

INSTITUTO FEDERAL
Santa Catarina

Ministério da Educação
Secretaria de Educação Profissional e Tecnológica
INSTITUTO FEDERAL DE SANTA CATARINA

INSTITUTO FEDERAL DE SANTA CATARINA
CAMPUS LAGES
GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

Lucas Santos Savi Mondo

Simulação Dinâmica Preliminar do Processo de Gaseificação de Biomassa

LAGES

2021

Lucas Santos Savi Mondo

Simulação Dinâmica Preliminar do Processo de Gaseificação de Biomassa

Trabalho Conclusão do Curso de Graduação em
Engenharia Mecânica do Instituto Federal de
Santa Catarina como requisito para a obtenção do
título de Bacharel em Engenharia Mecânica
Orientador: Prof. Rogério da Silva, Msc. Eng.
Co-orientador: Prof. Matheus Fontanelle Pereira,
Dr. Eng.

Lages SC

2021

Lucas Santos Savi Mondo

Simulação Dinâmica Preliminar do Processo de Gaseificação de Biomassa

Este Trabalho de Conclusão de Curso foi julgado adequado para obtenção do Título de Bacharel em Engenharia Mecânica e aprovado em sua forma final pelo curso de graduação em Engenharia Mecânica

Lages, 31 de março de 2021.

Prof. Matheus Fontanelle Pereira, Dr. Eng.
Coordenador do Curso

Banca Examinadora:

Prof. Rogério da Silva, Msc. Eng.
Orientador
Instituição Instituto Federal de Santa Catarina

Prof^a. Adriellen Lima de Sousa, Ma. Eng^a.
Avaliadora
Instituição Instituto Federal de Santa Catarina

Prof. Gustavo Henrique Santos Flores Ponce, Dr. Eng.
Avaliador
Instituição Instituto Federal de Santa Catarina

Prof^a. Natalia Madalena Boelter, Ma. Eng^a.
Avaliadora
Instituição Instituto Federal de Santa Catarina

Este trabalho é dedicado aos meus colegas de classe,
professores e minha família.

AGRADECIMENTOS

Agradeço aos meus familiares e amigos que me incentivaram, aconselharam e foram responsáveis direta ou indiretamente por essa conquista. Agradeço à minha esposa que muito ajudou em momentos difíceis. Agradeço minha mãe que sempre me apoiou e incentivou. Agradeço aos meus professores, que não pouparam esforços na tarefa de ensinar, me orientaram e ajudaram a construir bases sólidas para novos estudos, em especial agradeço aos meus orientadores Rogério da Silva e Matheus Fontanelle Pereira. Agradeço a Deus por me presentear com tão amadas pessoas durante esse caminho de estudos.

RESUMO

A gaseificação de biomassa é uma alternativa interessante em aplicações de geração de calor e/ou eletricidade em microescala, principalmente no Brasil, devido à abundância de biomassa disponível em seu território. Esta tecnologia é, de certa forma, bem conhecida, dado o número de estudos encontrados na literatura. Ainda assim, a aplicação desta tecnologia é pouco disseminada. Aspectos operacionais, dentre outros, estariam por trás das dificuldades de sua disseminação pelo país. O presente trabalho tem por objetivo a obtenção de um modelo matemático do processo de gaseificação de biomassa e implementar no ambiente do *Matlab Simulink*. Os parâmetros da biomassa e gás produto foram aproximados aos dados presentes na bibliografia. Os resultados das simulações apontaram para uma correspondência aproximada indicando os valores de biomassa necessários para manter o gaseificador em regime permanente a partir da temperatura de saída dos gases pré-determinada. Foi implementado o fator de combustível no modelo, esse fator é relacionado as perdas de energia do sistema, o fator de combustível é diretamente proporcional ao fator de ar da gaseificação. O modelo gerado é aplicável em perturbações a partir do regime permanente.

Palavras-chave: Gaseificador. Modelo. *Simulink*.

ABSTRACT

Biomass gasification is an interesting alternative in micro scale heat and/or electricity generation applications, mainly in Brazil, due to the abundance of biomass available in its territory. This technology is, in a way, well known, given the number of studies found in the literature. Even so, the application of this technology is not widespread. Operational aspects, among others, would be behind the difficulties of its dissemination throughout the country. This work aims to obtain a mathematical model of the biomass gasification process and to implement it in the Matlab Simulink environment. The biomass and gas product parameters were approximated to the data present in the bibliography. The results of the simulations pointed to an approximate correspondence indicating the biomass values necessary to maintain the gasifier in a permanent regime from the pre-determined gas outlet temperature. The fuel factor was implemented in the model, this factor is related to the energy losses of the system, the fuel factor is directly proportional to the gasification air factor. The generated model is applicable to disturbances from the permanent regime.

Keywords: Gasifier. Model. Simulink.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Gaseificador contracorrente.....	22
Figura 2 – Gaseificador concorrente.....	23
Figura 3 – Gaseificador de leito fluidizado circulante.....	24
Figura 4 – Representação de um termopar.....	25
Figura 5 – Transdutor para baixa pressão fabricante Omega.....	26
Figura 6 – Controle PID de uma planta.....	27
Figura 7 – Manômetro tipo U.....	29
Figura 8 – Placa de identificação do ventilador.....	29
Figura 9 – Modelagem válvula dosadora de biomassa.....	30
Figura 10 – Conjunto da válvula dosadora.....	31
Figura 11 – Curva de torque motor de passo.....	31
Figura 12 – Diagrama de blocos.....	38
Figura 13 – Malha de controle para simulação.....	43
Figura 14 – Resposta de Temperatura Simulação 1.....	45
Figura 15 – Vazão mássica de biomassa simulação 1.....	45

LISTA DE QUADROS

Quadro 1 – Evolução da gaseificação de biomassa.....	20
--	----

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Vazão de ar em relação à frequência do motor.	39
Tabela 2 – Calibração válvula de biomassa.	40
Tabela 3 – Proporção média dos produtos da gaseificação contracorrente.....	40
Tabela 4 – c_p médio dos produtos da gaseificação.....	41
Tabela 5 – PCS médio da biomassa.	41
Tabela 6 – Massa específica dos produtos a 273,15K.....	42
Tabela 7 – PCS médio dos produtos.	42
Tabela 8 – Massa específica dos produtos a 700K.....	42
Tabela 9 – Dados de cálculo.....	42
Tabela 10 – Resistência térmica e capacitância térmica.	42
Tabela 11 – Dados da Simulação 1	44
Tabela 12 – Resultados da simulação 1.....	44
Tabela 13– Dados da simulação 2.....	46
Tabela 14– Resultados da simulação 2.....	46
Tabela 15 – Dados da simulação 3.....	47
Tabela 16 – Resultados da simulação 3.....	47
Tabela 17– Dados da simulação 4.....	47
Tabela 18 – Resultados da simulação 4.....	47

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

IFSC- Instituto Federal de Santa Catarina

PID- Proporcional Integral Derivativo

OPEC- *Organization of Arab Petroleum Exporting Countries*

LISTA DE SÍMBOLOS

C: Coeficiente de descarga [-]

c_p : Calor específico [kJ/kgK]

$c_{p,c}$: Calor específico do combustível [kJ/kgK]

$c_{p,g}$: Calor específico dos produtos [kJ/kgK]

C_t : Capacitância térmica [kJ/K]

d: Diâmetro do orifício na garganta [m]

$\frac{dE_{acu}}{dt}$: Taxa de energia acumulada [kJ/s]

$\frac{dE_{acu}^{tot}}{dt}$: Taxa de energia total acumulada

\dot{E}_{ent}^{tot} : Taxa de energia total de entrada

\dot{E}_{sai}^{tot} : Taxa de energia total de saída

f_c : Fator de combustível [%]

h_{ar} : Entalpia do ar de entrada [kJ/kg]

h_c : Entalpia do combustível [kJ/kg]

h_{ent} : Entalpia do escoamento de entrada [kJ/kg]

h_g : Entalpia dos gases produtos [kJ/kg]

h_{H_2O} : Entalpia da água [kJ/kg]

h_{sai} : Entalpia do escoamento de saída [kJ/kg]

K_p : Ganho proporcional

K_i : Ganho integral

K_d : Ganho derivativo

\dot{n}_{ar} : Variação na vazão mássica do ar de entrada [kg/s]

\dot{n}_c : Variação na vazão mássica de combustível [kg/s]

$\dot{n}_{\text{H}_2\text{O}}$: Variação da vazão mássica de água [kg/s]

\dot{m}_{ar} : Vazão mássica do ar [kg/s]

\dot{m}_c : Vazão mássica de combustível [kg/s]

$\dot{m}_{\text{H}_2\text{O}}$: Vazão mássica de água [kg/s]

\dot{m}_g : Vazão mássica dos gases produtos [kg/s]

M_c : Massa de combustível no reator [kg]

PCS_c : Poder calorífico superior do combustível [kJ/kg]

PCS_g : Poder calorífico superior dos gases produtos [kJ/kg]

pc_g : Variação do poder calorífico superior dos gases produtos [kJ/kg]

$\text{PCS}_{g\text{ m}^3}$: PCS do gás produto na base volumétrica [kJ/Nm³]

Q_p : Calor perdido [kJ/kg]

R_t : Resistência térmica [Ks/kJ]

T: Temperatura [K]

T_e : Temperatura do escoamento de entrada [K]

T_{ent} : Temperatura de entrada do ar no reator [K]

T_g : Temperatura de saída dos produtos [K]

T_{sai} : Temperatura do escoamento de saída [K]

u: Fração de água no combustível [%]

β : Relação de diâmetros [-]

Δp : Pressão diferencial [Pa]

ε : Fator de expansão [-]

θ_g : Variação da temperatura de saída dos produtos [K]

θ_{ar} : Variação da temperatura de entrada do ar [K]

ρ : Massa específica [kg/m³]

$\rho_{g,273,15K}$: Massa específica do gás produto à 273,15K [kg/m³]

