluxos mássicos e de calor no gaseificador



Fonte: Arquivo Pessoal

Onde:

$\dot{m}_{açaí}$: Fluxo mássico de açaí;

$\dot{m}_{ar}$: Fluxo mássico de ar;

$\dot{m}_{gás}$: Fluxo mássico de gás;

$\dot{m}_{resíduos}$: Fluxo mássico de resíduos;

$\dot{m}_{alc}$: Fluxo mássico de alcatrão;

$\dot{m}_{part}$: Fluxo mássico de particulado presente no gás;

$\dot{m}_{alc}$: Fluxo mássico de alcatrão;

$\dot{m}_c$: Fluxo mássico de carvão não convertido;

$\dot{Q}_{total}$: Calor total disponível;

$\dot{Q}_{gás}$: Calor disponível no gás produzido a partir das concentrações de CO, H₂ e CH₄;

$\dot{Q}_{resíduos}$: Calor perdido com os resíduos;

$\dot{Q}_{pmr}$: Calor cedido para meio pelo reator;

$\dot{Q}_{cpg}$: Calor cedido pelos gases;

$\dot{Q}_{palc}$: Calor perdido com o alcatrão.

r_{1-4} : Raio.

k_{1-3} : Condutividade térmica.

3.3.2 Balanço de Massa

Da lei da conservação da massa tem-se:

$$\sum \dot{m}_{reagentes} = \sum \dot{m}_{produtos} \quad (3.10)$$

Onde para a gaseificação de biomassa com ar a Eq. (3.10) pode ser expandida para a seguinte forma.

$$\dot{m}_{açaí,bs} + \dot{m}_{ar} = \dot{m}_{gás} + \dot{m}_c + \dot{m}_{cinzas} + \dot{m}_{H_2O} \quad (3.11)$$

No primeiro membro da Eq. (3.11) têm-se respectivamente as massas dos reagentes: biomassa úmida, ar. No segundo membro têm-se respectivamente as massas dos produtos: gás produzido, carbono não convertido, cinzas e água.

3.3.2 Balanço de Energia

O balanço de energia tem como finalidade avaliar as perdas envolvidas durante o processo de gaseificação com o objetivo de obter o calor útil do combustível. Neste estudo, a metodologia aplicada para o balanço de energia é descrita a seguir.

Considerando-se um balanço de energia no sistema em um dado instante tem-se:

$$\dot{Q}_{total} = \dot{Q}_{gás} + \dot{Q}_{resíduos} + \dot{Q}_{pmr} + \dot{Q}_{cpg} + \dot{Q}_{pcc} \quad (3.12)$$

Onde ($\dot{Q}_{total}$) também pode ser definida como:

$$\dot{Q}_{total} = \dot{m}_{açaí} \times PCI_{açaí} + \dot{m}_{ar} \times h_{ar} \quad (3.13)$$

As perdas associadas ao gás gerado e das cinzas para o meio ambiente são dadas pelas Eq. (3.14) e (3.15), respectivamente:

$$\dot{Q}_{cpg} = \dot{m}_{gás} \times Cp_{gás} + (\dot{m}_{gás} T_{gás} - \dot{m}_{gás} T_{\infty}) \quad (3.14)$$

$$\dot{Q}_{resíduos} = \dot{m}_{resíduos} \times Cp_{resíduos} + (\dot{m}_{resíduos} T_{resíduos} - \dot{m}_{resíduos} T_{\infty}) \quad (3.15)$$

As perdas relacionadas ao calor cedido pelo reator são:

$$\dot{Q}_{pmr} = \frac{T_r - T_{\infty}}{\frac{1}{h_0 A_0} + \frac{\ln(r_2/r_1)}{2\pi k_2 L} + \frac{\ln(r_3/r_2)}{2\pi k_3 L}} \quad (3.16)$$

Onde:

T_r : Temperatura do leito [K];

T_{∞} : Temperatura Ambiente [K];

h_0 : coeficiente de transferência de calor por convecção;

$k_{1,2,3}$: Condutividade térmica dos materiais (refratário do reator, lã de vidro usado no isolamento térmico e aço do gaseificador);

A_0 : Área da parede.

L : Comprimento do Reator.

As perdas pela não conversão do carbono são:

$$\dot{Q}_{pcc} = \dot{m}_{cinzas} \times \dot{C}_{cinzas} \times PCI_{carbono} + \dot{m}_{cinzas,gas} \times \dot{C}_{gas} \times PCI_{carbono} \quad (3.17)$$

Sendo que o balanço do carbono

$$C_{açai} = CO + CH_4 + C_xH_y + C_{cinzas} + C_{alcatrão} \quad (3.18)$$

3.3.5 Eficiência

Com o $\dot{m}_{gás}$ determinado e o $PCI_{gás}$ e $PCI_{açai}$ obtidos no SOFTWARE COMGAS a eficiência a frio do gaseificador é definida mostrado na Eq. (3.19):

$$\eta_{gás\ frio} = \frac{PCI_{gás} \times \dot{m}_{gás}}{PCI_{açai} \times \dot{m}_{açai}} \quad [\%] \quad (3.19)$$

Se for considerado o calor latente do gás, pode definir a eficiência a quente conforma a Eq. (3.20):

$$\eta_{gás\ quente} = \frac{PCI_{gás} \times \dot{m}_{gás} + \dot{m}_{gás} \times h_{gás}}{PCI_{açai} \times \dot{m}_{açai}} \quad [\%] \quad (3.20)$$

Onde o $h_{gás}$ pode ser obtido também no COMGAS.

3.4 METODOLOGIA DE DIMENSIONAMENTO DO REATOR

O principal parâmetro para o projeto de uma gaseificador *downdraft* é a velocidade superficial (v_s) que em alguns casos pode ser chamada de “*hearth load*”. A velocidade superficial é um dos parâmetros mais importantes que determinam o desempenho de um reator do gaseificador. A partir de uma velocidade superficial assumida e a taxa de gás calculada em função da utilização desejada do gás, é possível obter a área transversal e diâmetro do reator. Uma baixa velocidade superficial causa condições de pirólise e resultados relativamente lentos com rendimentos elevados de carvão vegetal e um gás com índice elevado de alcatrão.

A seguir são apresentadas duas metodologias de dimensionamento de gaseificadores *downdraft* de leito fixo.

3.4.2 Método de Tiango

O método consiste na determinação experimental da melhor taxa específica de gaseificação para gaseificadores de pequena escala. Para a determinação da área da seção transversal do reator são necessários os seguinte dados iniciais:

(a) Taxa específica de gasificação, (ψ) [kg/m²-h]. Que está compreendida entre $200 \leq \psi \leq 400$.

(b) Poder calorífico inferior do combustível (base úmida), PCI_{comb} [MJ/kg]

(c) Fluxo mássico do combustível, $\dot{m}_{comb}$ [kg/h]

Inicialmente a potência térmica do combustível (Pot_{comb}), definida pela Eq. (3.21).

$$Pot_{comb} = \dot{m}_{comb} PCI_{comb} \quad [kW] \quad (3.21)$$

Da Eq. (3.22), obtém-se a eficiência do gás (η_g):

$$\eta_g = \frac{1}{PCI_{comb}} \left(17,8627 - \frac{930,7079}{\psi} - 0,0231\psi \right) \quad (3.22)$$

Posteriormente, é determinada a potência térmica do gás (Pot_g) com a Eq. (3.23):

$$Pot_g = Pot_{comb} \eta_g \quad [kW] \quad (3.23)$$

O poder calorífico inferior do gás (PCI_g) pode ser determinado com ajuda da Eq.(3.24):

$$PCI_g = 5,9417 - 8,2893 \times 10^3 \psi \quad \left[\frac{MJ}{Nm^3} \right] \quad (3.24)$$

Definido o poder calorífico inferior do gás, é possível então calcular o fluxo volumétrico do gás ($\dot{V}_g$) utilizando a Eq.(3.25):

$$\dot{V}_g = \frac{Pot_g}{PCI_{comb}} \quad \left[\frac{m^3}{h} \right] \quad (3.25)$$

A velocidade superficial (V_s) será determinada utilizando a Eq.(3.26). Essa velocidade permitirá calcular a seção transversal do reator do gaseificador:

$$V_s = 2,7878\psi - 156,65 \quad \left[\frac{m}{h} \right] \quad (3.26)$$

Finalmente, para determinar a área da seção transversal do reator (A_r) é usada a Eq.(3.27):

$$A_r = \frac{\dot{V}_g}{V_s} \quad [m^2] \quad (3.27)$$

A Tabela 3.2 mostra uma simulação usando o método acima, supondo que um gaseificador fosse utilizado para gerar energia elétrica. Para tal são necessários como dados de entrada as eficiências do gerador elétrico e do motor a combustão. Com isso, para se obter 2,5 kWe e 3 kWe um gaseificador de 15 cm a 16 cm de diâmetro deveria ser usado.

Tabela 3.2: Resultados do método de Tiangco

Dados de Entrada			
		<i>Unid.</i>	
Eficiência do Gerador	0,9		
Eficiência do motor	0,25		
Taxa específica de gasificação	300	kg/m ² h	
Massa específica do ar	1,204	kg/m ³	
Cálculos Realizados			
<i>Potência Elétrica</i>	<i>2,5 kWe</i>	<i>3,0 kWe</i>	<i>Unid.</i>
Potência Mecânica	2,8	3,3	kW
Potência do gás	11,11	13,33	kW
Eficiência do gás frio	0,5531	0,5531	
PCI do gás base úmida	3,46	3,46	MJ/Nm ³
Velocidade Superficial do gaseificador	0,19	0,19	m/s
Vazão do gás	11,6	13,9	m ³ /h
Área da seção transversal do reator	0,017	0,02	m ²
Diâmetro do Reator	0,15	0,16	m

Fonte: Arquivo Pessoal

Ao mesmo tempo, a Tabela 3.3 mostra uma simulação usando o método do equilíbrio (a ser explicado no item a seguir). Similar ao visto anteriormente, supondo que um gaseificador fosse utilizado para gerar energia elétrica, aplicando os dados de entrada das eficiências do gerador elétrico e do motor a combustão, para se obter 3 kWe e 4 kWe, um gaseificador de 13 cm a 15 cm de diâmetro deveria ser usado.

Tabela 3.3: Resultados do método do equilíbrio

Dados de Entrada			
	Unid.		
Eficiência do Gerador	0,9		
Eficiência do motor	0,25		
Entalpia de formação do combustível	-603682,23	kJ/kmol	
PCI da biomassa base úmida	14,16	MJ/kg	
Velocidade Superficial média do gaseificador	0,25	m/s	
Massa específica do ar	1,204	kg/m³	
Cálculos Realizados			
Potência Elétrica	3 kWe	4,0 kWe	Unid.
Potência Mecânica	3,33	4,44	kW
Potência do gás	13,3	17,8	kW
Eficiência do gás frio	0,79	0,70	
Vazão do gás	0,0033	0,0044	Nm³/s
Área da seção transversal do reator	0,013	0,017	m²
Diâmetro do Reator	0,13	0,15	m

Fonte: Arquivo Pessoal

Com base nos resultados dos dois métodos, ficou determinado para os parâmetros de projeto do reator de gaseificação, um diâmetro do reator de 150 mm.

3.4.2 Método do Equilíbrio

Esta metodologia é baseada no equilíbrio químico e na velocidade superficial média de gaseificadores *downdraft* para determinar o diâmetro do reator. O processo de cálculo de consiste em utilizar o um software como COMGAS 1.0 ou CEA da NASA para dar suporte ao cálculo das concentrações dos gases na faixa de razão de equivalência onde o CO fosse máximo. Posteriormente, é definir a razão de equivalência baseado no tipo de aplicação estudada. A partir da razão de equivalência definida calcula-se o PCI do gás úmido baseado na temperatura e nas concentrações de cada elemento do gás produzido para assim obter a entalpia de formação do gás e o PCS do gás úmido. Com a potência térmica e PCI do gás determinados, calcula-se o fluxo mássico do gás Eq.(3.28)

$$\dot{m}_g = \frac{Pt_g}{PCI_{g,bu}} \left[\frac{\text{kg}}{\text{s}} \right] \quad (3.28)$$

Consequentemente a vazão do gás

$$\dot{V}_g = \frac{\dot{m}_g \times Ru \times T}{P \times MW_g} \left[\frac{\text{Nm}^3}{\text{s}} \right] \quad (3.29)$$

Aplica-se o balanço de massa no gaseificador para determinar o consumo de biomassa, considerando que o fluxo de carvão não reduzido será de 1% do fluxo de biomassa (ver Figura 3.4). Em seguida determina-se a potência térmica da biomassa através da Eq. (3.30)

$$P_{bio} = \dot{m}_{bio} \times PCI_{bio,bu} \quad [\text{kW}] \quad (3.30)$$

Em seguida, determina-se a eficiência do gaseificador a frio Eq. (3.31). Essa eficiência relaciona a potência térmica do gás com a potência térmica da biomassa.

$$\eta_{g,f} = \frac{Pt_g}{P_{bio}} \quad (3.31)$$

Finalmente, é definida a velocidade superficial do gaseificador utilizando os dados da Tabela 3.4 e com esses dados calcula-se a velocidade superficial média ($\bar{v}$) mostrado na Eq. (3.32), para posteriormente determinar com ela a área do reator.

$$\bar{v} = \frac{q_g}{PCI_f} \left[\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right] \quad (3.32)$$

E finalmente o diâmetro do reator

$$d = \sqrt{\frac{4 \times A_r}{\pi}} \quad [\text{m}] \quad (3.33)$$

Tabela 3.4: Gaseificadores downdraft

Gaseificador	d [m]	v [m/s]	Bh [m³/cm²-h]
Biomass Corp	0,61	0,24	0,09
SERI air/ox	0,15	0,28	0,10
SERI air/ox	0,15	0,24	0,09
Buck Rogers	0,61	0,23	0,08

Fonte: Arquivo Pessoal

3.5 MÉTODOLOGIA PARA MEDIÇÃO EM CROMATÓGRAFO

A metodologia utilizada para as medições dos gases produzidos no reator consistiu inicialmente na criação de um método para a detecção dos gases analisados em cromatógrafo, calibração do cromatógrafo a partir de um gás padrão e finalmente a inserção do cromatógrafo na linha na linha de gás limpo (sem a presença de alcatrão) proveniente do trem de amostragem. A composição do gás produzido consiste de monóxido de carbono (CO), hidrogênio (H₂), pequena quantidade de metano (CH₄), oxigênio (O₂) e Nitrogênio (N₂).

