

**UNIVERSIDADE FEDERAL DO ESPÍRITO SANTO**  
**CENTRO TECNOLÓGICO**  
**DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA**

GABRIEL BISCTRIZAN DE MESQUITA  
JAKSON VIEIRA MENEZES

GASEIFICAÇÃO DE BIOMASSA FECAL HUMANA: ANÁLISE DO  
PROCESSO VIA ASPEN PLUS E ESTUDO DO GÁS DE  
SÍNTESE COMO COMBUSTÍVEL EM UM MOTOR DE  
COMBUSTÃO INTERNA

VITÓRIA

2017

GABRIEL BISCTRIZAN DE MESQUITA  
JAKSON VIEIRA MENEZES

**GASEIFICAÇÃO DE BIOMASSA FECAL HUMANA: ANÁLISE  
DO PROCESSO VIA ASPEN PLUS<sup>TM</sup> E ESTUDO DO GÁS DE  
SÍNTESE COMO COMBUSTÍVEL EM UM MOTOR DE  
COMBUSTÃO INTERNA**

Projeto de Graduação apresentado ao Departamento de Engenharia Mecânica da Universidade Federal do Espírito Santo, como requisito parcial para a obtenção do título de Engenheiro Mecânico.

UNIVERSIDADE FEDERAL DO ESPÍRITO SANTO  
CENTRO TECNOLÓGICO  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA

Orientador: Prof. Dr. Márcio Ferreira Martins

VITÓRIA  
2017

GABRIEL BISCTRIZAN DE MESQUITA  
JAKSON VIEIRA MENEZES

**GASEIFICAÇÃO DE BIOMASSA FECAL HUMANA: ANÁLISE  
DO PROCESSO VIA ASPEN PLUS<sup>TM</sup> E ESTUDO DO GÁS DE  
SÍNTESE COMO COMBUSTÍVEL EM UM MOTOR DE  
COMBUSTÃO INTERNA**

Projeto de Graduação apresentado ao Departamento de Engenharia Mecânica da Universidade Federal do Espírito Santo, como requisito parcial para a obtenção do título de Engenheiro Mecânico.

Trabalho aprovado. VITÓRIA, 26 de julho de 2017:

---

**Prof. Dr. Márcio Ferreira Martins**  
Orientador

---

**Prof. Dr. José Joaquim Conceição Soares  
Santos**  
Examinador

---

**Prof. Dr. Elias Antonio Dalvi**  
Examinador

VITÓRIA  
2017

# Agradecimentos

Agradecemos aos nossos familiares, pelo apoio incondicional; ao professor e orientador Márcio Martins, pelas valiosas dicas e à Universidade Federal do Espírito Santo, pela infraestrutura que possibilitou a realização deste trabalho.

*“O homem não é nada além daquilo que a educação faz dele.”*

*Immanuel Kant*

# Resumo

Sistemas sanitários independentes da rede de esgoto estão emergindo como uma das soluções para a precariedade do saneamento resultante das limitações da atual rede de fluxo de efluentes sanitários, operando sem algum tipo de conexão externa com um esgoto, uma fonte de água ou uma fonte de energia. O presente trabalho investiga a viabilidade de se utilizar fezes humanas como biomassa para o processo de gaseificação e de utilização do gás de síntese como combustível para um motor de combustão interna, através da simulação no software Aspen Plus<sup>TM</sup>. Essa simulação é feita utilizando-se de uma modelagem zero-dimensional, cujo modelo de equilíbrio termodinâmico adotado baseia-se na minimização da energia livre de Gibbs. A planta de gaseificação proposta é validada utilizando dados experimentais obtidos na literatura, e o uso do ambiente de simulação permite extrapolar algumas limitações impostas pelo experimento e avaliar a sensibilidade da composição do gás de síntese em função de alguns parâmetros experimentais, como a razão ar-biomassa e umidade. A modelagem de uma planta de geração de potência permitiu avaliar a possibilidade de utilização de um motor de combustão para a produção de potência a partir do gás de gaseificação. Essa simulação permitiu analisar a potência líquida produzida pelo motor em função de parâmetros como a razão ar-combustível. O processo modelado permite avaliar, como proposto, a utilização da planta apresentada como sistema sanitário independente das redes de esgoto, água e energia, cumprindo com a inativação biológica das fezes em um sistema descentralizado de geração de energia.

**Palavras-chave:** Aspen Plus, fontes alternativas de energia, biomassa fecal humana, geração de energia descentralizada, motor de combustão interna, gaseificação, ciclo Otto.

# Abstract

Sustainable sanitary systems are emerging as one of the solutions to the precarious sanitation that results from the limitations of the current sanitary effluent flow network, operating without any kind of external connection to a sewer, a water source or an energy source. The present work investigates the feasibility of using human faeces as feedstock for the gasification process and the use of product gas as fuel for an internal combustion engine through simulation in Aspen Plus<sup>TM</sup> software. This simulation is done using a zero-dimensional model whose thermodynamic equilibrium model adopted is based on the minimization of Gibbs free energy. The proposed gasification plant is validated using the experimental data obtained from literature, and the use of the simulation environment allows to extrapolate some limitations imposed by the experiment and to evaluate the sensibility of the composition of the product gas according to the variation of some experimental parameters, such as the air-biomass ratio and moisture. The power generation plant model allowed the evaluation of the possibility of using a combustion engine to generate power from the gasification gas. The net power produced by the engine was evaluated in function of parameters such as air-fuel ratio. The process modelling allows the evaluation, as proposed, of the use of the plant presented as a sewage, water and energy networks independent sanitary system, complying with the biological inactivation of faeces in a decentralized system of energy generation.