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	17
1.1	OBJETIVOS	17
1.1.1	Objetivo Geral.....	17
1.1.2	Objetivos Específicos	17
2	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	19
2.1	CONTEXTO HISTÓRICO	19
2.2	BIOMASSA.....	20
2.3	TIPOS DE GASEIFICADORES	21
2.3.1	Gaseificador Contracorrente.....	22
2.3.2	Gaseificador Concorrente	22
2.3.3	Gaseificador de Leito Fluidizado	23
2.4	GASEIFICADORES PARA GERAÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA	24
2.5	MEDIÇÃO DE TEMPERATURA.....	25
2.6	MEDIÇÃO DE VAZÃO	25
2.7	SISTEMAS DE CONTROLE	27
3	METODOLOGIA.....	28
3.1	MEDIÇÃO DA VAZÃO DE AR MÁXIMA	28
3.2	MEDIÇÃO DA VAZÃO DE BIOMASSA MÁXIMA.....	30
3.3	MODELAGEM TEÓRICA DA PLANTA	32
3.4	DIAGRAMA DE BLOCOS DO MODELO	37
4	RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	39
4.1	VAZÃO DE AR MÁXIMA	39
4.2	VAZÃO DE BIOMASSA MÁXIMA	39
4.3	PARÂMETROS DA BIOMASSA E PRODUTOS	40
4.3.1	Determinação de c_p.....	40
4.3.2	Determinação do PCS.....	41

4.3.3	Resistência Térmica e Capacitância Térmica	42
4.4	MODELO MATLAB SIMULINK.....	43
4.5	SIMULAÇÃO DO MODELO.....	43
5	CONCLUSÃO.....	49
5.1	TRABALHOS FUTUROS	49
	REFERÊNCIAS.....	50

1 INTRODUÇÃO

A energia é artigo de primeira necessidade para o homem contemporâneo. Faz-se presente em todos os meios sociais e tem seu valor. Alternativas renováveis de produção de energia elétrica comuns são: energia eólica, hídricas, solar, entre outras. Entretanto, essas opções acarretam outras desvantagens, até mesmo de cunho ambiental, haja vista a destruição de grandes áreas provocada pela instalação de opções hídricas.

Como alternativa, aparecem os sistemas de gaseificação de biomassa que se utilizam de resíduos orgânicos de outros setores da economia como do setor florestal, agricultura ou até mesmo resíduos urbanos. Equipamentos para esse fim são denominados gaseificadores e tem como produto o gás de síntese, um gás energético que pode ser utilizado para a geração de energia elétrica. A emissão de CO₂ resultante da queima do gás de síntese é reabsorvida pelo crescimento da nova biomassa, diferente dos combustíveis fósseis [1].

Relatos históricos mostram que gaseificadores foram utilizados no período da Segunda Guerra Mundial, quando a disponibilidade de combustíveis derivados do petróleo diminuiu, forçando as nações dependentes desse produto a procurar combustíveis alternativos, principalmente o carvão mineral. Assim, o produto da gaseificação (gás de síntese) foi usado como combustível em motores de combustão interna [1]. Hoje, a gaseificação é encontrada em aplicações específicas, principalmente, em locais nos quais a oferta de matéria orgânica é abundante.

Este trabalho pretende desenvolver um modelo matemático preliminar para o processo de gaseificação de biomassa, com o intuito de possibilitar trabalhos futuros para o controle desses equipamentos.

1.1 OBJETIVOS

1.1.1 Objetivo Geral

Desenvolver um modelo matemático para o processo de gaseificação de biomassa para simulação no *Matlab Simulink*.

1.1.2 Objetivos Específicos

- a) Realizar medições de vazão mássica de ar e biomassa do gaseificador construído no IFSC campus Lages;
- b) Caracterizar o gás produto a partir de dados da literatura;
- c) Caracterizar a biomassa a partir de dados da literatura;
- d) Definir a modelagem matemática do processo de gaseificação de biomassa;
- e) Simular a estabilidade do processo em regime permanente com mudanças de *setpoint* e aplicando um controlador PID virtual;
- f) Implementar os modelos e realizar a simulação no Matlab Simulink.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

A conversão de um combustível sólido em um gás energético a temperaturas de 800 – 1000 °C, é chamada gaseificação [1]. Para realizar esse processo, são necessários equipamentos denominados gaseificadores. O gás energético resultante da gaseificação possui compostos que reagem com oxigênio liberando energia contabilizada na forma de entalpia de combustão ou poder calorífico [1].

Durante a gaseificação são encontradas algumas zonas bastante distintas dentro do equipamento: secagem, redução (ocorre entre 800°C a 1100°C), oxidação (ocorre entre 700 °C e 2000 °C) e pirólise [2]. A secagem é necessária para diminuir a umidade da biomassa, que se situa entre 5% e 60%. Para a gaseificação os valores de umidade devem ser de 10% a 20% [2]. A pirólise é a reação de degradação química de um material causado pela energia térmica [3].

2.1 CONTEXTO HISTÓRICO

A pirólise de biomassa para produzir carvão provavelmente foi a primeira aplicação em larga escala relatada de um processo de gaseificação [4]. A produção de gás a partir da pirólise de biomassa foi motivada principalmente pela necessidade da iluminação pública das cidades [4].

Em 1857, a Siemens modificou um gaseificador denominado de gaseificador de fluxo contracorrente, projetado por Bishoff em 1839, o qual foi utilizado em toda a Europa pelos cem anos que se seguiram[1].

Segundo Basu [4], a história da gaseificação pode ser dividida em 4 períodos:

- a) 1850-1940: O gás proveniente do carvão era usado principalmente para iluminar residências e cidades, também era usado para aquecimento. Com o advento da lâmpada elétrica, a utilização do gás para iluminação diminuiu. Entretanto, para aquecimento ainda era utilizado;
- b) 1940-1975: Dois campos de utilização como combustíveis sintéticos foram explorados, gás para combustão interna e a síntese em óleos. Foi fundamental no período da Segunda Guerra Mundial, servindo como combustível para veículos com motores de combustão interna, e ajudou a Alemanha na produção de óleos através dos processos de Fischer-Tropsch e Bergius. Combustíveis de aeronaves também foram provenientes do

carvão. Com o fim do conflito e a abundância de petróleo, cessou a necessidade da gaseificação;

- c) 1975-2000: Com o conflito de Yom Kippur membros da *Organization of Arab Petroleum Exporting Countries* (OPEC) proibiram a exportação de petróleo aos Estados Unidos e outros países ocidentais. Esse fato forçou países a desenvolver alternativas para a dependência do petróleo, a gaseificação foi usada então para a produção de gás para aquecimento e também para a produção de matéria-prima química. Com o decréscimo do preço do petróleo a curva de utilização da gaseificação diminuiu;
- d) Pós 2000: As preocupações com o aquecimento global apresentam a gaseificação como alternativa natural para a produção de energia, diferente de combustíveis fósseis.

Durante a Segunda Guerra Mundial, o uso de gaseificadores se intensificou devido a necessidade da geração de combustíveis. Também nessa época foram desenvolvidos métodos de conversão de motores com ignição por centelha para trabalhar com o gás combustível gerado em gaseificadores, dessa forma muitos veículos utilizavam-se de pequenos equipamentos de gaseificação [1].

As evoluções no desenvolvimento da gaseificação de biomassa seguem no Quadro 1.

Quadro 1 – Evolução da gaseificação de biomassa.

1659	Thomas Shirley: Descobriu gás de uma mina de carvão.
1739	Dean Clayton: Destilou carvão em um vaso fechado.
1788	Robert Gardner: Primeira patente em gaseificação.
1792	Murdoc: Primeiro uso do gás do carvão para iluminação interior.
1801	Fourcroy: Reação de deslocamento água-gás.
1861	Gaseificador Siemens: Primeira unidade.
1920	Carl von Linde: Separação criogênica do ar, processo de gaseificação completamente contínuo.
1926	Winkler gaseificador de leito fluidizado.
1931	Lurgi: Processo de leito movente pressurizado.
1945-1974	Pós guerra "excesso de petróleo".
1974	Embargo no petróleo Árabe, interesse na gaseificação.
1997	Primeira planta de gaseificação comercial nos Estados Unidos.
2001	Avanço na gaseificação de biomassa em projetos de energia renovável.

Fonte: Adaptado de [4].

2.2 BIOMASSA

Biomassa é a matéria orgânica derivada de organismos vivos [5]. Diferente dos combustíveis fósseis, não precisa de milhões de anos para se formar [4].

2.3 TIPOS DE GASEIFICADORES

A classificação dos gaseificadores pode ser realizada através do poder calorífico do gás gerado, agente gaseificador, pressão de operação e forma da biomassa [1].

Classificação pelo poder calorífico do gás gerado:

- I. Até $5\text{MJ}/\text{Nm}^3$ gás baixo poder calorífico;
- II. De 5 a $10\text{MJ}/\text{Nm}^3$ gás de médio poder calorífico;
- III. Acima de $10\text{MJ}/\text{Nm}^3$ gás de alto poder calorífico.

Classificação pelo tipo de agente gaseificador:

- I. Ar;
- II. Vapor de água;
- III. Oxigênio;
- IV. Hidrogênio (hidrogaseificação).

Classificação pela pressão de operação:

- I. Baixa pressão ou pressão atmosférica;
- II. Pressurizado até 2000kPa .