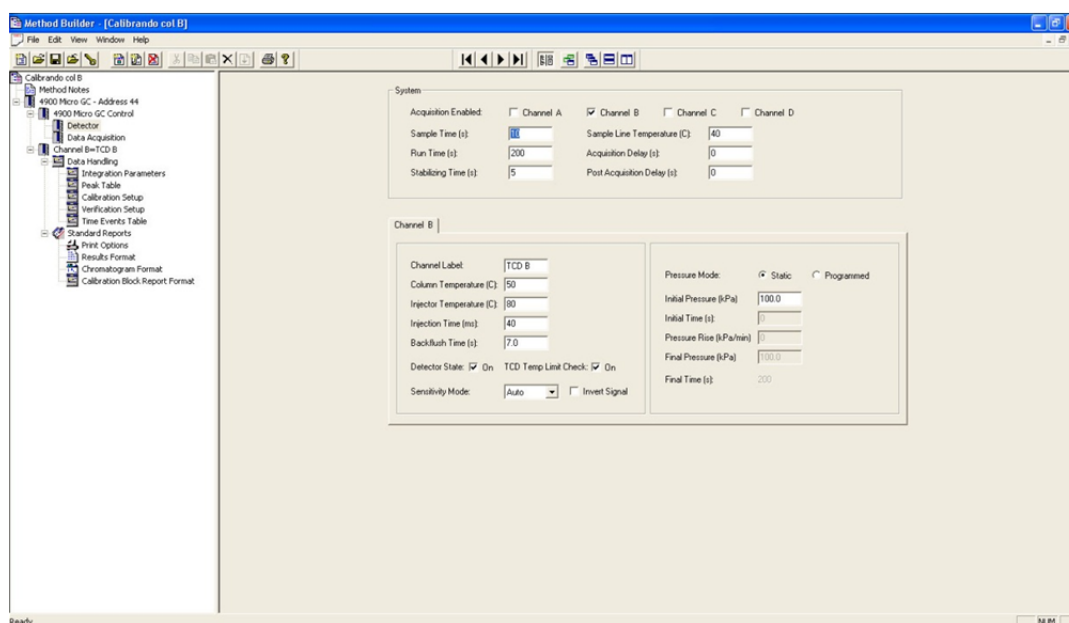
3.5.1 Configuração e Criação do Método

O passo inicial consistiu em desabilitar a coluna Porapak Q (que detecta Ar, C_xH_y e CO₂, não foi medido neste estudo) através de configuração do software WORKSTATION v.6.0 instalado no notebook o qual o cromatógrafo estava conectado, pois como mencionado no Capítulo 2, apenas a coluna MoleSieve estava operacional. Esse procedimento é explicado mais detalhadamente no manual do equipamento.

O passo seguinte foi construir um método para a detecção dos gases a serem analisados na coluna MoleSieve, porém dificuldades foram encontradas na construção do método devido a falta de informação mais detalhada nos cromatogramas do banco de dados da VARIAN que estão disponíveis on-line. Tais cromatogramas apenas mostram os gráficos com picos e os tempos de retenção dos gases que a coluna detecta, não informando parâmetros primordiais como (temperatura da coluna, temperatura de injeção, pressão da coluna e etc.) que geraram esses cromatogramas.

Sendo assim, foi necessário contatar um técnico especializado em micro GC junto a empresa AGILENT TECHNOLOGIES que adquiriu a VARIAN que gentilmente enviou uma sugestão de método para a coluna MoleSieve para analisar os gases de gaseificação. Após testes preliminares verificou-se a eficácia do método e este foi adotado nos experimentos realizados neste trabalho. A tela de configuração do método no software WORKSTATION e os parâmetros que compõe o método podem ser vistos na Figura 3.5 e na Tabela 3.5 respectivamente.

Figura 3.5: Tela de configuração do método



Fonte: Arquivo Pessoal

Tabela 3.5: Especificação do método para coluna MoleSieve

Especificações	
Sample Line Temperature (°C)	50 °C (caso seja linha aquecida)
Aquisition Delay (seg.)	0
Post Acquisition Delay (seg.)	0
Injector Temperature (°C)	80
Column Temperature (°C)	50
Sample Time (seg)	10
Run Time (seg.)	200
Injection Time (mseg.)	40
Pressure Mode	Static
Initial Pressure (psi)	14.5 psi ou 100kPa
Detector State	MARCADO EM ON
TCD Temp Limit Check	MARCADO EM ON
Sensitivity Mode	AUTO
Invert Signal	DESMARCADO
Backflush Time (seg)	7,0
Stabilization time (seg)	5

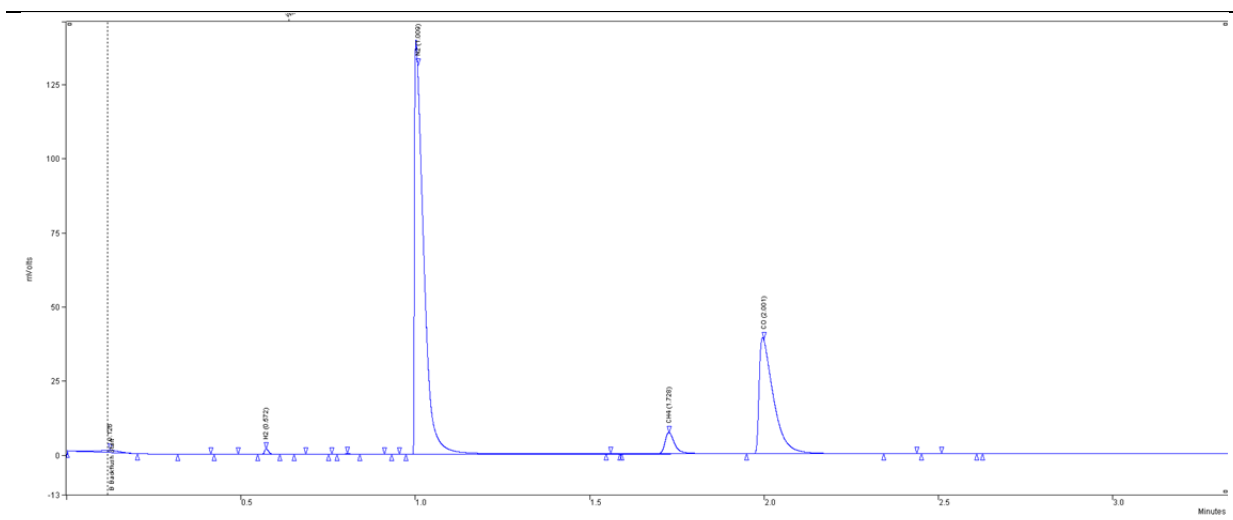
Fonte: Arquivo Pessoal

3.5.2 Calibração

O gás de calibração contém as seguintes composições em percentual mol por mol: CO (20%), CO₂ (15%), H₂ (20%), NO (45%) e CH₄ (3%). Estes gases estavam contidos em um cilindro de 10m³ com uma válvula de duplo estágio adaptada. O cilindro era diretamente conectado na porta de entrada de amostra de gases do cromatógrafo por meio de uma mangueira de silicone de diâmetro 3/4", encaixada em um conector de engate rápido também de 3/4" que foi adaptado nessa porta. É essencial que antes de conectar a mangueira ao cromatógrafo seja feita uma purga com o próprio gás padrão na mangueira para evitar qualquer contaminação da amostra de gás com o ar antes de ser injetado na coluna. O fabricante do cromatógrafo alerta que a pressão de entrada da amostra de gás não seja superior a 15psi.

O método de calibração dos gases via software WORKSTATION é detalhado no manual que acompanha o equipamento. Para calibrar apenas o oxigênio (pois este não estava contido no gás padrão), o cilindro de gás padrão era desconectado, as constantes das curvas de calibração dos gases eram bloqueadas deixando somente a do oxigênio desbloqueado e em seguida era feita uma injeção do ar ambiente e finalmente a constante obtida do oxigênio era bloqueada. Dessa forma os gases estavam todos calibrados e o equipamento estava pronto para os experimentos. A Figura 3.6 mostra o resultado da calibração realizada e a Tabela 3.6 os tempos de retenção do gás pela coluna.

Figura 3.6: Resultado da calibração dos gases



Fonte: Arquivo Pessoal

Tabela 3.6: Tempos de retenção dos gases na coluna MoleSieve

Tempo de Retenção [seg.]	Gás	[%mol/mol]
0,573	H ₂	20
0,807	O ₂	21
1,004	N ₂	45
1,726	CH ₄	3
1,998	CO	20

Fonte: Arquivo Pessoal

3.5.3 Cuidados com a coluna

Como apenas foi utilizada a coluna MoleSieve e o gás da amostra bem como o padrão contem CO₂, que não é detectado pela coluna, por conta disso um procedimento teve que ser adotado para eliminar o CO₂ retido pela coluna o que poderia acarretar em problemas futuros. O procedimento consistia em definir um tempo para o Backflush¹ (BF) no canal da coluna MoleSieve a partir da detecção do CO (Monóxido de Carbono). Com o BF inicialmente definido em 15 segundos, injetavam-se as amostras e diminuía-se o BF seguidamente até não conseguir detectar o CO. Quando isto ocorria o tempo de BF foi aumentado até que conseguir detectar o CO novamente que neste estudo ficou estabelecido em 7 segundos.

Outro procedimento adotado foi de criar um método para desligar o cromatógrafo. O método consistia em levar a temperatura da coluna à temperatura ambiente para não prejudica-la após seu desligamento. Periodicamente, também era necessário realizar o condicionamento da coluna por 24 horas estabelecendo sua temperatura em 200 °C. Esse procedimento era necessário porque a cada ensaio o equipamento era desligado e isso com o tempo acarretavam em erros nas medições devido à umidade ou componentes indesejáveis presente no gás. Após o condicionamento, era necessário realizar novamente a calibração da coluna.

3.6 MEDIÇÃO DO TEOR DE ALCATRÃO E PARTICULADO

Uma das maneiras de avaliar a quantidade de alcatrão produzida por um gaseificador é capturando-o em isopropanol (grau de pureza PA), uma vez que os gases de interesse, CO,

¹ Permite ao usuário programar um ponto de corte adequado para escolher quais os componentes que irão para a coluna analítica.

CH_4 e H_2 principalmente, os gases atmosféricos, O_2 e N_2 essencialmente, e mais o CO_2 não são retidos pelo solvente alcoólico. No entanto, a água pode se originar no sistema bifásico, alcatrão e isopropanol, como produto de combustão parcial ou total da amostra, vinda da atmosfera e, ainda, proveniente da secagem da biomassa durante o processo de gaseificação, mostrando que aquele sistema considerado primariamente bifásico é, na verdade, trifásico. Isto ocorre justamente porque a água é solúvel no isopropanol e também é solvente do alcatrão. Portanto, a determinação da quantidade percentual em massa de alcatrão presente no sistema trifásico “Alcatrão / $\text{C}_3\text{H}_7\text{OH}$ / H_2O ” e a medida de concentração de água têm entre si uma relação direta para o conhecimento do alcatrão retido pelo trem de coleta de gases.

Pode-se denominar como *sistema* a mistura resultante da coleta de amostras da produção do gaseificador com isopropanol. O procedimento de destilação a vácuo do sistema que contém o alcatrão desconsidera a existência de água no sistema, como se este fosse bifásico. Se não houvesse perda de solvente durante a amostragem do alcatrão, ou se esta perda fosse mínima e negligenciável, a determinação do alcatrão ocorreria por meio de duas pesagens simples do isopropanol antes e depois de absorver o alcatrão, já que o sistema seria conservativo para o isopropanol e hidrofóbico, bastando um rápido balanço mássico para se determinar a massa de alcatrão.

Outra hipótese é a de que há água retida pelo isopropanol juntamente com o alcatrão. Neste caso, o sistema seria trifásico e o peso do sistema composto por massas de isopropanol, água e alcatrão. Se considerarmos o sistema conservativo para o isopropanol, então é facilmente verificável que se obtém a massa de alcatrão por um rápido balanço de massa.

No entanto, considerando uma hipótese mais realista, em que o sistema não é conservativo para o isopropanol, apenas para o alcatrão, e que a concentração de água aumenta com o tempo. Após a coleta dos gases do gaseificador é necessário incluir a variação de massa do isopropanol no cálculo da massa de alcatrão e medir a concentração de água no sistema trifásico.

Neste caso, a parcela $m_{\text{isopropanol}}$ tem outro significado: expressa a massa de isopropanol efetivamente conservada no sistema, descontando-se a fração que se difundiu na corrente gasosa. Para se medir a fração de isopropanol restante no sistema pode ser a quantificação de água no sistema.

Logo após o procedimento de amostragem, pesa-se o sistema para o registro da massa $m_{sistema}$. Em seguida, encaminha-se uma alíquota da amostra ao procedimento de titragem pelo método Karl Fischer Volumétrico, para determinação da massa de água $m_{água}$. O restante da amostra passa pela destilação a vácuo para separar o alcatrão do sistema. Pesa-se tanto o destilado, quanto o caudal do evaporador rotativo. De posse destas informações, tem-se que:

$$m_{alcatrão,gav} = m_{sistema} - m_{isopropanol} - m_{água} \quad (3.34)$$

Onde:

$m_{água}$: massa de água do sistema, resultante pela titragem Karl Fischer;

$m_{sistema}$: massa da amostra trifásica;

$m_{isopropanol}$: massa de isopropanol pela diferença de ante e após o experimento;

Desta equação depreende-se a proposta de que o sistema comporta-se aproximadamente como um sistema conservativo para o alcatrão e que o isopropanol varia negativamente com o tempo, uma vez que este pode ser difundido juntamente com a corrente gasosa amostrada no trem de amostragem.