Classificação pelo tipo e forma de biomassa:

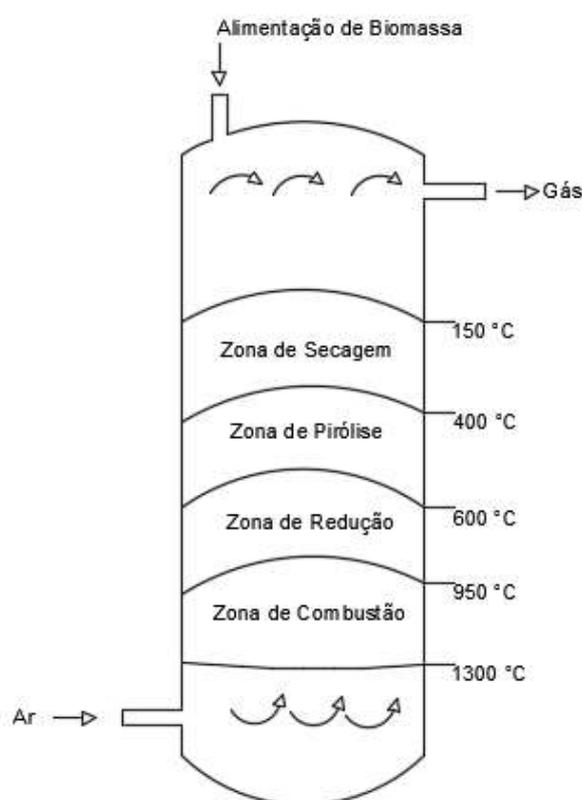
- I. Resíduos agrícolas;
- II. Resíduos industriais;
- III. Resíduos sólidos urbanos (lixo doméstico);
- IV. Biomassa em natura;
- V. Biomassa peletizada;
- VI. Biomassa pulverizada.

Além das classificações citadas, há diferentes tipos de gaseificadores. Diferenciam-se por aspectos construtivos e funcionamento. A seguir são apresentados alguns dos diferentes tipos de gaseificadores.

2.3.1 Gaseificador Contracorrente

Gaseificadores de fluxo contracorrente são os de aspecto construtivo mais simples. Esse equipamento tem a alimentação de combustível na parte superior e ar na parte inferior [1]. Esses gaseificadores possuem alta eficiência térmica, pois os gases que são aquecidos na zona de combustão ao subir aquecem o combustível, entretanto apresentam incrustações de alcatrões e outros produtos da pirólise, nas suas tubulações [1]. A Figura 1 apresenta um gaseificador de fluxo contracorrente.

Figura 1 – Gaseificador contracorrente.



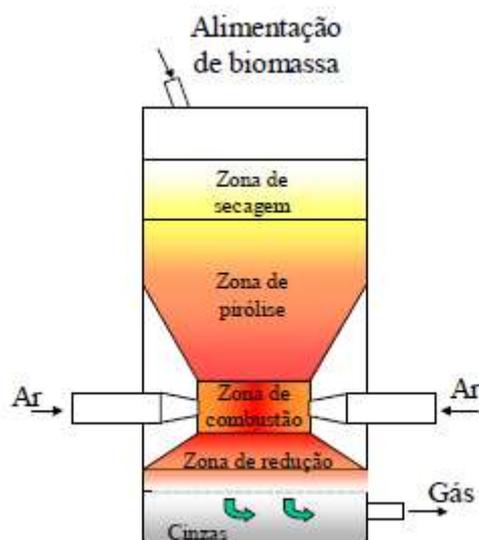
Fonte: Adaptado de [1].

2.3.2 Gaseificador Concorrente

São gaseificadores que apresentam a zona de combustão acima da zona de redução, a função principal dessa configuração é realizar o craqueamento dos alcatrões. Nesse modelo, a zona de combustão é composta por uma garganta que deve ser adequadamente projetada com o intuito de mitigar pontos de menores temperaturas, responsáveis por prejudicar o craqueamento dos alcatrões. O produto desses

gaseificadores apresenta mais cinzas do que os gaseificadores contracorrente, haja vista que nesses últimos, o combustível serve como filtro retendo essas impurezas do gás de síntese [1]. A Figura 2 representa esse tipo de gaseificador.

Figura 2 – Gaseificador concorrente.

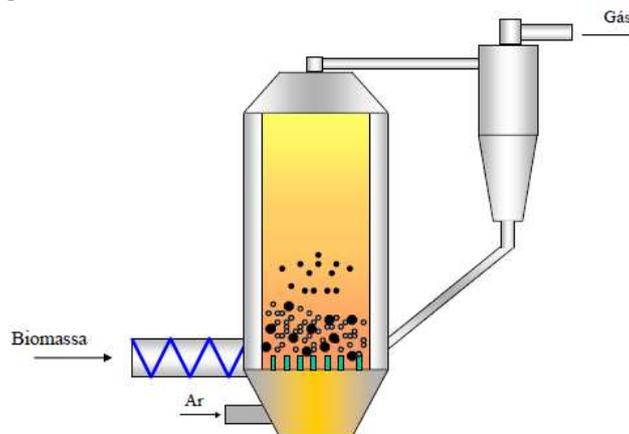


Fonte: [2].

2.3.3 Gaseificador de Leito Fluidizado

Gaseificadores de Leito Fluidizado são compostos por um recipiente com partículas combustíveis em seu interior, quando necessário também material inerte, suportados por uma placa distribuidora. O agente gaseificador é forçado pela placa distribuidora criando uma força de arraste suficiente para superar o peso desses elementos e ao mesmo tempo ocorre a queima parcial desse combustível [1]. Podemos ver esse gaseificador na Figura 3.

Figura 3 – Gaseificador de leito fluidizado circulante.



Fonte: [2].

2.4 GASEIFICADORES PARA GERAÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA

Para utilização do gás combustível proveniente da gaseificação na geração de eletricidade são utilizadas duas formas básicas [1]:

- I. Colocando-o em um motor de combustão interna, de ciclo Otto ou Diesel;
- II. Em turbinas a gás operando com ciclo Brayton, ou anexa a uma turbina a vapor, operando com ciclo combinado Brayton-Rankine.

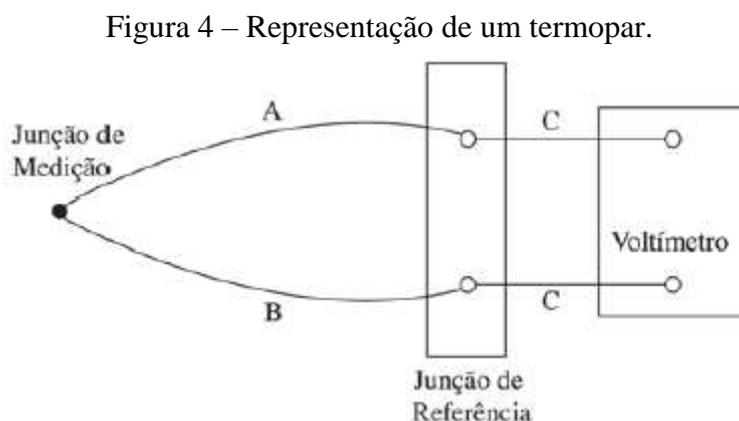
O aumento de eficiência de um ciclo termodinâmico ocorre quando se aumenta a temperatura média de fornecimento de calor e diminui-se a temperatura média de rejeição de calor [1]. Um ciclo combinado Brayton-Rankine consegue ter a eficiência aumentada devido ao Ciclo Brayton operar com altas temperaturas e ter o gás residual à alta temperatura, o qual é utilizado pelo Ciclo Rankine para gerar vapor, liberando o calor residual próximo à temperatura ambiente.

A transformação da potência de eixo em eletricidade se dá pelos geradores elétricos que, quando acoplados aos motores de combustão interna são chamados grupo-geradores. As perdas nesse sistema, além daquelas na forma de calor, também ocorrem na forma elétrica e podem ser classificadas em duas [1]:

- I. Perdas elétricas, provenientes da circulação de corrente pelo enrolamento da bobina;
- II. Perdas rotacionais ou potência extraviada, decorrentes de perdas mecânicas e perdas no ferro ou núcleo. Como exemplo, tem-se perdas por histerese ou corrente parasita.

2.5 MEDIÇÃO DE TEMPERATURA

Esses sensores são compostos por um par de fios dissimilares unidos em suas extremidades. A diferença de temperatura entre as extremidades do par de fios gera uma diferença de tensão elétrica que passa pela junta de referência, denominada tensão de *Seebeck* [6]. Na Figura 4 é apresentada uma representação do circuito básico para medição de temperatura em um termopar.



Fonte: [6].

2.6 MEDIÇÃO DE VAZÃO

A determinação das vazões, tanto de ar quanto de biomassa, é de fundamental importância para o monitoramento e controle do processo de gaseificação.

Fluidos denominados incompressíveis são aqueles que sob condição estática apresentam pequenas variações de densidade, esses estão invariavelmente no estado líquido. Para fins de cálculo em fluidos incompressíveis a densidade pode ser assumida como constante. Deve ser levada em consideração a densidade em fluidos denominados compressíveis, como gases [7]. A temperatura é uma variável crítica no processo de medição de pressão, pois ela varia consideravelmente a massa específica de fluidos compressíveis. A variação em líquidos é insignificante [8].

Como equipamento para a medição de pressão podemos citar os transdutores de pressão. Os transdutores de pressão convertem um valor de pressão em um sinal elétrico analógico (Figura 5). A conversão no sinal elétrico é possível pela deformação de

sensores de deformação/tensão ligados ao diafragma do transdutor e conectados a uma ponte de Wheatstone [9].

No gaseificador, com a utilização de um transdutor de pressão diferencial, é possível determinar vazão de ar na entrada do reator por meio da manipulação da equação de Bernoulli. O transdutor mede a pressão diferencial sobre uma placa de orifício, onde encontram-se tomadas de pressão à montante e à jusante da placa. As dimensões da placa de orifício e as posições das tomadas de pressão foram determinadas conforme a norma ABNT NBR ISO 5167-1 possibilitando, desta forma, a utilização de coeficientes de descarga de acordo com a norma, reduzindo os níveis de incerteza de medição. A determinação da vazão mássica de ar a partir de um diferencial de pressão de acordo com [10] é dada pela Equação 1.

$$\dot{m}_{ar} = \frac{C}{\sqrt{1-\beta}} \varepsilon \frac{\pi}{4} d^2 \sqrt{2\Delta p \rho} \quad (1)$$

Onde:

\dot{m}_{ar} : Vazão mássica do ar [kg/s];

C: Coeficiente de descarga [-];

β : Relação de diâmetros [-];

ε : Fator de expansão [-];

d: Diâmetro do orifício na garganta [m];

Δp : Pressão diferencial [Pa];

ρ : Massa específica [kg/m³].

Figura 5 – Transdutor para baixa pressão fabricante Omega.



Fonte: [11].

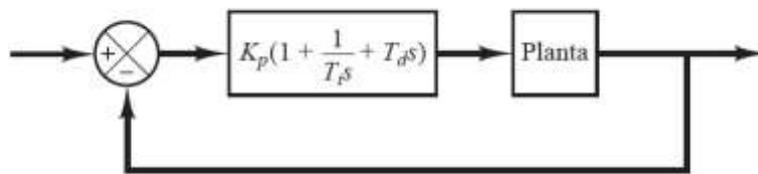
2.7 SISTEMAS DE CONTROLE

O controle automático é essencial para a engenharia e ciência [12]. Processos que utilizam grande quantidade de dados para manter a estabilidade necessitam de um controle veloz e confiável, algo que só é possível com o controle automático.

Mais da metade dos controladores industriais em uso hoje se utilizam de esquemas de controle PID ou PID modificado. O uso desses controladores se dá pela grande aplicabilidade na maioria dos sistemas de controle. Controles PID (Figura 6) são convenientes quando não é conhecido o modelo matemático da planta, ou seja, em situações onde o projeto analítico não pode ser realizado [12].

Em um sistema de controle, é necessário conhecer a variável controlada e variável manipulada. Esta primeira é a variável que se quer medir ou controlar, ou seja, geralmente é a saída do sistema de controle. A variável manipulada é a grandeza que tem seu valor alterado pelo controlador para gerar influência na variável de controle[12].

Figura 6 – Controle PID de uma planta.



Fonte: [12].

3 METODOLOGIA

Serão realizadas medidas de vazão mássicas de ar e biomassa no gaseificador construído para definir parâmetros prévios de operação. Esses parâmetros se encontrarão na forma de limitantes para as simulações.

O $C_{p\ g}$ (Calor específico dos gases produtos) será definido pelo somatório das proporções dos calores específicos individuais dos produtos que compõem o gás de síntese.

A caracterização da biomassa será efetuada através de aproximações de dados presentes na bibliografia. O gás de síntese terá suas proporções também definidas pela bibliografia.

O modelo matemático para sistemas térmicos pode ser definido em termos da capacitância e resistência térmicas [12]. Para essa determinação, será adotada uma simplificação apontada por [12]. Esse estudo será definido também através do balanço de energia na gaseificação apresentado por [1].

[...]vamos supor que um sistema térmico possa ser representado por um modelo de parâmetros concentrados, que as substâncias caracterizadas pela resistência ao fluxo de calor tenham capacitância térmica desprezível e que as substâncias caracterizadas pela capacitância térmica tenham resistência desprezível ao fluxo de calor.[12]

Para a simulação da planta, o modelo matemático do sistema será implementado no ambiente *Matlab Simulink* com um controlador PID para manter o valor de temperatura desejado estável e a entrada de biomassa controlada.

3.1 MEDIÇÃO DA VAZÃO DE AR MÁXIMA

Para determinação da vazão de entrada de ar do gaseificador projetado no IFSC, foram realizadas medições de pressão diferencial sobre a placa de orifício com um manômetro tipo U (Figura 7). Os dados coletados foram usados também para calibração do transdutor de pressão do sistema, a Figura 8 apresenta a placa de identificação do ventilador utilizado.

Figura 7 – Manômetro tipo U.



Fonte: Próprio autor.

Figura 8 – Placa de identificação do ventilador.



Fonte: Próprio autor.

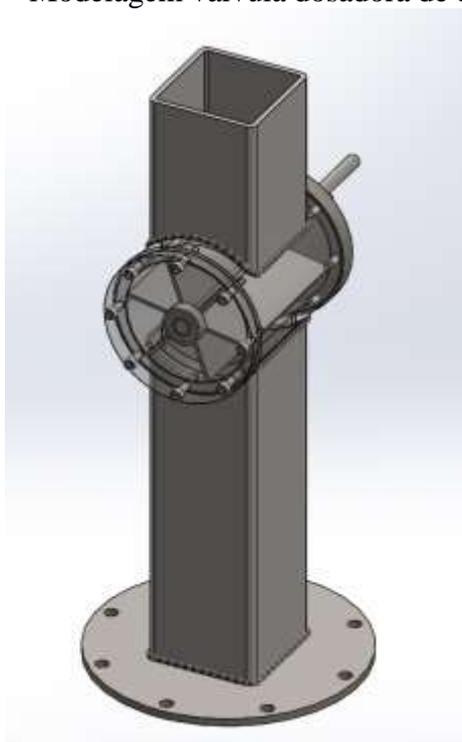
Outras perdas de carga estão envolvidas no sistema, todavia foram desprezadas para fins de cálculo. Os valores de vazão de entrada do reator foram definidos através da diferença de pressão sobre a placa de orifício com base na norma ABNT NBR ISO 5167-

1. O coeficiente de descarga médio aplicado foi de 0,6 e o fator de expansão 0,97. Os valores de vazão disponibilizados pelo ventilador serão úteis para a determinação da possibilidade de operação, caso a vazão mássica de ar necessária para o processo esteja acima da disponível, o processo não será possível.

3.2 MEDIÇÃO DA VAZÃO DE BIOMASSA MÁXIMA

A válvula de alimentação de biomassa nesse gaseificador é composta por um rotor aletado (Figura 9) e tem acoplada um motor de passo, modelo AK85H3.75-1.8, e um redutor com razão igual a 60 (Figura 10). Para manter características de torque elevado, o motor de passo foi limitado a 400 pulsos por revolução. De acordo com o fabricante, quanto maior é a resolução do driver, menor é o torque desenvolvido pelo motor (Figura 11).

Figura 9 – Modelagem válvula dosadora de biomassa.



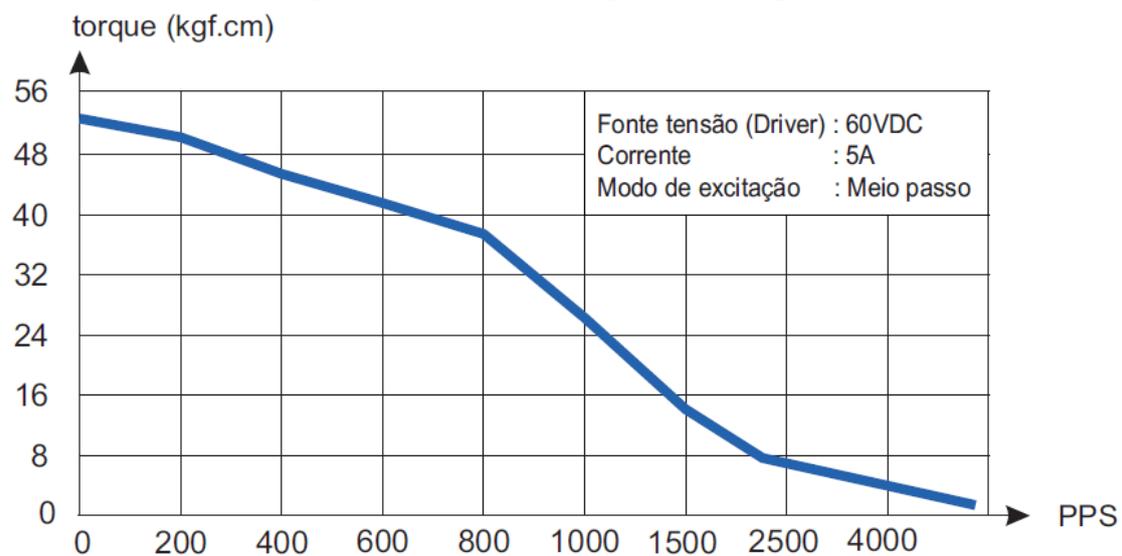
Fonte: Próprio autor.

Figura 10 – Conjunto da válvula dosadora.



Fonte: Próprio autor.

Figura 11 – Curva de torque motor de passo.



Fonte:[13].

O motor da válvula de biomassa foi limitado a trabalhar no máximo a 120RPM durante o processo de calibração, resultando em rotações de no máximo 2RPM após o redutor com razão de transmissão igual a 60.

Para a determinação da vazão mássica de biomassa foi inserida biomassa no silo do gaseificador e acionada a válvula em uma rotação conhecida, depois de um tempo decorrido foi medida a massa de biomassa que passou pela válvula.

3.3 MODELAGEM TEÓRICA DA PLANTA

Para simplificação do modelo, as reações de gaseificação serão substituídas pelo balanço de energia na gaseificação. Será introduzido um “fator de combustível” utilizado para determinar o percentual de aproveitamento do poder calorífico do combustível, o valor desse fator será aproximado das eficiências médias de plantas de gaseificação semelhantes e poderá sofrer alteração com testes práticos. O intuito do fator é aproximar esse modelo simplificado à um modelo real de gaseificação.

A primeira lei da termodinâmica determina que a energia total de um volume de controle é conservada [14]. De acordo com essa mesma lei, o aumento da energia acumulada em um volume de controle é dado pela quantidade de energia que entra no volume de controle menos quantidade de energia que sai do volume de controle, conforme a Equação 2.

$$\frac{dE_{acu}^{tot}}{dt} = \dot{E}_{ent}^{tot} - \dot{E}_{sai}^{tot} \quad (2)$$

Onde:

$\frac{dE_{acu}^{tot}}{dt}$: Taxa de energia total acumulada;

\dot{E}_{ent}^{tot} : Taxa de energia total de entrada;

\dot{E}_{sai}^{tot} : Taxa de energia total de saída.