O critério é necessário para a correção do peso inicial da amostra do sistema a ser analisada porque o isopropanol e água possuem massas específicas diferentes e desconsiderar a presença de água e o fluxo difusivo do isopropanol acarreta em erro experimental de medida de alcatrão no sistema analisado.

Portanto a massa de alcatrão presente no gás pode ser obtida através da Eq.(3.35).

$$m_{alcatrão} = \frac{m_{alcatrão,gav}}{V} \left[\frac{mg}{Nm^3} \right] \quad (3.35)$$

Onde:

$m_{Alcatrão,gav}$: massa de alcatrão obtido por gravimetria;

V : é o volume de gás de amostra em metros cúbicos em condições normais, na qual é a diferença entre as leituras iniciais e finais do gasômetro durante o procedimento de coleta de gases.

3.7 PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL DO GASEIFICADOR

Antes de iniciar a operação, era feita uma checagem no reator e no cinzeiro para verificar se ambos contem cinzas ou carvão e também no nível de água do selo d'água. Após remoção de material, uma fôrma de alumínio era introduzida no interior do cinzeiro e na direção da grelha para que ao final da operação fosse possível retirar o carvão de açaí manualmente protegido com luvas térmicas. Após fechamento do cinzeiro e posicionamento da grelha na direção do reator, era feita a instalação dos instrumentos de medições. Finalizada a instalação da instrumentação era então pesados o carvão (utilizado para a ignição do gaseificador) e o caroço de açaí usando nos experimentos. Em seguida era feita a ignição do carvão e posteriormente adicionado no reator. Nesse momento era acionado o compressor radial e modulado no inverso de frequência em 60 Hz. Em torno de 2 a 3 minutos, era adicionado o caroço de açaí no reator e a tampa superior era montada sobre o selo d'água. Novamente era modulada a faixa de vazão desejada para o experimento através do inversor de frequência. Simultaneamente, dava-se início a aquisição de dados pelos instrumentos de medições e cronometragem do tempo de operação. As medições manuais dos instrumentos que não possuíam interface com o computador, eram feitas a cada 5 minutos e salvas em planilha no computador.

Após 1 a 1h30 dependendo da taxa de ar fornecido, era realizada a coleta dos gases pelo trem de coleta de gases que era conectado na linha de gás do gaseificador durante 60 a 90 minutos. Terminada a coleta dos gases o gaseificador continuava sua operação até consumir todo o leito de açaí. Ao final da operação, cessava-se a aquisição de dados dos instrumentos de medições, a porta do cinzeiro era aberta e o suporte da grelha era puxada para que todo o carvão contido sobre a grelha caísse na fôrma de alumínio e posteriormente colocado em bandejas de metal para ser imediatamente pesado em balança de bancada a fim de obter o consumo de combustível do experimento. O compressor radial continuava ligado para garantir que todo o gás fosse retirado do interior do gaseificador para evitar possíveis pequenas explosões e finalmente o sistema era então desligado. A composição e o teor de alcatrão presente no gás produzido foram analisados em laboratório.

3.8 PROCEDIMENTO DE MANUTENÇÃO DO GASEIFICADOR

Após alguns experimentos foi observado a necessidade adotar procedimentos para a conservação do gaseificador e seus componentes bem como aumentar sua vida útil e garantir a eficácia dos experimentos. Um destes procedimentos adotados foi de periodicamente realizar testes de estanqueidade no gaseificador. Isso era feito fechando a válvula da tampa que era montado no gaseificador sobre o selo d'água e com isto o gaseificador estava selado. O sistema de extração de gases era então posto em operação e observa-se visualmente na seção superior do gaseificador se o nível do selo d'água diminuía, ou seja, com a depressão provocada pelo sistema de extração de gases no interior do gaseificador a pressão atmosférica “empurrava” a água contida no selo d'água pra dentro do reator. Caso isso não ocorresse era então necessário identificar os locais de infiltração de ar com bolhas de sabão. Isso garantiria que o ar que entra no gaseificador passasse somente pelo interior do reator para reagir com o combustível evitando assim que o gás produzido não fosse contaminado pelo ar proveniente de outros locais.

Outro procedimento consistia em desmontar a linha de gases para remover, com água, o alcatrão e particulados que se encrustavam nas paredes dos tubos. Com o tempo essas essas incrustações aumentavam de volume formando uma camada que corroborava para a diminuição do rendimento do equipamento porque aumentava a perda de carga e absorvia o calor do gás de saída. Devido a essas incrustações, observou-se também a formação de corrosões nas roscas dos tubos, onde um das peças que compõe o sistema de extração de gases partiu, quase provocando a perda do componente com como pode ser visto na Figura 3.7. Após a remoção do alcatrão era feita também a lubrificação das roscas dos tubos com óleo lubrificante.

Figura 3.7: Ação da corrosão nos componentes do gaseificador



Fonte: Arquivo Pessoal

4 RESULTADOS DOS EXPERIMENTOS

Conforme discutido anteriormente, o objetivo deste projeto foi de conduzir uma investigação experimental em um gaseificador *downdraft* estratificado e de topo aberto utilizando como combustíveis caroços de açaí.

Na tentativa de complementar os estudos anteriores, já citados ao longo desse trabalho, que analisaram gaseificadores *downdraft* com uso de biomassa, este trabalho centrou-se em medir o perfil de temperatura axial do reator, a composição do gás de síntese usando cromatografia gasosa, a concentração de alcatrão no gás de síntese e outros parâmetros que poderiam servir como indicadores no processo de gaseificação sob diferentes condições de operação.

Para tornar o reator de gaseificação confiável e permitir repetibilidade experimental em todas as medidas, alguns problemas tiveram que ser resolvidos. Um dos principais problemas encontrados foi no sistema no trem de coleta de gases, pois em diversos experimentos ocorreram infiltrações de ar atmosférico na linha o que impossibilitou a medição adequada da composição dos gases. Outro problema enfrentado foi que em alguns experimentos foi utilizado anemômetro de fio quente para a medição da vazão de ar e o mesmo mostrou-se impróprio para este tipo de experimentos, pois ele agrega em seu filamento partículas de ar em suspensão acarretando medições incorretas. A solução encontrada foi utilizar tubo de Pitot com o micromanômetro.

Contornados os problemas citados anteriormente, alguns experimentos preliminares foram feitos para que se pudesse ganhar experiência na operação do gaseificador. Neles e em todos os experimentos subsequentes a ignição era sempre iniciada com uma pequena quantidade de carvão em combustão (0,2–0,3kg) e logo em seguida eram adicionados os caroços de açaí previamente pesados, formando então o leito de gaseificação de açaí. Ao final da operação era pesada a biomassa residual do experimento. As coletas dos gases só eram feitas após 2 horas de operação, tempo suficiente para que o reator estivesse em regime estacionário em relação à temperatura e permitir que o leito formasse uma quantidade de carvão suficiente para ter uma melhor definição das zonas de combustão, pirólise e redução. A altura média do leito de açaí nos ensaios ficou entre 0,6 a 1,2m o que corresponde a massa de 6 a 16kg e a distância entre os termopares era de 10 cm. Foram utilizados 6 termopares

em todos os experimentos. Durante as experiências, os principais parâmetros medidos ou calculados foram: perfis de temperatura ao longo do reator de gaseificação, composição do gás em cromatógrafo, teor de alcatrão, consumo de combustível, vazão de gás produzido, vazão de ar à entrada do reator, razão de equivalência, balanço de energia do gaseificador e eficiência do gás de síntese frio.

4.1 PRODUÇÃO DE GÁS

Amostras de gás foram tomadas após a grelha durante cada execução experimental e analisadas por cromatografia gasosa, conforme discutido na seção 3.5. As composições de gás medidas foram relativamente consistentes sobre o intervalo de operação nas taxas de fluxo de ar usadas. Os resultados são mostrados na Tabela 4.1.

A soma das concentrações dos gases não totaliza 100%, já que o CO₂ não foi medido, como descrito na seção 3.5.

Tabela 4.1: Composição do gás produzido analisado em micro GC

Composição (%mol/mol)				
Exp. N°	CO	H ₂	CH ₄	N ₂
#10	12	6,48	1,31	60,42
#13	10	11	1,1	56,2
#15	10	11,5	1,16	56,35
#16	10,3	12	1,35	55,23
#17	11,3	12,8	1,3	55,87
#21	3,34	2	0,31	60,48

Fonte: Arquivo Pessoal

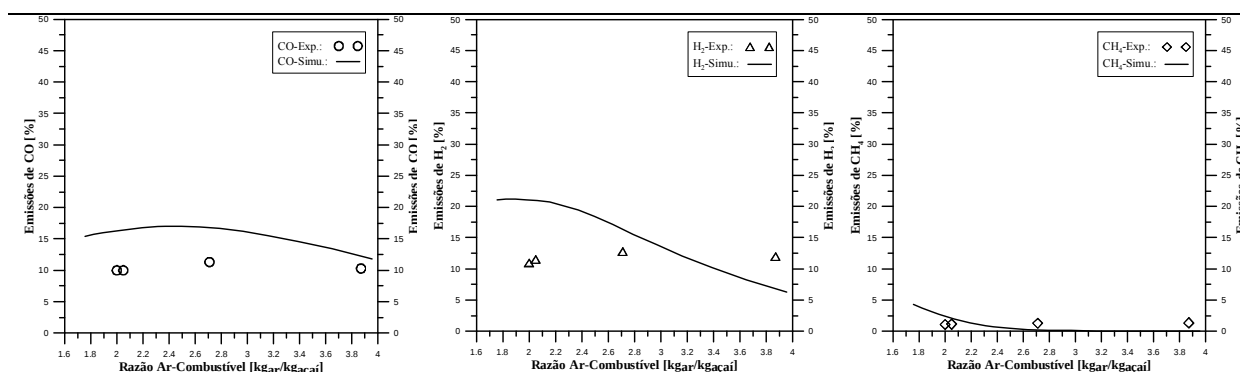
Embora a composição dos gases produzidos fosse bastante estável, houve variação na vazão de ar de alimentação, variando consequentemente a razão de equivalência. Tal variação foi desejada no presente trabalho, pois permitiu a análise da influência da razão de equivalência nas concentrações dos gases produzidos, como mostrado mais adiante na Tabela 4.5.

As Figuras de 4.1 a 4.4 mostram as composições do gás de síntese em função da relação ar-combustível obtidas experimentalmente neste trabalho e de outros autores bem como no

equilíbrio químico simulado através do software COMGAS obtidos a partir da composição elementar e imediata das biomassas utilizadas.

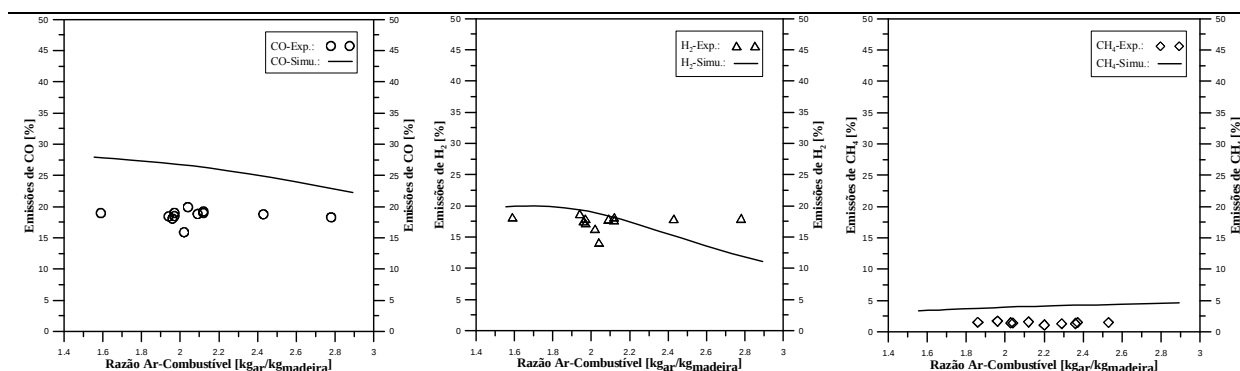
Os reatores estudados neste trabalho, Barrio (2000), San She Hla (2004) são estratificados, já o de Jaiah (2003) utilizou um reator com garganta. Com relação as concentrações, Barrio (2000) foi a que obteve melhores composições de gás CO e H₂, mas isso se justificou pela injeção de vapor no reator.

Figura 4.1: Composição do gás em função razão Ar-Açaí deste trabalho



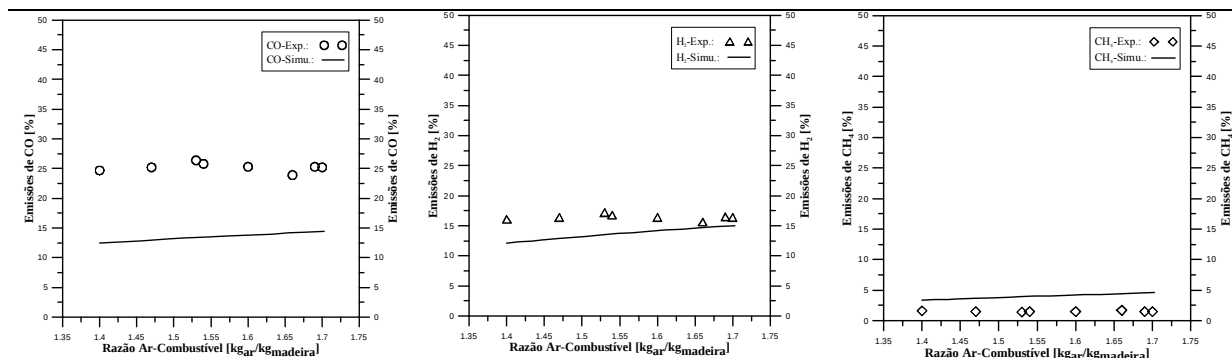
Fonte: Arquivo Pessoal

Figura 4.2: Composição do gás em função razão Ar-Biomassa de San She Hla (2004)



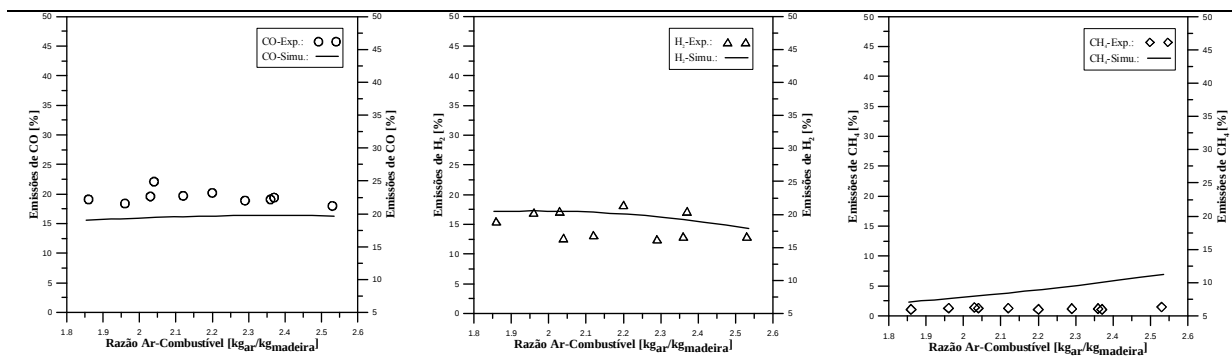
Fonte: Arquivo Pessoal

Figura 4.3: Composição do gás em função razão Ar-Biomassa de Barrio (2000)



Fonte: Arquivo Pessoal

Figura 4.4: Composição do gás em função razão Ar-Biomassa de Jaiah (2003)



Fonte: Arquivo Pessoal

Como mostrado nas figuras acima, comparado com a madeira o caroço de açaí comprova ser um boa alternativa energética para produção de gás de síntese, tendo o CH₄ o melhor desempenho. No entanto, isto é indicativo que o açaí num reator estratificado está mais próximo da zona de pirólise do que a zona de gaseificação. Isso justifica de certa forma o elevado teor de alcatrão medido como será mostrado mais a frente na Tabela 4.3.

Tabela 4.2 compara a composição dos gases de produto seco obtidos neste trabalho com valores encontrados na literatura. Embora o presente trabalho seja o único a ter usado açaí, o teor de monóxido de carbono dos gases produzidos estão na mesma ordem de grandeza em comparação com as concentrações de outros investigadores.

Tabela 4.2: Comparativo das composições dos gases

Referências	CO (% vol.)	H₂ (% vol.)	CH₄ (% vol.)	CO₂ (% vol.)	N₂ (% vol.)
Este Trabalho	3-12	2-13	0,31-1,4	-	55-61
Barrio (2000)	23,2-26,6	14,3-16,7	1,3-1,8	8,6-11,3	46,2-49,4
San She Hla (2004)	15-21	14-19	1-1,7	11-19	43-52
Jaiah (2003)	18-22	12-18		1-1,5	50-60
Mukunda et al.	15,5-19,6	18,6-20,6	1,1-1,5	12,4-14,9	47,4-49,5
Manurung e Beenackers (1993)	12-18	10-12	n,a,	12	55-58
Reed e Gaur (2000)	22,1	15,2	1,7	9,7	50,8
Milligan et al. (1993)	14,2-17,4	9,2-13,2	1-1,5	12,4-13,7	55,5-61,8
Walawender et al. (1985)	18-20	12-16	2,5	14-16	45-53
Xu et al. (1997)	11,5-12,7	14,4-16,2	1,6-1,7	13,4-14,2	54,5-55,7

Fonte: Adaptado (Barrio, 2000)

4.2 TEOR DE ALCATRÃO E PARTICULADO

O gás produzido foi coletado para análise do teor de alcatrão e material particulado, por gravimetria, durante as experiências #13 # a #17. Os resultados são mostrados na Tabela 4.3. Observa-se que o teor de alcatrão variou entre 125,65 g/m³ e 206,28 g/m³ com teor médio de 154,6 g/m³. O teor de material particulado médio foi de 2,7 g/m³. Uma análise quantitativa da composição alcatrão está além do escopo deste trabalho. Os resultados mostram que para o açaí o conteúdo de alcatrão é bastante elevado, em comparação aos outros estudos com gaseificadores, especialmente gaseificadores *downdraft* estratificado, Tabela 4.4. Na maioria dos casos, o teor de alcatrão de gás de produto é inferior a 1 g/Nm³.

Tabela 4.3: Teores de alcatrão medidos

Exp N°	Alcatrão (g/m³)	MP (g/Nm³)	Vazão na linha (m³/h)	%H₂O
#13	206,28	1,43	0,077	17,73
#15	157,37	1,24	0,083	18,74
#16	129,16	3,12	0,087	18,01
#17	125,65	3,67	0,063	10,03

Fonte: Arquivo Pessoal

Tabela 4.4: Comparativo do teor de alcatrão

Referências	Tipo	Teor de Alcatrão (g/Nm ³)	Comentários
Barrio (2000)	Estratificado	3-5	Pequena escala
Knoef (2000)	Topo Aberto	3,6-13,8	
Schenk et al. (1997)	Estratificado	0,1-1,14	
Reed (1997), ref. em Milne et al. (1998)	Estratificado	0,1-1	
Mukunda et al. (1994), ref. em Milne et al. (1998)	Topo Aberto	0,04-0,1	100kW
Reed and Gaur (1998), ref. em Milne et al. (1998)	Estratificado	0,8	

Fonte: (Barrio, 2000)

4.3 PARÂMETROS DE OPERAÇÃO

Os parâmetros de operação na Tabela 4.5. A taxa de fornecimento de ar ficou na faixa de 2 a 6 kg/h e o consumo de biomassa variando entre 1,6 e 1,97kg/h. Observa-se também, que os parâmetros variaram em função da taxa de fornecimento de ar, onde foi obtida uma eficiência a frio máxima do gás de 57%. Com o aumento da vazão de ar verificou-se que a eficiência diminuiu.

Tabela 4.5: Resumo do parâmetros de operação dos experimentos

Parâmetros	#13	#15	#16	#17	#21
Vazão de ar (Nm ³ /h)	2,27	2,33	2,96	3,61	5,12
Consumo de Combustível (kg/h)	1,69	1,70	1,63	1,82	1,97
Razão de Equivalência	3,16	3,08	2,33	2,14	1,63
Ar-combustível (kg ar/kg açaí)	2,00	2,05	2,71	2,96	3,87
Vazão de gás (Nm ³ /h)	3,41	3,27	4,23	5,11	6,68
Vazão de gás específica (Nm ³ /s)/(m ²)	0,054	0,051	0,07	0,08	0,11
Vazão mássica residual (kg/h)	0,11	0,88	0,245	0,124	0,026
Vazão de gás/vazão de ar (Nm ³ /h/Nm ³ /h)	1,5	1,4	1,43	1,41	1,31
Gás produzido/consumo de biomassa (Nm ³ /kg)	2,02	1,93	2,6	2,80	3,39
Taxa de açaí específica (kg/h.m ²)	95,86	96,1	92,24	103	111,7
PCI do gás (MJ/Nm ³)	2,83	2,91	3,1	2,95	0,743
Energia que Entra (MJ/h)	24,44	24,5	23,52	26,28	28,48
Energia que Sai (MJ/h)	9,67	9,5	12,94	15,04	4,96
Eficiência do gás Frio (%)	0,395	0,388	0,55	0,572	0,174

Fonte: Arquivo Pessoal

4.4 BALANÇO DE MASSA E ENERGIA

Análises do balanço de massa e da energia são importantes indicadores da qualidade dos resultados experimentais, já que tais balanços de massa e energia do gaseificador permitem avaliar onde há perdas ou pouca eficiência de transferência. Em função do comportamento e estabilidade térmica do ensaio #16, foram utilizados os dados desse ensaio, mostrados na Tabela 4.6, como referência para os balanços. Os cálculos foram realizados com base na Figura 3.4 e nas equações da seção 3.3.4.

Tabela 4.6: Dados de entrada para os cálculos do Balanço de Massa e Energia

Massa de açaí [kg/h]	1,63
PCI do açaí [kJ/kg]	16663,1
Temperatura do ar [K]	304,95
Fluxo mássico de ar [kg/h]	3,825
Fluxo volumétrico do gás [Nm ³ /h]	4,23
PCI do gás [kJ/Nm ³]	3057
Temperatura do gás [K]	415,15
Fluxo mássico de resíduos [kg/s]	0,003404
Temperatura dos resíduos [K]	873,15
Temperatura interna do leito [K]	1023,15
Condutividade térmica k_1 [W/m-K]	1,41
Condutividade térmica k_2 [W/m-K]	0,04
Condutividade térmica k_3 [W/m-K]	50,2
Coeficiente de transferência de calor com o ambiente [W/m ²]	5,0
Raio r_1	0,15
Raio r_2	0,2
Raio r_3	0,294
Raio r_4	0,3
Área lateral externa do leito [m ²]	2,83
Altura do leito [m]	1,5

Fonte: Arquivo Pessoal

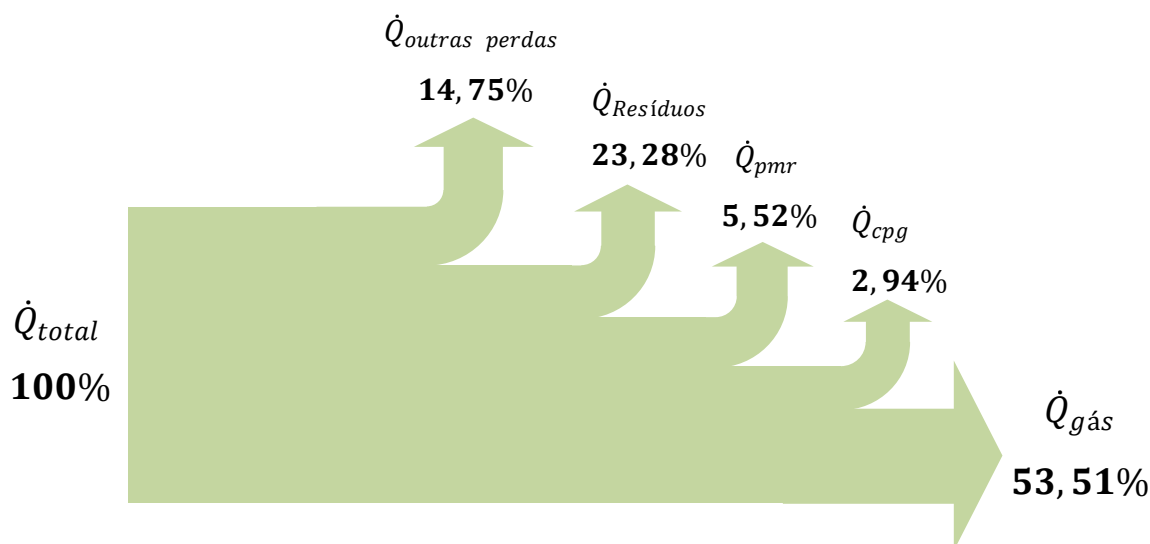
Conforme o explicado no item 3.3.4, os resultados obtidos para o balanço de energia são apresentados na Tabela 4.7 a seguir:

Tabela 4.7: Resultados do balanço de energia

	<i>Calor [kW]</i>
Calor total disponível	7,57
Calor perdido com os resíduos	1,76
Calor cedido para meio pelo reator	0,42
Calor cedido pelos gases	0,22
Calor disponível no gás	4,05
Calor por devido a outras perdas	1,12

Fonte: Arquivo Pessoal

A seguir é apresentado a diagrama associado às perdas existentes no processo:

Figura 4.5: Diagrama do balanço de energia

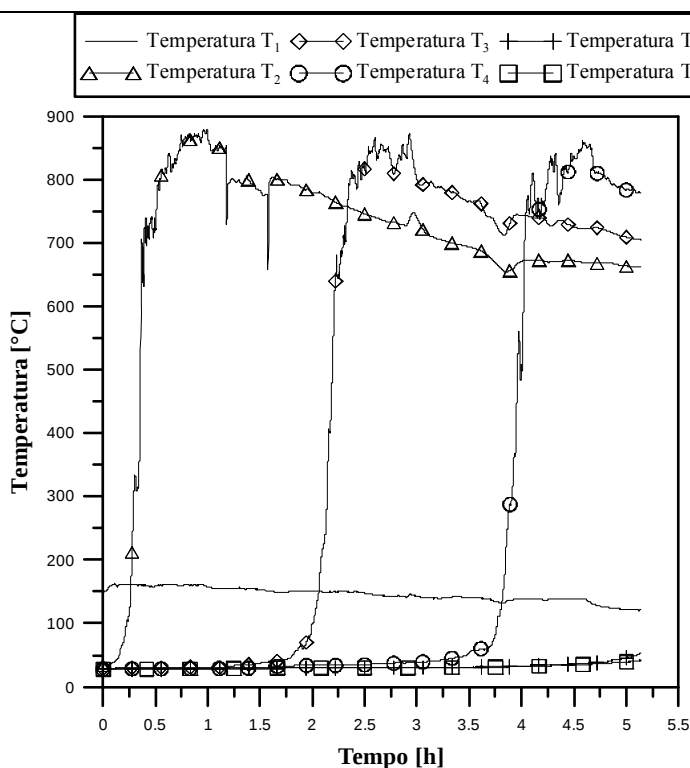
Fonte: Arquivo Pessoal

4.5 PERFIL DE TEMPERATURA

No início, como o reator aquece, o calor de combustão do carvão aquece o leito inferior e o reator (principalmente a espessura refratária da parede), os quais absorvem grande parte do calor produzido nesta fase. Nestas condições, as taxas de gaseificação são insignificantes. Observou-se que só depois de atingida a temperatura no nível da grelha de 650-950°C houve um aumento da produção do gás, por esse motivo as medições das composições do gás foram realizadas só quando atingida essa faixa de temperatura. A Figura 4.6, mostra um conjunto