Segundo [1] o balanço de energia na gaseificação, em regime permanente, pode ser representado pela Equação 3:

$$\dot{m}_{ar}h_{ar} + \dot{m}_c h_c + \dot{m}_{H_2O} h_{H_2O} + \dot{m}_c PCS_c = \sum \dot{m}_g h_g + \sum \dot{m}_g PCS_g + Q_p \quad (3)$$

Onde:

h_{ar} : Entalpia do ar de entrada [kJ/kg];

\dot{m}_c : Vazão mássica de combustível [kg/s];

h_c : Entalpia do combustível [kJ/kg];

\dot{m}_{H_2O} : Vazão mássica de água [kg/s];

h_{H_2O} : Entalpia da água [kJ/kg];

PCS_c : Poder calorífico superior do combustível [kJ/kg];

\dot{m}_g : Vazão mássica dos gases produtos [kg/s];

h_g : Entalpia dos gases produtos [kJ/kg];

PCS_g : Poder calorífico superior dos gases produtos [kJ/kg];

Q_p : Calor perdido [kJ/kg]

De acordo com [1] as entalpias deverão ser consideradas com base nas condições de referência (25 °C e 1 atm). Na maioria dos estudos a parcela de energia acumulada é retirada, essa condição foi aplicada na equação que descreve o balanço de energia da gaseificação de acordo com [1]. Entretanto, para a determinação dos parâmetros de controle o modelo teórico não pode ser considerado em regime estacionário (situação na qual a energia acumulada é zero), bem como desconsiderar a geração de energia térmica. Portanto, reescreve-se o balanço de energia como:

$$\frac{dE_{acu}}{dt} = \dot{m}_{ar}h_{ar} + \dot{m}_c h_c + \dot{m}_{H_2O} h_{H_2O} + \dot{m}_c PCS_c - \sum \dot{m}_g h_g - \sum \dot{m}_g PCS_g - Q_p \quad (4)$$

Onde:

$\frac{dE_{acu}}{dt}$: Taxa de energia acumulada [kJ/s];

De acordo com [14], considerando o fluido como um gás ideal com calores específicos constantes, a diferença de entalpias por unidade de massa pode ser representada por:

$$(h_{ent} - h_{sai}) = c_p (T_e - T_{sai}) \quad (5)$$

Onde:

h_{ent} : Entalpia do escoamento de entrada [kJ/kg];

h_{sai} : Entalpia do escoamento de saída [kJ/kg];

c_p : Calor específico do gás [kJ/kgK];

T_e : Temperatura do escoamento de entrada [K];

T_{sai} : Temperatura do escoamento de saída [K].

Dessa forma, podemos reescrever a parcela do somatório dos produtos dos fluxos de massa dos gases com as entalpias dos gases e considerando as variáveis de interesse (gases produtos) como:

$$\sum \dot{m}_g h_g = \dot{m}_g c_{p,g} (T_g - T_{ent}) \quad (6)$$

Onde:

\dot{m}_g : Fluxo de massa dos gases produtos [kg/s];

$c_{p,g}$: Calor específico dos gases produtos [kJ/kgK];

T_g : Temperatura de saída dos gases produtos [K];

T_{ent} : Temperatura de entrada do ar no reator [K].

Reescrevendo a energia acumulada em termos da capacitância térmica, temos:

$$\frac{dE_{acu}}{dt} = C_t \frac{dT}{dt} \quad (7)$$

Onde:

C_T : Capacitância térmica [kJ/K];

T : Temperatura [K].

Reescrevendo a Equação 4 substituindo 6 e 7, e desconsiderando a perda de calor, obtêm-se:

$$C_t \frac{dT_g}{dt} = \dot{m}_{ar} h_{ar} + \dot{m}_c h_c + \dot{m}_{H_2O} h_{H_2O} + \dot{m}_c PCS_c - \dot{m}_g c_{p,g} (T_g - T_{ent}) - \dot{m}_g PCS_g \quad (8)$$

Onde:

PCS_g : Poder calorífico superior dos gases produtos [kJ/kg];

Considerando que os fluxos de massa de ar, água e combustível, temperatura de entrada do ar e PCS dos produtos sofram variação, a temperatura de saída dos produtos também irá variar, reescrevendo a equação em termos das variações mencionadas:

$$C_t \frac{d\theta_g}{dt} = \dot{n}_{ar} h_{ar} + \dot{n}_c h_c + \dot{n}_{H_2O} h_{H_2O} + \dot{n}_c PCS_c - \dot{m}_g c_{p_g} (\theta_g - \theta_{ent}) - \dot{m}_g pcs_g \quad (9)$$

Onde:

\dot{n}_{ar} : Variação na vazão mássica do ar de entrada [kg/s];

\dot{n}_c : Variação na vazão mássica de combustível [kg/s];

\dot{n}_{H_2O} : Variação da vazão mássica de água [kg/s];

pcs_g : Variação do poder calorífico superior dos gases produtos [kJ/kg];

θ_g : Variação da temperatura de saída dos gases produtos [K];

θ_{ar} : Variação da temperatura de entrada do ar [K];

Segundo [12] resistência térmica pode ser definida pela Equação 10:

$$R_t = \frac{1}{\dot{m} c_p} \quad (10)$$

Onde:

R_t : Resistência térmica [Ks/kJ];

\dot{m} : Fluxo de massa do fluido [kg/s].

Para esse trabalho pode-se reescrever a Equação 10 como:

$$R_t = \frac{1}{\dot{m}_g c_{p_g}} \quad (11)$$

Multiplicando a resistência térmica ambos os lados da Equação 9 se obtêm:

$$R_t C_t \frac{d\theta_g}{dt} = R_t \dot{n}_{ar} h_{ar} + R_t \dot{n}_c h_c + R_t \dot{n}_{H_2O} h_{H_2O} + R_t \dot{n}_c PCS_c - \theta_g + \theta_{ent} - \frac{pcs_g}{c_{p_g}} \quad (12)$$

Isolando a variação de temperatura dos produtos:

$$R_t C_t \frac{d\theta_g}{dt} + \theta_g = R_t \dot{n}_{ar} h_{ar} + R_t \dot{n}_c h_c + R_t \dot{n}_{H_2O} h_{H_2O} + R_t \dot{n}_c PCS_c + \theta_{ent} - \frac{pcs_g}{c_{p_g}} \quad (13)$$

Considerando que a água que entra no gaseificador é uma fração (u) da vazão mássica de combustível e inserindo o fator de combustível (f_c), obtém-se a Equação 14:

$$R_t C_t \frac{d\theta_g}{dt} + \theta_g = R_t \dot{n}_{ar} h_{ar} + R_t \dot{n}_c h_c + R_t \dot{n}_c u h_{H_2O} + R_t \dot{n}_c f_c PCS_c + \theta_{ent} - \frac{pcs_g}{c_{p_g}} \quad (14)$$

Onde:

u : Fração de água no combustível [%];

f_c : Fator de combustível [%].

O fator de combustível será a representação das demais perdas de energia do sistema, em forma de porcentagem de biomassa não utilizada, que não foram contempladas pelo modelo, como a perda de energia para o ambiente e a perda de energia para as cinzas. Essa parcela de calor, junto a perda de calor por entalpia do gás, portanto, não representa calor útil.

Aplicando *Laplace* em ambos os lados da igualdade:

$$R_t C_t \mathcal{L} \left\{ \frac{d\theta_g}{dt} \right\} + \mathcal{L} \{ \theta_g \} = R_t h_{ar} \mathcal{L} \{ \dot{n}_{ar} \} + R_t h_c \mathcal{L} \{ \dot{n}_c \} + R_t u h_{H_2O} \mathcal{L} \{ \dot{n}_c \} + \\ + R_t f_c PCS_c \mathcal{L} \{ \dot{n}_c \} + \mathcal{L} \{ \theta_{ent} \} - \frac{1}{c_{p_g}} \mathcal{L} \{ pcs_g \} \quad (15)$$

Pela definição de Laplace e considerando a condição inicial $\theta_g(0)=0$, obtém-se:

$$T_g(s) = \frac{R_t h_{ar}}{R_t C_t s + 1} \dot{m}_{ar}(s) + \frac{R_t h_c}{R_t C_t s + 1} \dot{m}_c(s) + \frac{u R_t h_{H_2O}}{R_t C_t s + 1} \dot{m}_c(s) + \frac{f_c R_t PCS_c}{R_t C_t s + 1} \dot{m}_c(s) + \\ + \frac{T_{ent}(s)}{R_t C_t s + 1} - \frac{PCS_g(s)}{c_{p_g}(R_t C_t s + 1)} \quad (16)$$

O fluxo de massa dos produtos, de acordo com a conservação da massa, pode ser expresso por:

$$\dot{m}_g = \dot{m}_c + \dot{m}_{ar} \quad (17)$$

Como não é conhecida a vazão mássica de combustível (será determinada pelo sistema de controle), o valor da vazão mássica de produtos será estimado para fins de simulação.

Segundo [12] capacitância térmica pode ser definida pela equação 18:

$$C_t = M c_p \quad (18)$$

Onde:

M: Massa [kg];

c_p : Calor específico [kJ/kgK];

Nesse trabalho será avaliado C_t pelos valores de C_p e M de biomassa, ou seja:

$$C_t = M_c c_{p_c} \quad (19)$$

Onde:

M_c : Massa de combustível no reator [kg];

c_{p_c} : Calor específico do combustível [kJ/kgK];

O PCS do gás produto é apresentado na bibliografia em normal metro cúbico, como o modelo precisa da determinação desse parâmetro na base mássica, é necessário calcular a massa específica do gás a 0°C (273,15K). E a conversão segue o cálculo:

$$PCS_g = \frac{PCS_{g_{m^3}}}{\rho_{g_{273,15K}}} \quad (20)$$

Onde:

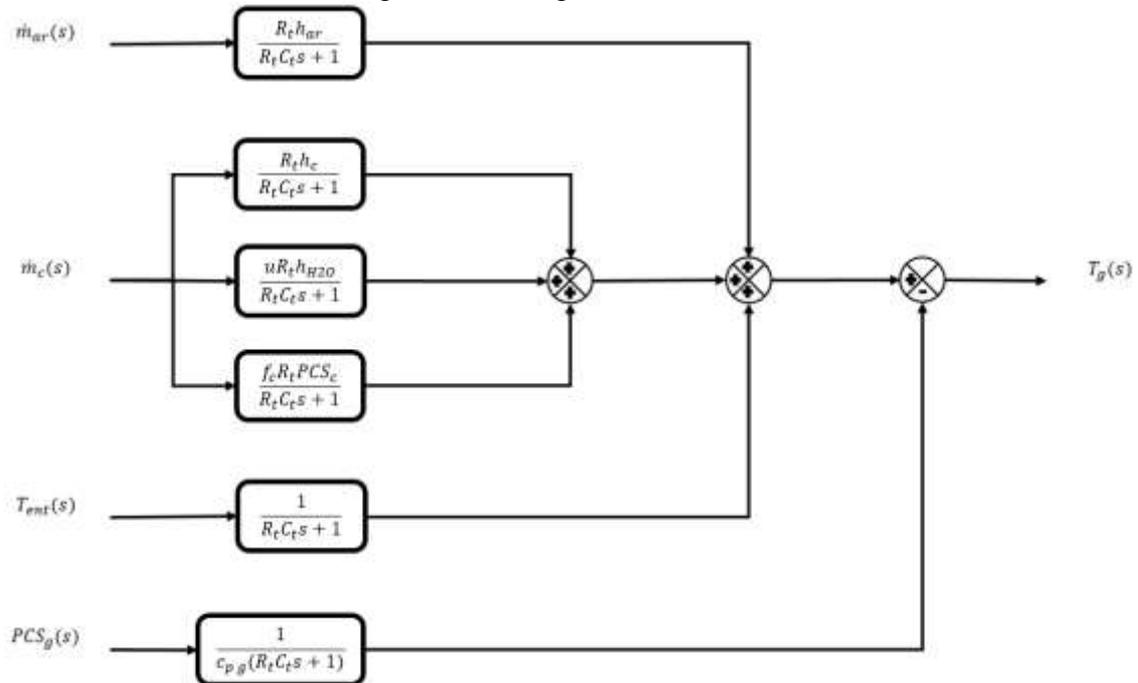
$PCS_{g_{m^3}}$: PCS do gás produto na base volumétrica [kJ/Nm³];

$\rho_{g_{273,15K}}$: Massa específica do gás produto à 273,15K [kg/m³].

3.4 DIAGRAMA DE BLOCOS DO MODELO

O diagrama de blocos do gaseificador definido na seção 3.3 pela equação 16 é representado na Figura 12.

Figura 12 – Diagrama de blocos



Fonte: Próprio autor.

Foi inserido um bloco PID que atuará sobre a vazão de biomassa para manter a temperatura desejada em regime permanente. Esse bloco PID foi parametrizado com os seguintes ganhos, definidos empiricamente:

- I. K_p : 0,000000003;
- II. K_i : 0,0000000011;
- III. K_d : 0,000000001.

Os blocos que tem como entrada a temperatura de entrada do ar no reator, saída de energia pelo PCS do gás e fluxo mássico de ar não terão ação do controlador PID.

4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Serão apresentadas as medições de vazões mássicas determinadas para limitar as simulações. Segue-se das determinações das características do gás produto e biomassa, de acordo com dados da literatura.

O modelo implementado no *Matlab Simulink* é apresentado, bem como os resultados das simulações nesse *software*.

4.1 VAZÃO DE AR MÁXIMA

Os valores de vazão de ar medidos no gaseificador estão presentes na Tabela 1.

Tabela 1 – Vazão de ar em relação à frequência do motor.

Hzt	mmH2O	Pa	$\rho_{\text{ar 300K}}$ [kg/m ³]	Vazão mássica [kg/s]	Vazão volumétrica [m ³ /s]
5	1,50	14,71	1,1614	0,005335	0,004594
10	1,50	14,71	1,1614	0,005335	0,004594
15	1,55	15,20	1,1614	0,005424	0,004670
20	5,00	49,03	1,1614	0,009741	0,008387
25	10,00	98,06	1,1614	0,013776	0,011862
30	13,65	133,85	1,1614	0,016095	0,013858
35	21,55	211,32	1,1614	0,020223	0,017413
40	28,70	281,44	1,1614	0,023338	0,020095
45	37,90	371,65	1,1614	0,026819	0,023092
50	44,25	433,92	1,1614	0,028979	0,024952
55	53,00	519,73	1,1614	0,031715	0,027307
60	62,00	607,98	1,1614	0,034302	0,029535
65	71,45	700,65	1,1614	0,036823	0,031706
66	73,50	720,75	1,1614	0,037348	0,032158

Fonte: Próprio autor.

4.2 VAZÃO DE BIOMASSA MÁXIMA

O motor da válvula de biomassa foi limitado a trabalhar no máximo a 120RPM durante o processo de calibração, resultando em rotações de no máximo 2RPM após o redutor de 1:60 da válvula. Para essas rotações foram determinados os valores de vazão mássica de biomassa por rotação do motor e são apresentados na Tabela 2.

Tabela 2 – Calibração válvula de biomassa.

Teste	Rotação [RPM]	Massa [kg]	Tempo [s]	Vazão mássica [kg/s]
1	60	6,70	620,6	0,0108
2	60	6,90	630,9	0,0109
3	120	7,25	309,0	0,0235
4	120	7,25	327,6	0,0221

Fonte: Próprio autor.

Embora a calibração tenha sido realizada com o motor a 120RPM, nos testes práticos com essa válvula, a rotação máxima do motor foi estabelecida em 60RPM (1RPM da válvula, pós redutor), limitando a alimentação de biomassa em 0,0108kg/s ou aproximadamente 38,88kg/h.

4.3 PARÂMETROS DA BIOMASSA E PRODUTOS

Para a implementação do modelo no *software MatLab Simulink* é necessário a determinação dos parâmetros: $c_{p\ g}$, $c_{p\ c}$ (calor específico do combustível), PCS (do gás produto e do combustível), C_t e R_t . Esses parâmetros serão considerados constantes durante todo o processo de simulação.

4.3.1 Determinação de c_p

A composição dos produtos no gás de síntese, em gaseificadores contracorrente, apresentada por [1] foi compilada na Tabela 3:

Tabela 3 – Proporção média dos produtos da gaseificação contracorrente.

Combustível	CO ₂	O ₂	CO	H ₂	C _n H ₂ N	CH ₄	N ₂
Lenha	12,13%	0,89%	17,02%	17,02%	0,33%	0,76%	49,40%
Carvão vegetal	1,27%	1,31%	30,72%	5,69%	0,00%	0,20%	61,75%
Média	6,70%	1,10%	23,87%	11,36%	0,17%	0,48%	55,58%

Fonte: Adaptado de [1].

Os valores de calor específico de CH₄ (metano) e C_nH₂n (alcenos) foram desconsiderados como termos de $c_{p\ g}$ devido à baixa concentração no gás produto. Os valores de calor específicos adotados foram retirados de [14]. O calor específico dos produtos foi determinado conforme a Tabela 4:

Tabela 4 – c_p médio dos produtos da gaseificação.

Elemento	Cp a pressão atmosférica a 700K [kJ/(kgK)]	% composição	CP Resultante [kJ/(kgK)]
Nitrogênio [N2]	1,098	55,58%	0,61
Monóxido de Carbono [CO]	1,114	23,87%	0,27
Dióxido de Carbono [CO2]	1,130	6,70%	0,08
Oxigênio [O2]	1,031	1,10%	0,01
Hidrogênio [H2]	14,610	11,36%	1,66
CPpr [kJ/(kgK)]			2,62

Fonte: Próprio autor.

O $c_{p,c}$ (Calor específico do combustível) foi definido pela média dos valores de calores específicos encontrados em [14]. Para madeiras, 1,255 kJ/kgK e 1,380 kJ/kgK, ou seja, o $C_{p,c}$ considerado foi de 1,3175 kJ/kgK.

4.3.2 Determinação do PCS

Como não houve a caracterização da biomassa utilizada no gaseificador, serão adotados valores médios de PCS encontrados na literatura corrente.

Os valores de PCS do combustível foram extraídos de [15] e [16]. A Tabela 5 apresenta os valores de PCS de madeiras de pinus e pellets de pinus para a aproximação da caracterização e possibilidade de simulações computacionais.

Tabela 5 – PCS médio da biomassa.

Combustível	PCS [kcal/kg]	PCS [kJ/kg]
<i>Pellets de pinus in natura</i>	4815	20145,96
<i>Pinus caribea</i>	4929	20622,94
<i>Pinus cubensis</i>	5057	21158,49
<i>Pinus maestrensis</i>	4844	20267,30
PCS médio [kJ/kg]		20548,67

Fonte: Adaptado de [15] e [16].

Os valores de PCS do gás produto foram extraídos de [1] e compilados na Tabela 7. Para expressar PCS em base mássica, foi determinada a massa específica do gás à temperatura de 0°C ou 273,15K, e a massa específica dos produtos foi determinada pelo somatório das porções individuais dos mesmos (Tabela 6). Os valores de massa específica foram extraídos de [14], entretanto, foi realizada interpolação linear para maior acurácia dos dados. A massa específica do gás de síntese na saída do reator a 700K (Tabela 8) também foi determinada através de [14].

Tabela 6 – Massa específica dos produtos a 273,15K.

Elemento	ρ a pressão atmosférica a 273,15K [kg/m ³]	% composição	ρ Resultante [kg/m ³]
Nitrogênio [N ₂]	1,24439	55,58%	0,691634
Monóxido de Carbono [CO]	1,23969	23,87%	0,295915
Dióxido de Carbono [CO ₂]	1,97700	6,70%	0,132459
Oxigênio [O ₂]	1,42255	1,10%	0,015648
Hidrogênio [H ₂]	0,08945	11,36%	0,010162
ρ [kg/m³]			1,145818

Fonte: Próprio autor.

Tabela 7 – PCS médio dos produtos.

Produtos de	PCS [kJ/Nm ³]	PCS [kJ/kg]
<i>Madeira</i>	6200	5410,98
<i>Resíduo de madeira</i>	5800	5061,89
<i>Chips de madeira</i>	4740	4136,78
PCS médio [kJ/kg]		4869,88

Fonte: Próprio autor.

Tabela 8 – Massa específica dos produtos a 700K.