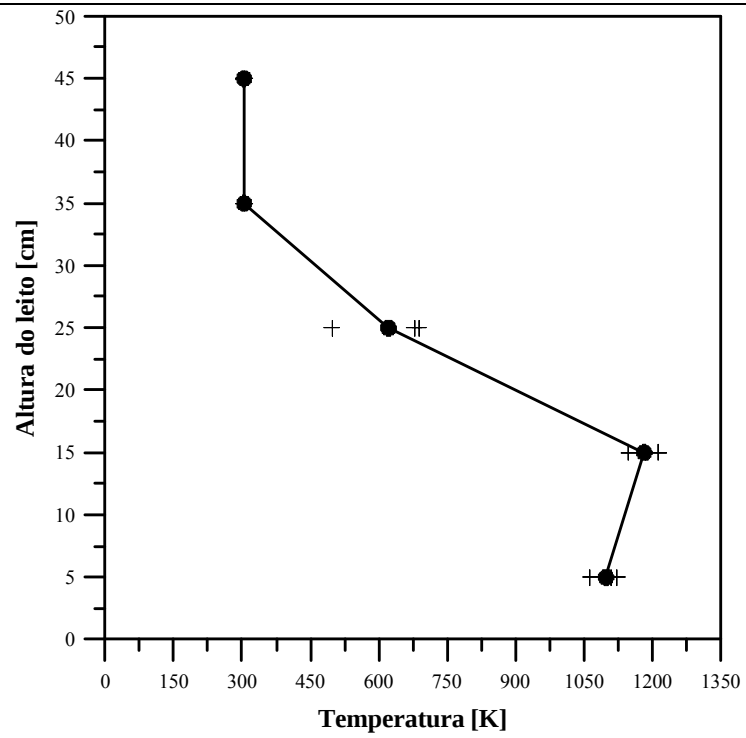
representativo de mudanças ao longo do tempo das temperaturas em cinco pontos diferentes no gaseificador. A figura mostra como a taxa de variação de temperatura na base do reator é alta inicialmente e, em seguida, a temperatura atinge níveis pelo seu valor de estado estacionário cerca de 1 a 1h30 após a ignição é iniciado. A temperatura no nível de ignição do combustível é um valor alto exceto no início da execução, mas oscila dentro do intervalo de 700-900°C. Estas flutuações são atribuídas a uma combinação de reação pequena zona deslocamentos e alterações no ambiente ao redor. Temperaturas perto do topo do gaseificador (50 cm acima da grelha) foram observadas para ficar cerca de 20-35 °C.

Figura 4.6: Temperaturas dos experimentos



Fonte: Arquivo Pessoal

A Figura 4.7 mostra o perfil de temperatura do leito ao longo do eixo vertical do reator. Cada valor representa a média da temperatura dos cinco termopares em dez experimentos, em regime estacionário, ou seja, após 1h a 1h30 da ignição. Observa-se que região de pirólise, com temperaturas entre 200°C e 450°C, manteve-se cerca de 25 cm acima da base do reator. A região de oxidação a 15 cm acima da base teve uma temperatura média entre 850°C e 900°C, enquanto que a região de gaseificação a 5 cm acima da base teve a temperatura média entre 750°C e 850°C.

Figura 4.7: Perfil de temperatura ao longo do reator

Fonte: Arquivo Pessoal

5 CONCLUSÕES E SUGESTÕES

Para caracterizar o desempenho de gaseificação de caroço de açaí, foi projetado e usado no presente trabalho, um reator *downdraft* estratificado de pequena escala (diâmetro de 150 mm). Um total de 21 corridas experimentais foram realizadas e com vários resultados descartados; ora valores de temperatura, ora de concentração dos gases, ora de concentração de alcatrão. Cinco corridas foram totalmente válidas para todas as grandezas medidas e houve variação da vazão de ar permitindo verificar a influência da razão de equivalência no processo de gaseificação de açaí. Termopares foram utilizados para medir o perfil de temperatura vertical do leito em 6 diferentes localizações no reator. Amostragens do gás produzido foram feitas à saída do reator, e tanto a composição do gás (teores de CO, H₂ e CH₄), quanto o teor de alcatrão foram medidos.

As principais conclusões da presente investigação experimental podem ser resumidas da seguinte forma:

- 1) Estudos preliminares de dimensionamento do reator de gaseificação tiveram bons resultados, embora fora do objetivo da dissertação, com possibilidades de publicação e formação de alunos de graduação. Tais estudos se desenvolveram nas áreas de:
 - Perda de carga em leito poroso;
 - Aplicação de pacote numérico de simulação de escoamento fluido para dimensionamento do Venturi de extração de gases do reator;
 - Construção e manutenção do reator de gaseificação;
 - Elaboração, construção e implementação de procedimentos de coleta e amostragem de gases;
 - Concepção e integração de sistema de aquisição de dados, com equipamentos de medição de temperatura, pressão e cromatografia.
- 2) A operação estável de longo prazo só foi possível após 1h a 1h30 após o início da ignição.
- 3) Os resultados experimentais mostraram que a taxa de fluxo de ar é o principal parâmetro operacional controlando a estabilidade do gaseificador. A vazão de gaseificação específica

em condições de funcionamento estáveis foi no intervalo de 0,054-0,1 $\text{Nm}^3/\text{s.m}^2$ (base seca).

- 4) Das cinco corridas experimentais com todas as grandezas medidas, foi possível obter uma variação da vazão de ar de admissão entre 2,27 e 5,12 Nm^3/h resultando em razão de equivalência entre 1,63 e 3,16. A taxa de consumo de biomassa variou entre 1,63 e 1,97 kg/h . Taxa de consumo de açaí e taxa de produção de gás foi aumentada com o aumento da vazão de ar.
- 5) O teor médio obtido de alcatrão no gás para todas as execuções experimentais foi de 154,6 g/m^3 . O teor de material particulado médio foi de 2,7 g/m^3 .
- 6) A eficiência a frio do gás produzido esteve entre 0,57 e 0,174. Nota-se também que a faixa ideal de alimentação de ar no leito de açaí é em torno de 3 a 4 Nm^3/h para garantir a razão de equivalência próximo a 2,2 e concentrações máximas de CO e H_2 .
- 7) A composição do gás não variou significativamente e foi comparável, dentro da mesma ordem de grandeza de dados da literatura. Dentre os componentes de gás de síntese, o CO teve a concentração molar mais elevada (10-12%), seguida de H_2 (11-13%) e por fim o CH_4 (1.0-1.4%). Quando comparados às simulações, as concentrações de CO tiveram diferenças entre 60% e 20%.
- 8) Na variação ao longo do tempo do perfil de temperatura medida ao longo do eixo do gaseificador, verificou-se que 1 a 2 horas foi necessário para chegar a um perfil de temperatura constante. A temperatura de zona de combustão aumentou com um aumento na taxa de fluxo de ar e valores de pico foram no intervalo de 700°-900°C.
- 9) O perfil de temperatura média vertical ao longo do leito de açaí mostrou que a região de pirólise, com 200°C a 450°C, ficou cerca de 25 cm acima da base do reator. A região de oxidação a 15 cm acima da grelha teve uma temperatura média de 850°C a 950°C, enquanto que a região de gaseificação a 5 cm acima da grelha teve uma temperatura média de cerca de 800°C.

- 10) O balanço de energia no reator de gaseificação demonstrou que, do total de energia que entra 53,51% são transformados em energia disponível no gás. O balanço de energia também revelou que para a eficiência de 53,51%, a maior perda de energia que representa 23,28% se deve à biomassa residual.
- 11) Com relação ao sistema de extração de ar, esse sistema possibilitou manter durante todos os experimentos a integridade do compressor radial, porém devido a diluição do gás com o ar do ambiente, impediu a fabricação de um *flare* que possibilitaria indicar o tempo mínimo para que se começasse a medir o gás. Outro aspecto constatado foi que esse sistema não é indicado pra gaseificação do caroço de açaí devido a elevada produção de alcatrão, o que ocasionou várias desmontagens desse sistema para limpeza.
- 12) Como sugestões de trabalhos futuros, deixam-se aqui alguns estudos experimentais que não foram alcançados pela falta de tempo hábil:
- Gaseificação de leito de açaí misturado com pó de dolomita, com comparações das concentrações com e sem dolomita;
 - Gaseificação de leito de açaí com injeção de vapor na região de gaseificação, com comparações das concentrações de CO, H₂, CH₄ e alcatrão com e sem injeção;
 - Adaptação da admissão de ar, para compor um reator pulsado *downdraft-updraft*, com comparações das concentrações de CO, H₂, CH₄ e alcatrão;
 - Medições de gases ao longo do reator de gaseificação.

REFERÊNCIAS

ALVES, C. **Caracterização de um gaseificador do tipo downdraft**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica)- Universidade Federal do Pará, 2010.

ANDRADE, R. V. **Gaseificação de Biomassa: Uma Análise Teórica e Experimental**, Itajubá, 205 p. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) - Instituto de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Itajubá, 2007.

ANEEL (2008). Atlas da Energia Elétrica do Brasil. Disponível em <http://www.aneel.gov.br/visualizar_texto.cfm?idtxt=1689>

AZEOTECH. **DAQFactory 1.73**, 2007. Disponível em: <<http://www.azeotech.com/index.php>>.

BARRIO, M.; FOSSUM, M.; HUSTAD, J.E. **A small-scale stratified downdraft gasifier coupled to a gas engine for combined heat and power production**. Nowegian University of Science and Technology, Department of Thermal Energy and Hydro Power, 2000.

BEN, Balanço Energético Nacional de 2007 – ano base 2006, Ministério de Minas e Energia.

BRANDINI, A. **Employment of Gás Producer and Gasifiers in Rural Áreas of Latin América**. [s.n.: s.l.], 1983.

BRIDGWATER, A. V. **Progress in Thermochemical Biomass Conversion**. Birmingham B4 7ET, UK: Energy Research Group, Aston University, 2001.

BRIDGWATER, A. V. **The technical and economic feasibility of biomass gasification for power generation**. Birmingham B4 7ET, UK: Energy Research Group; Aston University, 1995.

CORTES, M.; SANCHEZ, C.G. **Projeto gaseificação de gramínea (pennisetum purpureum)**. Departamento de Engenharia Térmica e de Fluidos, Faculdade de Engenharia Mecânica, UNICAMP.Encontro de Energia no Meio Rural, 2000.

EARP, D. M. **Gasification of Biomass in a Downdraft Reactor**. [s.l.]: Aston in Birmingham. sept.1988.

FAO forestry paper 72. **Wood gas as engine fuel**. Food and agriculture organization of the United Nations, 1986.

GAUR, S., T.B. REED. **An atlas of thermal data for biomass and other fuels**. Golden, Colo. Springfield, VA: National Renewable Energy Laboratory; National Technical Information Service; U.S. Dept. of Commerce, 1995. (various pagings).

HLA, S. S. **A Theoretical and Experimental Study on a Stratified Downdraft Biomass Gasifier**. [s.l.]: University of Melbourne, jan. 2004.

HANAOKA, T. *et al.* Effect of Woody Biomass Componentes on Air-steam Gasification. **Biomass and Bioenergy**, 2005.

HIGMAN, C.; BURGT, M.V.D. **Gasification**. Boston: Elsevier/Gulf Professional Pub. x, 391 p., 2003.

JAYAH, T.H. *et al.* Computer Simulation of a Downdraft Wood Gasifier for Tea Drying. **Biomass and Bioenergy**, 2003.

KAUPP A.; GOSS, J.R. **State-of-the-Art for small Gas Producer-Engine Systems**. [s.l.]: Forest Service, 1984. (Final report to USDA).

KNOEF, H. A. M. **Handbook**: biomass gasification. Enschede: BTG biomass technology group, 2005.

LARSON, ERIC D. **Smalle scael gasification basead Biomass Power Generation**. USA: Center for Energy and Environmental Etudies, 1998.

MCKENDRY, P. Energy production from biomass: gasification technologies. **Journal of Power and Energy**, 2001. (part 3).

NETO, O. B. B. **Atendimento de energia elétrica domiciliar para comunidades isoladas de baixa potência do interior do estado do Pará através de um gaseificador de 1KW**. 2006. Dissertação (Mestrado em Engenharia Elétrica) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica, Centro Tecnológico, Universidade Federal do Pará, Belém, 2006.

NOGUEIRA, M.; RENDEIRO, G. **Combustão e Gasificação de Biomassa Sólida**. Brasília: Ministério de Minas e Energia, 2008.

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

ONS (2010). Mapas do SIN: Integração Eletroenergética. Disponível em <http://www.ons.com.br/conheca_sistema/mapas_sin.aspx#>

PERES, S. Gás do bagaço de cana: um combustível substituto do gás natural. Universidade de Pernambuco. SEMINÁRIO NACIONAL DE PRODUÇÃO E TRANSMIÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA, 15., 1999, Pernambuco. **Anais**. Pernambuco, 1999.

PEREZ, J. *et al.* Diseño conceptual de un gasificador de biomasa de lecho fijo en equicorriente a escala piloto. **Revista Tecnológicas**, n. 22, jul. 2009.

PNUD (2000). Atlas do Desenvolvimento Humano. Disponível em <<http://www.pnud.org.br/atlas/>>

REED, T.B., DAS, A. **Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems**. USA: Biomass Energy Foundation Press, 1988.

RIBEIRO, R. S. **Investigação Experimental e Integração de um Sistema de Geração de Energia Elétrica por Gaseificação de Biomassa para Comunidades Isoladas**. Dissertação (Mestrado em Ciências Mecânicas). Brasília, DF: ENM. DM-112/07, 2007.

CRUZ, R. **Determination of the Pressure Loss Through a Gasifier With Porous Fixed Bed**. [s.l.]: Encit, 2010.