Elemento	ρ a pressão atmosférica a 700K [kg/m ³]	% composição	ρ Resultante [kg/m ³]
Nitrogênio [N ₂]	0,48120	55,58%	0,267451
Monóxido de Carbono [CO]	0,48102	23,87%	0,114819
Dióxido de Carbono [CO ₂]	0,75640	6,70%	0,050679
Oxigênio [O ₂]	0,54980	1,10%	0,006048
Hidrogênio [H ₂]	0,03463	11,36%	0,003934
ρ [kg/m³]			0,442931

Fonte: Próprio autor.

4.3.3 Resistência Térmica e Capacitância Térmica

Com a determinação dos dados (Tabela 9) e as Equações 10 e 18, foi possível calcular a capacitância térmica e a resistência térmica, seus valores são apresentados na Tabela 10. A massa de biomassa no interior do reator foi definida em 1,5kg, esse valor foi determinado em testes práticos onde para a ignição do reator era inserido tal massa de biomassa. O fluxo mássico dos produtos foi estimado com base na vazão mássica de ar e biomassa máximos medidos previamente.

Tabela 9 – Dados de cálculo

mg [kg/s]	Cp g [kJ/kgK]	Mc [kg]	Cp c [kJ/kgK]
0,03	2,62	1,50	1,32

Fonte: Próprio autor.

Tabela 10 – Resistência térmica e capacitância térmica.

Rt [sK/kJ]	Ct [kJ/K]
12,71	1,98

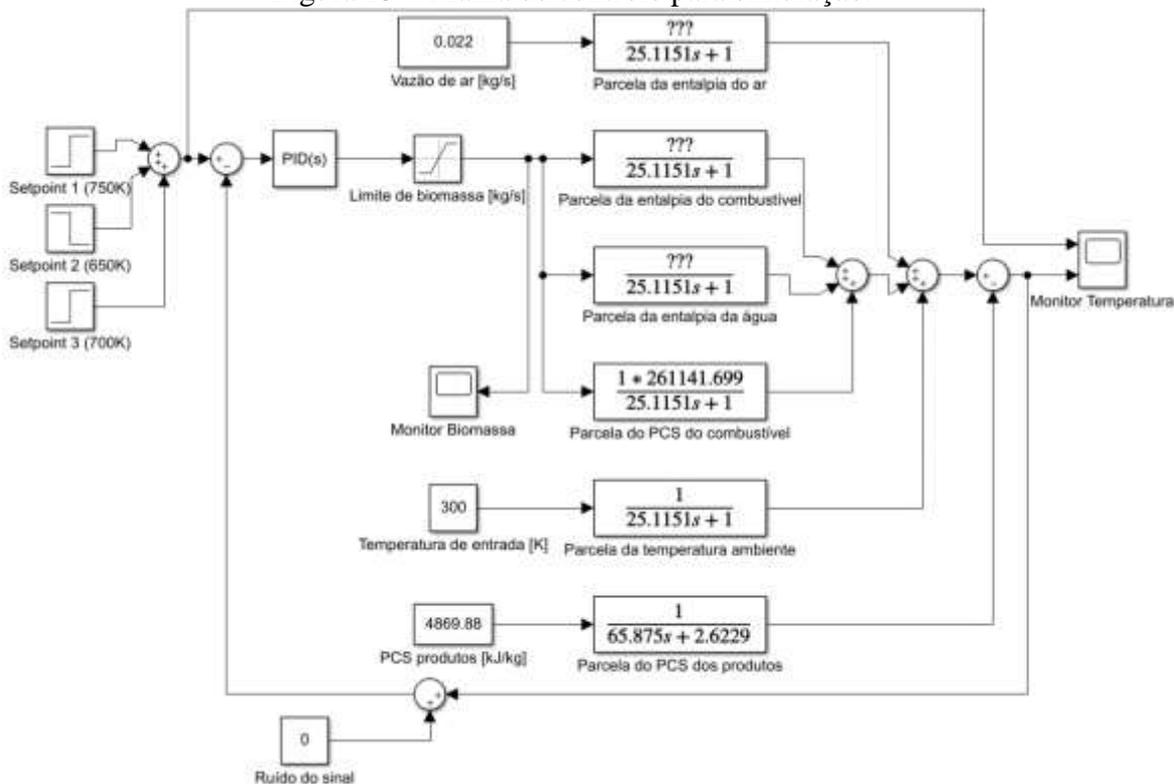
Fonte: Próprio autor.

4.4 MODELO MATLAB SIMULINK

Para as simulações, os valores de entalpias de ar, combustível e água foram considerados zero, haja visto que as entradas desses parâmetros no reator ocorrem à temperatura ambiente, próximo à temperatura de referência da entalpia de formação. A temperatura de entrada de ar foi mantida em 300K, aproximadamente 27°C.

Os valores de vazões mássicas de ar e combustível máximos são úteis para limitar as simulações, impondo um limite físico nas vazões que podem ser adotadas nas simulações. O bloco de saturação em série com o controlador PID no diagrama apresentado foi configurado para permitir uma vazão máxima de biomassa de 0,0108kg/s, como visto anteriormente.

Figura 13 – Malha de controle para simulação.



Fonte: Próprio autor.

4.5 SIMULAÇÃO DO MODELO

Para as simulações, os valores de C_t , R_t , $c_{p,g}$ e PCS (da biomassa e do gás de síntese) foram considerados constantes. Também o valor da saída de energia pelo PCS dos gases é presente desde o início da simulação. Essa simulação apresenta um valor de

biomassa no qual a equação atinge o *setpoint* de temperatura através do controlador PID e fica em regime permanente. Os parâmetros do controlador PID foram definidos empiricamente.

A correspondência do modelo com o sistema deve ser provada por experimentos práticos, os quais não foram abordados nesse trabalho devido à pandemia do Covid-19.

A simulação do modelo para as condições apresentadas na Tabela 11 tem resposta apresentada na Tabela 12.

Tabela 11 – Dados da Simulação 1

Dados da simulação 1	
Cp c [kJ/kgK]	1,32
Cp g [kJ/kgK]	2,62
Mc [kg]	1,50
mg [kg/s]	0,03
Rt [sK/kJ]	12,71
Ct [kJ/K]	1,98
u [%]	10%
fc [%]	100%
PCSc [kJ/kg]	20548,67
PCSG [kJ/kg]	4869,88

Fonte: Próprio autor.

Tabela 12 – Resultados da simulação 1.

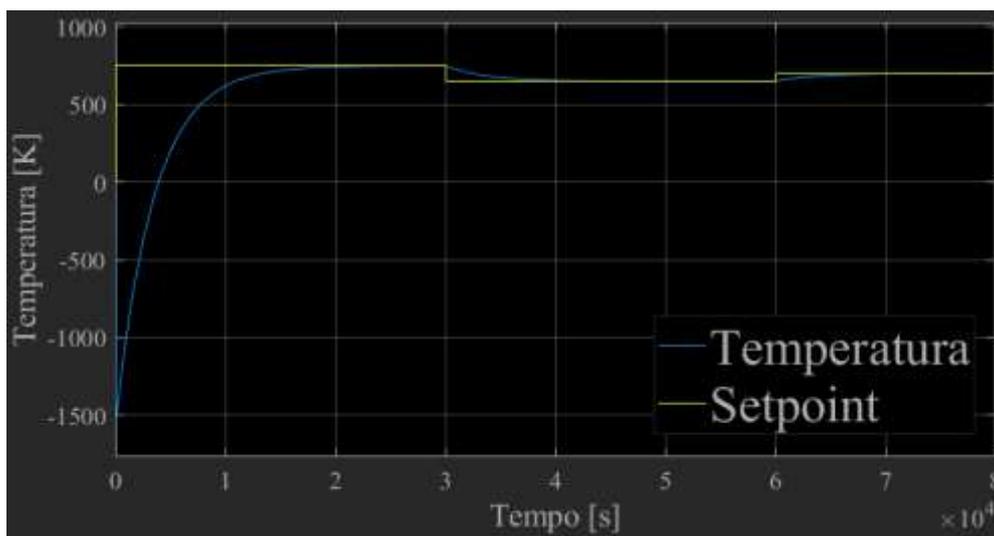
Resultados Simulação 1					
T g [K]	mg [kg/s]	mc [kg/s]	mar [kg/s]	Ar estequiométrico [Nm³/kg]	Fator de Ar
650	0,03000	0,00845	0,02155	3,93	0,51
700	0,03000	0,00864	0,02136	3,93	0,49
750	0,03000	0,00883	0,02117	3,93	0,48

Fonte: Próprio autor.

O valor de ar estequiométrico, que representa a quantidade de ar para a queima completa do combustível, foi extraído de [1]. Esse valor é referente ao ar estequiométrico para a queima da serragem. Os valores de ar estequiométrico apresentados por esse autor estão compreendidos entre 3,31Nm³/kg a 5,69Nm³/kg.

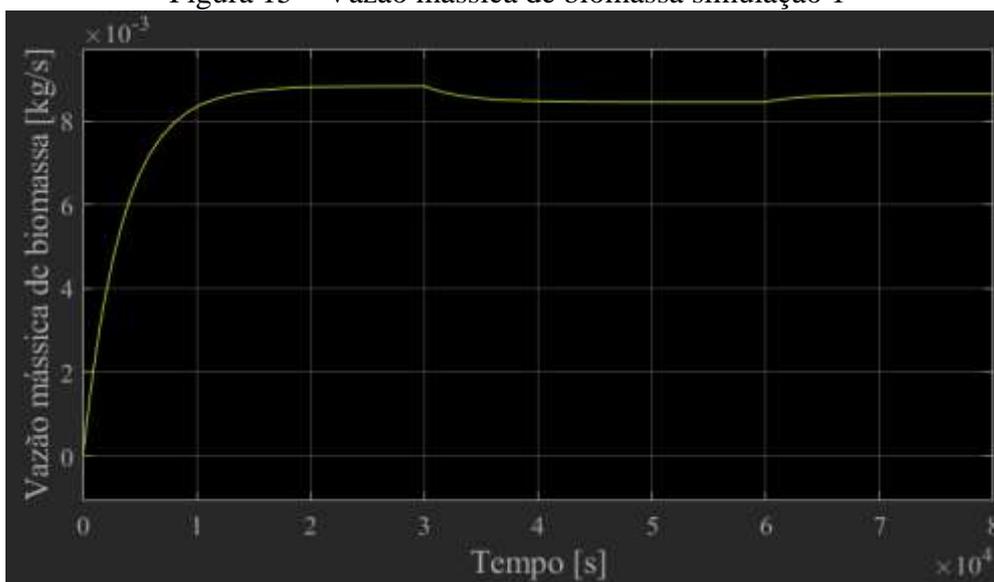
Os dados da simulação 1 foram implementados no modelo dinâmico dentro do *Matlab Simulink* os resultados obtidos são apresentados nas Figuras 14 e 15:

Figura 14 – Resposta de Temperatura Simulação 1



Fonte: Próprio autor.