TIANGCO *et al.* **Optimum specific gasification rate for static bed rice hull gasifiers**, [s.l.]: Biomass and bioenergy, 1996.

TURNES, S. R. **An introduction to combustion : concepts and applications**. 2nd. ed. Boston: McGraw-Hill, 2000. (series in mechanical engineering).

USHIMA, A. H. **Testes de sistema de geração para consumidores remotos baseados na gaseificação de biomassa**. Instituto de Pesquisas Tecnológicas - IPT. São Paulo. 2003

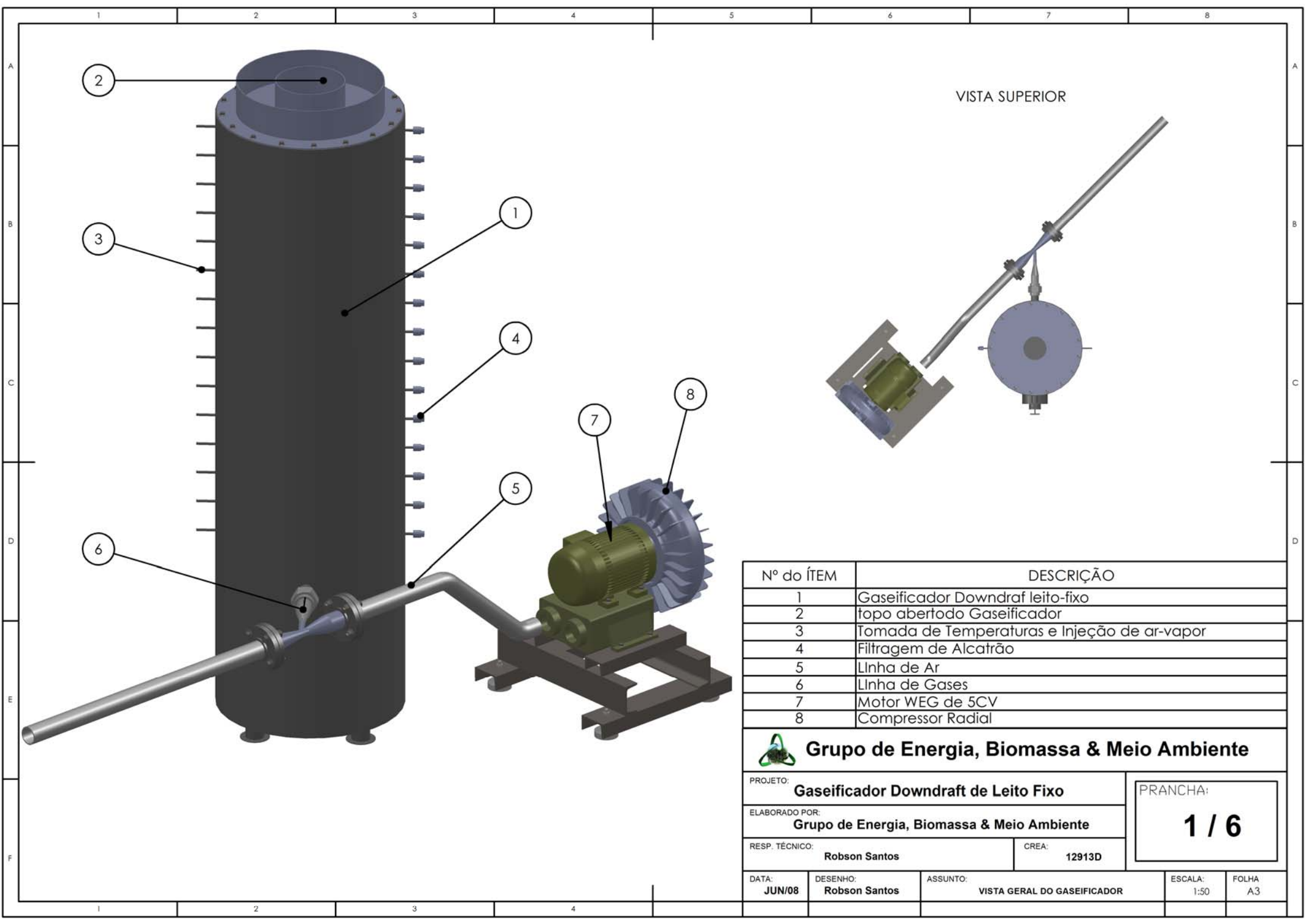
WANDER, P.R.; ALTAFINI, C.R.; BARRETO, R.M., **Assessment of a Small Sawdust Gasification Unit**. Thesis (Doctoral) Federal University of Rio Grande do Sul State, Brazil. Biomass and Bioenergy, v.27, p. 467-476p., (2004).

ZAINAL, Z. A. **Investigação Experimental de um gaseificador de biomassa de downdraft**. **Biomassa e Bioenergy**, 2002.

ZARATE, H. *et al.* **Predictions of the products compositions for combustion or gasification of biomass and others hydrocarbons**. [S.I.]: Encit, 2008.

Anexo A.1

Desenhos do Gaseificador



VISTA SUPERIOR

Nº do ÍTEM	DESCRIÇÃO
1	Gaseificador Downdraf leito-fixo
2	topo abertodo Gaseificador
3	Tomada de Temperaturas e Injeção de ar-vapor
4	Filtragem de Alcatrão
5	Linha de Ar
6	Linha de Gases
7	Motor WEG de 5CV
8	Compressor Radial

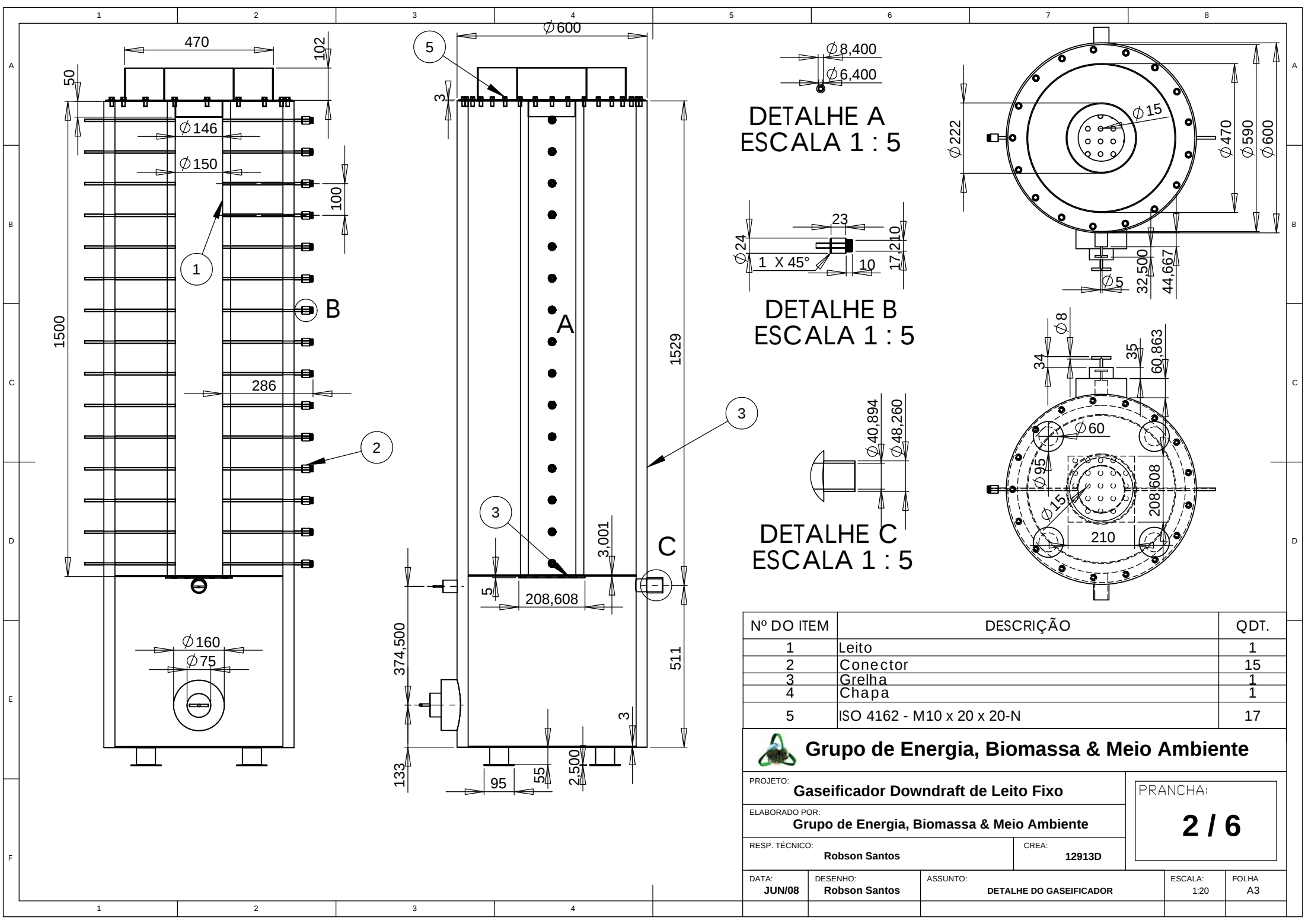


Grupo de Energia, Biomassa & Meio Ambiente

PROJETO:		Gaseificador Downdraft de Leito Fixo	
ELABORADO POR:		Grupo de Energia, Biomassa & Meio Ambiente	
RESP. TÉCNICO:		Robson Santos	CREA: 12913D

PRANCHA:
1 / 6

DATA: JUN/08	DESENHO: Robson Santos	ASSUNTO: VISTA GERAL DO GASEIFICADOR	ESCALA: 1:50	FOLHA A3
------------------------	----------------------------------	--	------------------------	--------------------



Nº DO ITEM	DESCRIÇÃO	QDT.
1	Leito	1
2	Conector	15
3	Grelha	1
4	Chapa	1
5	ISO 4162 - M10 x 20 x 20-N	17



Grupo de Energia, Biomassa & Meio Ambiente

PROJETO: **Gaseificador Downdraft de Leito Fixo**

ELABORADO POR: **Grupo de Energia, Biomassa & Meio Ambiente**

RESP. TÉCNICO: **Robson Santos**

CREA: **12913D**

DATA: **JUN/08**

DESENHO: **Robson Santos**

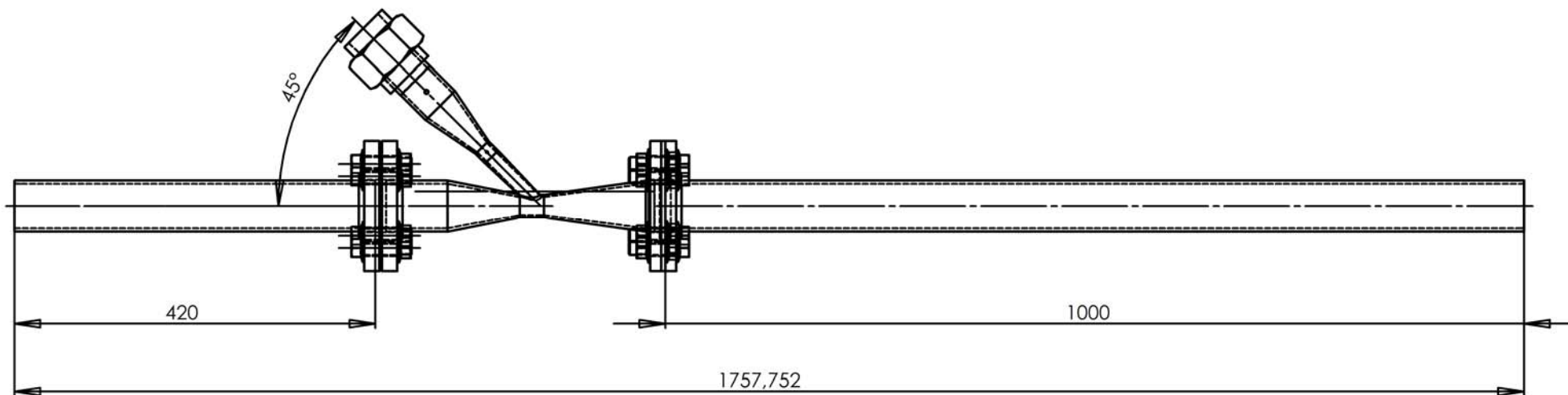
ASSUNTO: **DETALHE DO GASEIFICADOR**

ESCALA: **1:20**

FOLHA **A3**

PRANCHA:

2 / 6



Nº DO ITEM	DESCRIÇÃO	QDT.
1	CLASS 3000 THREADED UNION, 1.50	1
2	1.5 in, Schedule 40, 1	1
3	Semi Venturi	1
4	Tubo Venturi	1
5	Slip On Flange 150-NPS2	4
6	Hexagon Flange Nut ISO - 4161 - M16 - N	4
7	2 in, Schedule 40, 1	1
8	2 in, Schedule 40	1
9	ISO 4162 - M16 x 55 x 38-N	4
10	2 in, Schedule 40, 1	1
11	2 in, Schedule 40, 2	1
12	ISO 4162 - M16 x 55 x 38-N	4
13	Hexagon Flange Nut ISO - 4161 - M16 - N	4
14	2 in, Schedule 40, 3	1
15	Hexagon Flange Nut ISO - 4161 - M16 - N	4