Figura 15 – Vazão mássica de biomassa simulação 1



Fonte: Próprio autor.

No período inicial da simulação (até 20000s), a resposta das temperaturas não condiz com a realidade do processo, pois a taxa de energia de saída é muito maior que a taxa de energia de entrada, resultando em temperaturas abaixo de 0K e, portanto, este período inicial deve ser desconsiderado da análise. Como os dados da simulação são fixos, apenas o fluxo mássico de biomassa é variável, o modelo atua sobre perturbações em regime permanente.

Os comportamentos das simulações posteriores foram semelhantes, as simulações 2, 3 e 4 apresentaram temperatura abaixo de 0K até que determinado valor de

entrada de energia (através da entrada de biomassa) supera as perdas de energia do sistema.

Tabela 13– Dados da simulação 2

Dados da simulação 2	
Cp c [kJ/kgK]	1,32
Cp g [kJ/kgK]	2,62
Mc [kg]	1,50
mg [kg/s]	0,015
Rt [sK/kJ]	25,42
Ct [kJ/K]	1,98
u [%]	10%
fc [%]	100%
PCSc [kJ/kg]	20548,67
PCSG [kJ/kg]	4869,88

Fonte: Próprio autor.

Tabela 14– Resultados da simulação 2.

Resultados Simulação 2					
T g [K]	mg [kg/s]	mc [kg/s]	mar [kg/s]	Ar estequimétrico [Nm³/kg]	Fator de Ar
650	0,01500	0,00423	0,01078	3,93	0,51
700	0,01500	0,00432	0,01068	3,93	0,49
750	0,01500	0,00442	0,01058	3,93	0,48

Fonte: Próprio autor.

A diferença entre as simulações 1 e 2 está na diminuição da vazão mássica do gás produto, para um mesmo fator de combustível.

Para a simulação 3 e 4 o fator de combustível teve alteração para 88% (0,88), considerando 12% de perdas térmicas devido a: entalpia das cinzas e perdas para a fronteira. Os dados das simulações se apresentam nas Tabelas 15 e 17, e os resultados se encontram nas tabelas 16 e 18. Entre as simulações 3 e 4 foi alterada a vazão mássica de gás produto assim como entre 1 e 2 para um mesmo fator de combustível.

Tabela 15 – Dados da simulação 3.

Dados da simulação 3	
Cp c [kJ/kgK]	1,32
Cp g [kJ/kgK]	2,62
Mc [kg]	1,50
mg [kg/s]	0,03
Rt [sK/kJ]	12,71
Ct [kJ/K]	1,98
u [%]	10%
f _c [%]	88%
PCSc [kJ/kg]	20548,67
PCSg [kJ/kg]	4869,88

Fonte: Próprio autor.

Tabela 16 – Resultados da simulação 3

Resultados Simulação 3					
T g [K]	mg [kg/s]	mc [kg/s]	mar [kg/s]	Ar estequimétrico [Nm³/kg]	Fator de Ar
650	0,03000	0,00960	0,02040	3,93	0,42
700	0,03000	0,00982	0,02018	3,93	0,41
750	0,03000	0,01004	0,01996	3,93	0,40

Fonte: Próprio autor.

Tabela 17– Dados da simulação 4

Dados da simulação 4	
Cp c [kJ/kgK]	1,32
Cp g [kJ/kgK]	2,62
Mc [kg]	1,50
mg [kg/s]	0,015
Rt [sK/kJ]	25,42
Ct [kJ/K]	1,98
u [%]	10%
f _c [%]	88%
PCSc [kJ/kg]	20548,67
PCSg [kJ/kg]	4869,88

Fonte: Próprio autor.

Tabela 18 – Resultados da simulação 4.

Resultados Simulação 4					
T g [K]	mg [kg/s]	mc [kg/s]	mar [kg/s]	Ar estequimétrico [Nm³/kg]	Fator de Ar
650	0,01500	0,00480	0,01020	3,93	0,42
700	0,01500	0,00491	0,01009	3,93	0,41
750	0,01500	0,00502	0,00998	3,93	0,40

Fonte: Próprio autor.

O fator de ar deve estar entre 0,2 e 0,6 para que a gaseificação seja possível [1], ou seja, os valores das simulações 1 e 2 estão mais próximos do limite superior desse parâmetro. A diminuição da vazão mássica dos produtos não apresentou influência no fator de ar, entretanto a diminuição do fator de combustível (simulações 3 e 4), que caracteriza o não aproveitamento de parte do poder calorífico do combustível, forçou o sistema a utilizar mais combustível para manter o *setpoint*, diminuindo o fator de ar.

5 CONCLUSÃO

Os valores de vazões mássicas de ar e combustível foram uma importante determinação para o início das simulações, impondo limites físicos para a simulação.

O poder calorífico do gás foi determinado pela média do poder calorífico de processos de gaseificação que utilizam madeiras (próximas à caracterização de biomassa) apresentada na bibliografia, esse valor não sofreu alterações durante as simulações.

Foi possível aproximar os parâmetros de PCS da biomassa através de dados da bibliografia, esses dados foram compilados e sua média foi usada para determinação do PCS usado nas simulações.

Foi possível determinar o modelo teórico do gaseificador de biomassa através do balanço de energia do gaseificador e de um modelo simplificado de análise dinâmica baseado na resistência térmica e capacitância térmica. Para o modelo foi definido o fator de combustível (f_c), responsável por compilar as perdas de energia do processo que não foram determinadas através do balanço de energia, como: entalpia das cinzas, perdas por radiação e condução térmica.

As simulações apresentaram um fator de ar próximo ao limite quando o fator de combustível é igual a 100% (1), ao se considerar perdas de energia convertidas em fator de combustível menor que 100% o valor do fator de ar diminuiu.

5.1 TRABALHOS FUTUROS

O presente trabalho pode servir de base para um maior aprimoramento do modelo matemático desenvolvido, através da ampliação das reações que ocorrem no reator do gaseificador. No modelo apresentado o poder calorífico dos produtos, bem como o calor específico dos mesmos é considerado constante, em um processo real esses valores variam com a temperatura.

O desenvolvimento da modelagem experimental do processo pode ser realizado.

Pode-se desenvolver um controlador ideal para esse sistema através do modelo proposto, esse controlador, semelhante ao PID incluído para determinação do valor de vazão mássica de biomassa, garantiria o controle automático da planta, diminuindo a necessidade de um operador dedicado para ajustar todos os parâmetros de funcionamento.

REFERÊNCIAS

- [1] SÁNCHEZ, C. G. TECNOLOGIA DA GASEIFICAÇÃO DE BIOMASSA. Campinas, SP: Ediora Átomo, 2010.
- [2] ANDRADE, R. V. Gaseificação de Biomassa : Uma Análise Teórica e Experimental Gaseificação de Biomassa : Uma Análise Teórica e Experimental. 2007. 227 f. 2007.
- [3] UNION, I.; PURE, O. F.; CHEMISTRY, A. INTERNATIONAL UNION OF PURE NOMENCLATURE AND TERMINOLOGY FOR Nomenclature and terminology for analytical pyrolysis (IUPAC Recommendations 1993 }. v. 65, n. 11, p. 2405–2409, 1993.
- [4] BASU, P. Introduction. In: Biomass Gasification and Pyrolysis : Practical Design and Theory. [s.l.] Elsevier, 2010. p. 1–25.
- [5] WANG, S.; LUO, Z. 1. Biomass components and characteristics. [s.l.] EBSCO, 2016.
- [6] MOREIRA, L. Medição de Temperatura Usando-se Termopar. Cerâmica Industrial, v. 7, n. 5, p. 51–53, 2002.
- [7] SHAMES, I. H. MECÂNICA DOS FLUIDOS. São Paulo: Edgard Blücher Ltda., 1973.
- [8] BALBINOT, A.; BRUSAMARELLO, V. J. INSTRUMENTAÇÃO E FUNDAMENTOS DE MEDIDAS. 3. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2019.
- [9] OMEGA. Transdutores de Pressão. Disponível em: <<https://br.omega.com/prodinfo/transdutores-de-pressao.html>>. Acesso em: 20 jun. 2020.
- [10] ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. ABNT NBR ISO 5167-1. Rio de Janeiro: [s.n.].
- [11] OMEGA. Low Pressure Transducer for Vacuum/Differential/Gage for Measurements of Clean Gases. Disponível em: <<https://br.omega.com/pptst/PX160.html>>. Acesso em: 22 jun. 2020.
- [12] OGATA, K. Engenharia de Controle Moderno. 5. ed. [s.l.] Pearson Education do Brasil Ltda., 2010.
- [13] AKIYAMA. AK85H/3.75-1.8, [s.d.].
- [14] INCORPERA, F. et al. INCROPERA FUNDAMENTOS DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR E DE MASSA. 8. ed. ed. [s.l.: s.n.].
- [15] QUIRINO, W. F. et al. Poder Calorífico Da Madeira E De Materiais Ligno-Celulósicos. Revista da Madeira, v. 89, p. 100–106, 2005.

[16] PROTÁSIO, T. D. P. et al. Caracterização energética de pellets in natura e torreficados produzidos com madeira residual de Pinus. *Pesquisa Florestal Brasileira*, v. 35, n. 84, p. 435, 2015.