Grupo de Energia, Biomassa & Meio Ambiente

PROJETO: **Gaseificador Downdraft de Leito Fixo**

ELABORADO POR: **Grupo de Energia, Biomassa & Meio Ambiente**

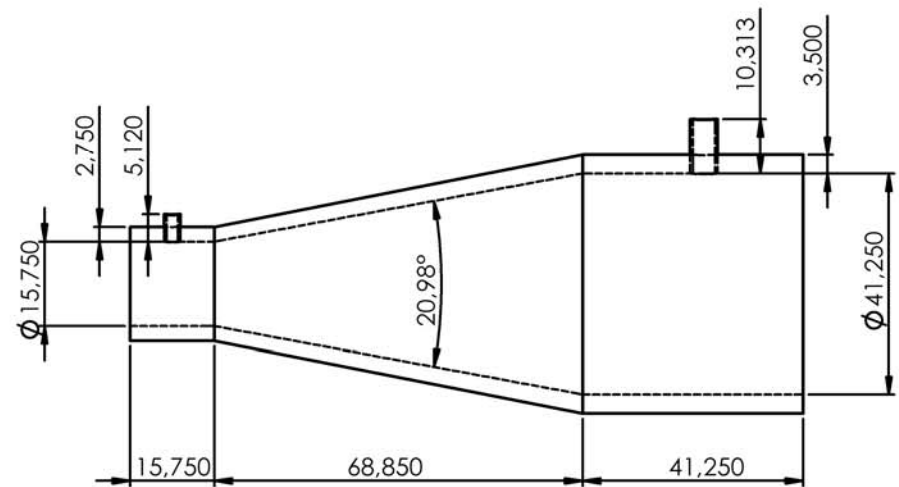
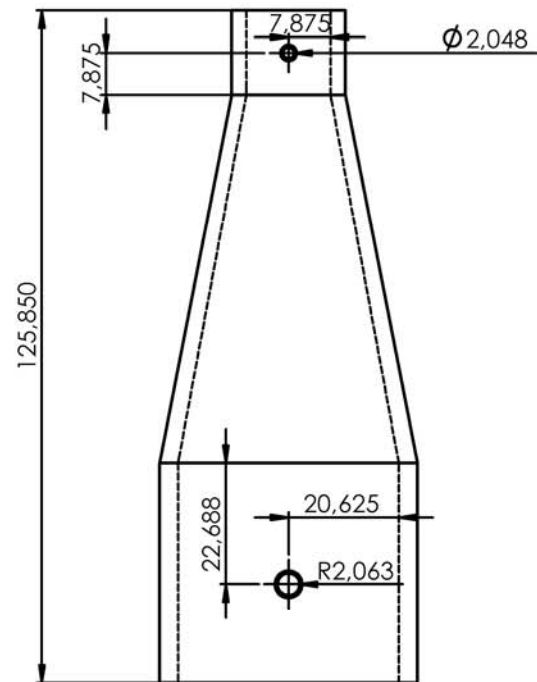
RESP. TÉCNICO: **Robson Santos** CREA: **12913D**

DATA: **JUN/08** DESENHO: **Robson Santos** ASSUNTO: **LINHA DE AR-GASES**

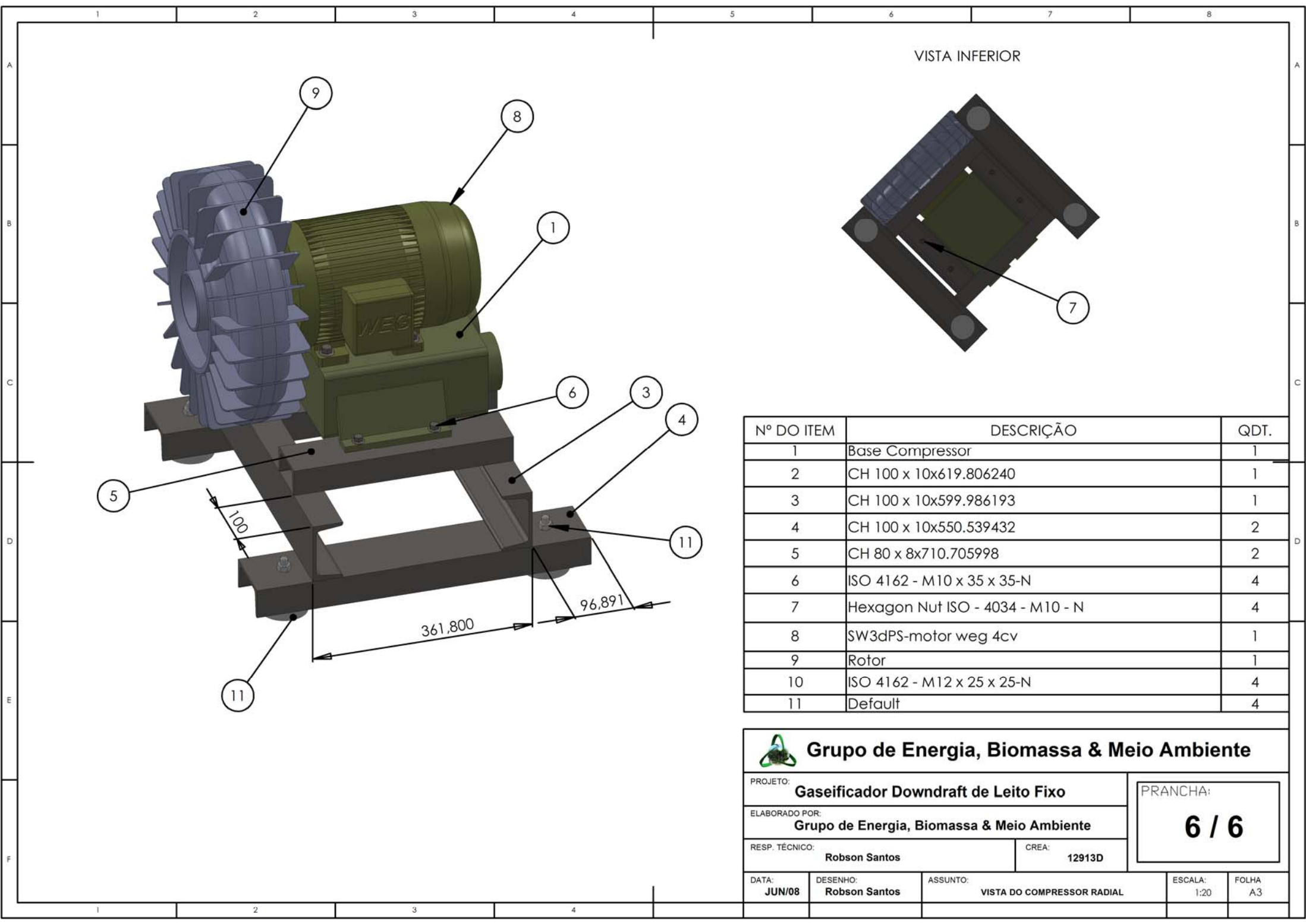
PRANCHA:

3 / 6

ESCALA: **1:20** FOLHA **A3**



 Grupo de Energia, Biomassa & Meio Ambiente				
PROJETO:			Gaseificador Downdraft de Leito Fixo	
ELABORADO POR:			Grupo de Energia, Biomassa & Meio Ambiente	
RESP. TÉCNICO:		Robson Santos	CREA:	12913D
PRANCHA: 5 / 6				
DATA:	DESENHO:	ASSUNTO:		ESCALA:
JUN/08	Robson Santos	Semi Venturi - NBR ISO 5167-1		1:2
				FOLHA A3



Anexo A.2

**Código fonte dos programa programas feitos
em EES**

Código para os cálculos dos parâmetros da gaseificação

\$Unitsystem SI MASS C kPa kJ

\$Tabstops 0,5 cm

"Inputs"

m_ar=3,825[kg/h]

m_acai_u=1,63[kg/h]

m_residual=1,315 [kg]

Tempo=5,37 [h]

Alcatrao_cond=58 [mg/Nm^3]

m_H2O=1,22[kg/h]

D_reator=150E-3 [m]

ro_comb=473,92 [kg/m^3]

X_N2=0,5523

X_H2=0,119025

X_CH4=0,013547

X_CO=0,103033

"X_CO2="

"X_O2="

C_x=46,04

H_y=6,77

O_z=38,296

N_w=7,99

S_v=0,08

A_u=0,8269

Umid=15,48

HHV=18141[kJ/kg]

t=0,0139

"Propriedades a 298 K"

hf_CO2=-393546

hf_H2O= -285855

hf_NO=90297

hf_SO2=-296842

"Entalpias de formação para o Gás"

hfg_CH4=-74831

hfg_H2=0

hfg_CO2=-393546

hfg_N2=0

hfg_O2=0

hfg_CO=-110541

"Peso molecular das espécies"

MW_C=12,011

MW_O=15,9994

MW_H=1,0079

MW_N=14,005

MW_S=32,06

MW_AR=39,948

MW_HE=4,00260

MW_A=100

MW_CO2=MW_C+2*MW_O

MW_CO=MW_C+MW_O

MW_O2=2*MW_O

MW_H2=2*MW_H

MW_H2O=2*MW_H+MW_O

$MW_{N2}=2*MW_N$
 $MW_{NO}=MW_N+MW_O$
 $MW_{OH}=MW_O+MW_H$
 $MW_{SO2}=MW_S+2*MW_O$
 $MW_{CH4}=MW_C+4*MW_H$

"Valores Constantes"

$R_u=8,31451$ [kJ/kmol-K]
 $T_R=298,15$ [K]
 $P_{ref}=101,325$ [kPa]

"Análise Elemental para fórmula empírica"

$x=(C_x*m_{comb_s})/(100*MW_C)$
 $y=(H_y*m_{comb_s})/(100*MW_H)$
 $z=(O_z*m_{comb_s})/(100*MW_O)$
 $w=(N_w*m_{comb_s})/(100*MW_N)$
 $v=(S_v*m_{comb_s})/(100*MW_S)$
 $u=(A_u*m_{comb_s})/(100*MW_A)$
 $AE_{comb}=C_x+H_y+O_z+N_w+S_v+A_u$

"Peso molecular dos reagentes"

$MW_{comb_s}=x*MW_C+y*MW_H+z*MW_O+w*MW_N+v*MW_S+u*MW_A$

"Número de moles dos reagentes"

$m_{comb_s}=100$ [kg]
 $\alpha=(Umid*m_{comb_s})/(MW_{H2O}*(100-Umid))$
 $N_{comb}=m_{comb_s}/MW_{comb_s}$
 $N_{R_{C_{H2O}}}=\alpha$
 $N_{R_{O2}}=Beta_{est}$
 $N_{R_{N2}}=3,76*Beta_{est}$
 $N_R=N_{comb}+N_{R_{C_{H2O}}}+N_{R_{O2}}+N_{R_{N2}}$

"Massa dos reagentes"

$m_{comb_u}=m_{comb_s}+m_{R_{C_{H2O}}}$
 $m_{H2O_{acai}}=m_{acai_s}*Umid/100$
 $m_{acai_s}=m_{acai_u}-m_{H2O_{acai}}$
 $m_{R_{C_{H2O}}}=N_{R_{C_{H2O}}}*MW_{H2O}$
 $m_{R_{O2}}=N_{R_{O2}}*MW_{O2}$
 $m_{R_{N2}}=N_{R_{N2}}*MW_{N2}$
 $m_{oxd}=m_{R_{O2}}+m_{R_{N2}}$

"Razão de equivalência estequiométrica"

$Beta_{est}=N_{comb}*(x+y/4-z/2+w/2+v)$

"Reação Comb/Ar em Base Seca"

$FARs=m_{comb_s}/m_{oxd}$
 $FARRs=m_{acai_s}/m_{ar}$

"Reação Comb/Ar em Base Úmida"

$FARu=m_{comb_u}/m_{oxd}$
 $FARRu=m_{acai_u}/m_{ar}$

"Reação Ar/Comb em Base Úmida"

$e=m_{oxd}/m_{comb_u}$
 $AFRRu=m_{ar}/m_{acai_u}$
 $AFRRs=m_{ar}/m_{acai_s}$

"Razão de equivalência"

$\Phi=FARRs/FARs$

"Calculo do LHV do Gás"

$$\text{LHV} = \text{HHV} - 8,936 \cdot 2442,94 \cdot (\text{H}_y/100)$$

"Calculo do PCS úmido"

$$\text{HHV}_u = \text{HHV} \cdot (1 - \text{Umid}/100)$$

"Calculo do PCI úmido"

$$\text{LHV}_u = \text{HHV} \cdot m_{\text{comb}_s} / m_{\text{comb}_u} - (m_{\text{H}_2\text{O}_c} + m_{\text{R}_C\text{H}_2\text{O}}) / m_{\text{comb}_u} \cdot 2442,94$$
$$m_{\text{H}_2\text{O}_c} = y/2 \cdot \text{MW}_{\text{H}_2\text{O}}$$

"Fração molar"

$$X_g = X_{\text{CH}_4} + X_{\text{H}_2} + X_{\text{CO}_2} + X_{\text{N}_2} + X_{\text{CO}}$$

"Peso molecular do gás"

$$\text{MW}_g = X_{\text{CH}_4} \cdot \text{MW}_{\text{CH}_4} + X_{\text{H}_2} \cdot \text{MW}_{\text{H}_2} + X_{\text{CO}} \cdot \text{MW}_{\text{CO}} + X_{\text{CO}_2} \cdot \text{MW}_{\text{CO}_2} + X_{\text{N}_2} \cdot \text{MW}_{\text{N}_2}$$

"Massa Específica do Gás"

$$\text{ro}_{\text{CO}} = \text{MW}_{\text{CO}} / 22,414$$

$$\text{ro}_{\text{CO}_2} = \text{MW}_{\text{CO}_2} / 22,414$$

$$\text{ro}_{\text{CH}_4} = \text{MW}_{\text{CH}_4} / 22,414$$

$$\text{ro}_{\text{H}_2} = \text{MW}_{\text{H}_2} / 22,414$$

$$\text{ro}_{\text{N}_2} = \text{MW}_{\text{N}_2} / 22,414$$

$$\text{ro}_{\text{O}_2} = \text{MW}_{\text{O}_2} / 22,414$$

$$\text{ro}_{\text{H}_2\text{O}} = \text{MW}_{\text{H}_2\text{O}} / 22,414$$

$$\text{ro}_{\text{ar}} = \text{MW}_{\text{Ar}} / 22,414$$

$$\text{ro}_{\text{gas}} = X_{\text{CO}} \cdot \text{ro}_{\text{CO}} + X_{\text{CO}_2} \cdot \text{ro}_{\text{CO}_2} + X_{\text{CH}_4} \cdot \text{ro}_{\text{CH}_4} + X_{\text{H}_2} \cdot \text{ro}_{\text{H}_2} + X_{\text{N}_2} \cdot \text{ro}_{\text{N}_2} + X_{\text{H}_2\text{O}} \cdot \text{ro}_{\text{H}_2\text{O}}$$

"Fção Mássica"

$$Y_{\text{CO}} = X_{\text{CO}} \cdot \text{MW}_{\text{CO}} / \text{MW}_g$$

$$Y_{\text{CO}_2} = X_{\text{CO}_2} \cdot \text{MW}_{\text{CO}_2} / \text{MW}_g$$

$$Y_{\text{CH}_4} = X_{\text{CH}_4} \cdot \text{MW}_{\text{CH}_4} / \text{MW}_g$$

$$Y_{\text{H}_2} = X_{\text{H}_2} \cdot \text{MW}_{\text{H}_2} / \text{MW}_g$$

$$Y_{\text{N}_2} = X_{\text{N}_2} \cdot \text{MW}_{\text{N}_2} / \text{MW}_g$$

$$Y_{\text{C}} = Y_{\text{CO}} + Y_{\text{CO}_2} + Y_{\text{CH}_4}$$

"Entalpia do gás"

$$\text{hfg} = X_{\text{CH}_4} \cdot \text{hfg}_{\text{CH}_4} + X_{\text{CO}} \cdot \text{hfg}_{\text{CO}} + X_{\text{CO}_2} \cdot \text{hfg}_{\text{CO}_2}$$

$$\text{hfg}_k = \text{hfg} / \text{MW}_g$$

"Formula química"

$$\text{xg} = X_{\text{CH}_4} + X_{\text{CO}_2} + X_{\text{CO}}$$

$$\text{yg} = 4 \cdot X_{\text{CH}_4} + 2 \cdot X_{\text{H}_2}$$

$$\text{zg} = 2 \cdot X_{\text{CO}_2} + X_{\text{CO}}$$

$$\text{wg} = 2 \cdot X_{\text{N}_2}$$

$$m_g = \text{xg} \cdot \text{MW}_C + \text{yg} \cdot \text{MW}_H + \text{zg} \cdot \text{MW}_O + \text{wg} \cdot \text{MW}_N$$

"Análise Elementar"

$$\text{xg} = (\text{C}_{\text{xg}} \cdot m_g) / (100 \cdot \text{MW}_C)$$

$$\text{yg} = (\text{H}_{\text{yg}} \cdot m_g) / (100 \cdot \text{MW}_H)$$

$$\text{zg} = (\text{O}_{\text{zg}} \cdot m_g) / (100 \cdot \text{MW}_O)$$

$$\text{wg} = (\text{N}_{\text{wg}} \cdot m_g) / (100 \cdot \text{MW}_N)$$

$$\text{AEg} = \text{C}_{\text{xg}} + \text{H}_{\text{yg}} + \text{O}_{\text{zg}} + \text{N}_{\text{wg}}$$

"Balanço de Massa"

$$m_{\text{res}} = m_{\text{residual}} / \text{Tempo}$$

$$m_{\text{cinzas}} = m_{\text{res}} \cdot t$$

$$m_{\text{fixo}} = m_{\text{res}} - m_{\text{cinzas}}$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}_{\text{vap}}} = m_{\text{acai}_u} \cdot \text{Umid} / 100$$

$$m_{\text{gas}} = m_{\text{acai}_u} + m_{\text{ar}} - m_{\text{res}} - m_{\text{H}_2\text{O}_{\text{vap}}}$$

$$\text{Alcatrao}_{\text{vap}} = Q_{\text{gas}} \cdot \text{Alcatrao}_{\text{cond}} \cdot 1\text{E-6}$$

$$m_{\text{total}_{\text{ent}}} = m_{\text{ar}} + m_{\text{acai}_s} + m_{\text{H}_2\text{O}_{\text{acai}}}$$

$$m_{\text{total}_{\text{sai}}} = m_{\text{gas}} + \text{Alcatrao}_{\text{vap}} + m_{\text{H}_2\text{O}}$$

"Balanço de Elementar"

$ro_mist = 44,615 \text{ [mol/m}^3\text{]}$
 $m_CO = X_CO * ro_CO * Q_gas$
 $m_CO2 = X_CO2 * ro_CO2 * Q_gas$
 $m_CH4 = X_CH4 * ro_CH4 * Q_gas$
 $m_H2 = X_H2 * ro_H2 * Q_gas$
 $m_N2 = X_N2 * ro_N2 * Q_gas$
 $X_H2O = m_H2O / (ro_H2O * Q_gas)$

"Carbono"

$mc_acai = 1E-2 * C_x * m_acai_s$
 $mc_CO = X_CO * ro_mist * MW_C * 1E-3 * Q_gas$
 $mc_CO2 = X_CO2 * ro_mist * MW_C * 1E-3 * Q_gas$
 $mc_CH4 = X_CH4 * ro_mist * MW_C * 1E-3 * Q_gas$
 $mc_Total_sai = mc_CO + mc_CO2 + mc_CH4$
 $Fecho_C = 100 * (1 - (mc_acai - mc_Total_sai) / mc_acai)$

"Oxigênio"

$mo_acai = 1E-2 * O_z * m_acai_s$
 $mo_H2O_acai = m_H2O_acai * (1 - Umid / 100)$
 $mo_ar = 0,21 * ro_O2 * Q_ar$
 $mo_CO = m_CO - mc_CO$
 $mo_CO2 = m_CO2 - mc_CO2$
 $mo_H2O = X_H2O * ro_mist * MW_O * 1E-3 * Q_gas$
 $mo_Total_ent = mo_acai + mo_H2O_acai + mo_ar$
 $mo_Total_sai = mo_CO + mo_CO2 + mo_H2O$
 $Fecho_O = 100 * (1 - (mo_Total_ent - mo_Total_sai) / mo_Total_ent)$

"Hidrogênio"

$mh_acai = 1E-2 * H_y * m_acai_s$
 $mh_H2O_acai = m_H2O_acai - mo_H2O_acai$
 $mh_H2 = m_H2$
 $mh_CH4 = m_CH4 - mc_CH4$
 $mh_H2O = m_H2O - mo_H2O$
 $mh_Total_ent = mh_acai + mh_H2O_acai$
 $mh_Total_sai = mh_H2 + mh_CH4 + mh_H2O$
 $Fecho_H = 100 * (1 - (mh_Total_ent - mh_Total_sai) / mh_Total_ent)$

"HHV e LHV do gás"

$HHVg = 1 / m_g * (hfg - xg * hf_CO2 - yg / 2 * hf_H2O)$
 $LHVg = HHVg - 8,936 * 2442,94 * (H_yg / 100)$
 $LHVg_N = LHVg * ro_gas$

"PCI do gás de síntese"

$PCI_CO = 12,6$
 $PCI_H2 = 10,7$
 $PCI_CH4 = 35,8$
 $PCI_gas = (X_CO * PCI_CO) + (X_H2 * PCI_H2) + (X_CH4 * PCI_CH4)$

"Parâmetros de Operação"

$roN_ar = \text{density}(\text{Air}; T=0; P=101,325)$
 $A_reator = 0,25 * PI * D_reator^2 \text{ [m}^2\text{]}$
 $Q_gas = m_gas / ro_gas$
 $Q_ar = m_ar / roN_ar$
 $TAG = Q_gas / Q_ar$
 $V_s = Q_gas / (3600 * A_reator)$
 $TCB = m_acai_u / A_reator$
 $Gascons = Q_gas / m_acai_u$
 $Tacai = m_acai_u / A_reator$

$RAG = m_{\text{gas}} / m_{\text{acai_u}}$

"Balanço de Energias"

$E_{\text{ent}} = m_{\text{acai_s}} \cdot LHV / 1000$

$E_{\text{sai}} = Q_{\text{gas}} \cdot PCI_{\text{gas}}$

$E_{\text{sai_quente}} = Q_{\text{gas}} \cdot h_{\text{fg_k}} / 1000$

"Eficiências"

$\text{Eta}_{\text{frio}} = E_{\text{sai}} / E_{\text{ent}}$

$\text{Eta}_{\text{quente}} = (E_{\text{sai_quente}} + E_{\text{ent}}) / E_{\text{ent}}$

Código para o calculo do balanço de massa e energia

"Gás"

$V_{\text{gas}} = 4,23 / 3600 \text{ [Nm}^3/\text{h]}$

$X_{\text{CO}} = 10,3 : X_{\text{H}_2} = 12 : X_{\text{CH}_4} = 1,35 : X_{\text{CO}_2} = 12,82 : X_{\text{N}_2} = 55,23 : X_{\text{O}_2} = 8,3$

$Cp_{\text{gas}} = 1,438 \text{ [kJ/kg-K]}$

$PCI_{\text{gas}} = 3057 \text{ [kJ/Nm}^3\text{]}$

$T_{\text{gas}} = 415 \text{ [K]}$

"Ar"

$T_{\text{amb}} = 298,15 \text{ [K]}$

$T_{\text{ar}} = 31,8 + 273,15 \text{ [K]}$

$m_{\text{ar}} = 3,825 / 3600 \text{ [kg/s]}$

"Combustivel"

$m_{\text{comb}} = 1,63 / 3600 \text{ [kg/s]}$

$PCI = 16663,1 \text{ [kJ/kg]}$

"Cinzas"

$m_{\text{cinzas}} = 0,003404 \text{ [kg/s]}$

$Cp_{\text{cin}} = 0,9 \text{ [kJ/kg-K]}$

$T_{\text{cin}} = 873 \text{ [K]}$

"Gaseificador"

$T_{\text{b}} = 1023 \text{ [K]}$

$k_1 = 1,41 \text{ [W/m-K]}$

$k_2 = 0,04 \text{ [W/m-K]}$

$k_3 = 50,2 \text{ [W/m-K]}$

$h_0 = 5 \text{ [W/m}^2\text{]}$

$r_1 = 0,15 \text{ [m]}$

$r_2 = 0,2 \text{ [m]}$

$r_3 = 0,294 \text{ [m]}$

$r_4 = 0,3 \text{ [m]}$

$L = 1,5 \text{ [m]}$

$A_0 = 2 \cdot \pi \cdot r_4 \cdot L$

$MW_{\text{CO}} = \text{MolarMass}(\text{CO})$

$MW_{\text{H}_2} = \text{MolarMass}(\text{H}_2)$

$MW_{\text{CH}_4} = \text{MolarMass}(\text{CH}_4)$

$MW_{\text{CO}_2} = \text{MolarMass}(\text{CO}_2)$

$MW_{\text{N}_2} = \text{MolarMass}(\text{N}_2)$

$MW_{\text{O}_2} = \text{MolarMass}(\text{O}_2)$

$MW_{\text{ar}} = \text{MolarMass}(\text{Air_ha})$

```

MW_gas=(X_CO*MW_CO+ X_H2*MW_H2+ X_CH4*MW_CH4+ X_CO2*MW_CO2+ X_N2*MW_N2+
X_O2*MW_O2)/100
Y_CO=X_CO*MW_CO/MW_gas
Y_H2=X_H2*MW_H2/MW_gas
Y_CH4=X_CH4*MW_CH4/MW_gas
Y_CO2=X_CO2*MW_CO2/MW_gas
Y_N2=X_N2*MW_N2/MW_gas
Y_O2=X_O2*MW_O2/MW_gas

```

```

Ru=8,314 [kJ/kmol-K]
T_N=293,15 [K]
P_N=101,325 [kN/m^2]
V_gas=N_gas*Ru*T_N/P_N
m_gas=N_gas*MW_gas

```

```

h_ar=Enthalpy(Air_ha;T=T_ar;P=101,325)/MW_ar

```

```

hfg_CH4=-74831
hfg_H2=0
hfg_CO2=-393546
hfg_N2=0
hfg_O2=0
hfg_CO=-110541
h_gas=X_CH4*hfg_CH4+X_CO*hfg_CO+X_CO2*hfg_CO2

```

```

Q_total=Q_gas+Q_cinzas+Q_pmr+Q_cpg+Q_outros
Q_total=m_comb*PCI+m_ar*h_ar
Q_gas=m_gas*PCI_gas
Q_cpg=m_gas*Cp_gas*(T_gas-T_amb)
Q_cinzas=m_cinzas*Cp_cin*(T_cin-T_amb)
PQ_gas=(Q_gas*100)/Q_total
PQ_cpg=(Q_cpg*100)/Q_total
PQ_cinzas=(Q_cinzas*100)/Q_total
PQ_pmr=(Q_pmr*100)/Q_total
PQ_outros=(Q_outros*100)/Q_total
Q_pmr=(T_b-
T_amb)/(1/(h_0*A_0)+ln(r_3/r_2)/(2*pi*k_0,0058*k_2*L)+ln(r_2/r_1)/(2*pi*k_1*L)+ln(r_4/r_3)/(2*pi*k_
3*L))

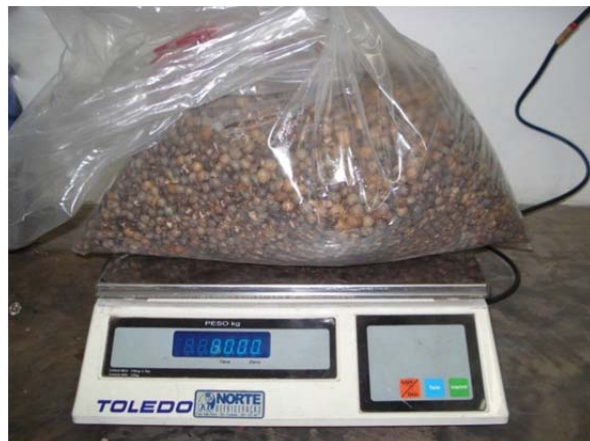
```

Anexo A.3

Fotos dos experimentos



Ignição com carvão



Pesagem do Açaí



Açaí residual coletado após experimento



Leito de açaí em combustão



Grelha do gaseificador



Coleta de alcatrão nos borbulhadores



Gás limpo sendo queimado após trem de coleta de gases



Cromatógrafo