**Keywords:** Aspen Plus, alternative energy sources, human faeces biomass, decentralized energy generation, internal combustion engine, gasification, Otto cycle.

# Lista de ilustrações

|                                                                                                     |    |
|-----------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Figura 1 – Relação entre a ingestão de fibras e a quantidade de fezes produzida . . . . .           | 22 |
| Figura 2 – Rotas tecnológicas de conversão da biomassa . . . . .                                    | 24 |
| Figura 3 – Rotas de gaseificação em função do tipo de agente gaseificante . . . . .                 | 28 |
| Figura 4 – Gaseificador de garganta única e dupla . . . . .                                         | 29 |
| Figura 5 – Tipos de Gaseificador . . . . .                                                          | 30 |
| Figura 6 – Gaseificador Crossdraft . . . . .                                                        | 31 |
| Figura 7 – Gaseificador Updraft . . . . .                                                           | 32 |
| Figura 8 – Gaseificador Downdraft . . . . .                                                         | 33 |
| Figura 9 – Fluxo de Calor e Etapas da Gaseificação . . . . .                                        | 35 |
| Figura 10 – Geometria do Motor Alternativo . . . . .                                                | 43 |
| Figura 11 – Ciclo Otto ideal e Motor Ciclo Otto . . . . .                                           | 44 |
| Figura 12 – Diagramas $p - v$ e $T - s$ do ciclo ar-padrão Otto . . . . .                           | 53 |
| Figura 13 – Diagrama $T - s$ do ciclo Otto irreversível . . . . .                                   | 55 |
| Figura 14 – Fluxograma do processo . . . . .                                                        | 58 |
| Figura 15 – Planta de gaseificação de biomassa elaborada no Aspen Plus <sup>TM</sup> . . . . .      | 65 |
| Figura 16 – Planta de geração de potência elaborada no Aspen Plus <sup>TM</sup> . . . . .           | 69 |
| Figura 17 – PCI e Potência Térmica do Singás em função da razão AB . . . . .                        | 73 |
| Figura 18 – Temperatura da zona de redução em função da razão AB . . . . .                          | 74 |
| Figura 19 – Fração molar das espécies do singás em função da razão AB . . . . .                     | 74 |
| Figura 20 – Eficiência de gás frio em função da razão AB . . . . .                                  | 75 |
| Figura 21 – Potência líquida do motor em função da razão ar-combustível . . . . .                   | 76 |
| Figura 22 – Eficiência do motor em função da razão ar-combustível . . . . .                         | 76 |
| Figura 23 – Potência Térmica do singás em função da vazão de biomassa . . . . .                     | 77 |
| Figura 24 – Potência líquida do motor em função da vazão de biomassa . . . . .                      | 78 |
| Figura 25 – PCI e Potência Térmica do singás em função da umidade da biomassa . . . . .             | 78 |
| Figura 26 – Temperatura da zona de redução em função da umidade da biomassa . . . . .               | 79 |
| Figura 27 – Fração molar das espécies do singás em função da umidade da biomassa . . . . .          | 80 |
| Figura 28 – Eficiência de gás frio em função da umidade . . . . .                                   | 80 |
| Figura 29 – Potência líquida do motor em função da umidade . . . . .                                | 81 |
| Figura 30 – Eficiência global da planta em função da umidade de biomassa . . . . .                  | 81 |
| Figura 31 – Potência líquida do motor em função da temperatura de entrada no compressor . . . . .   | 82 |
| Figura 32 – Eficiência global da planta em função da temperatura de entrada no compressor . . . . . | 83 |
| Figura 33 – Análise comparativa do efeito de resfriamento do gás de síntese . . . . .               | 83 |

# Lista de tabelas

|                                                                                                            |    |
|------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Tabela 1 – Função da dieta na quantidade de fezes produzida . . . . .                                      | 21 |
| Tabela 2 – Função da dieta nas propriedades das fezes . . . . .                                            | 21 |
| Tabela 3 – Tecnologias de Pirólise . . . . .                                                               | 26 |
| Tabela 4 – Percentual de gases gerados em função do Agente Gaseificante para um Reator Downdraft . . . . . | 37 |
| Tabela 5 – Principais Agentes de Gaseificação . . . . .                                                    | 38 |
| Tabela 6 – Comparação entre as Tecnologias Disponíveis para Conversão de Biomassa                          | 41 |
| Tabela 7 – Componentes do processo estudado . . . . .                                                      | 60 |
| Tabela 8 – Métodos de cálculo de propriedades . . . . .                                                    | 61 |
| Tabela 9 – Blocos utilizados na planta de gaseificação . . . . .                                           | 62 |
| Tabela 10 – Blocos reatores do Aspen Plus <sup>TM</sup> . . . . .                                          | 63 |
| Tabela 11 – Gases presentes na composição do singás . . . . .                                              | 64 |
| Tabela 12 – Blocos utilizados na planta de geração de potência . . . . .                                   | 67 |
| Tabela 13 – Análise elementar e imediata das diferentes biomassas . . . . .                                | 70 |
| Tabela 14 – Validação do modelo de gaseificação . . . . .                                                  | 71 |
| Tabela 15 – Validação do modelo de gaseificação . . . . .                                                  | 72 |
| Tabela 16 – Validação do modelo de motor de combustão interna . . . . .                                    | 77 |
| Tabela 17 – Efeito da umidade na gaseificação . . . . .                                                    | 79 |

# Lista de abreviaturas e siglas

|            |                                                       |
|------------|-------------------------------------------------------|
| MME        | Ministério de Minas e Energia                         |
| AG         | Agente Gaseificante                                   |
| WASH       | Programa Água, Saneamento e Higiene                   |
| NMT        | Nano Membrane Toilet                                  |
| MCI        | Motor de Combustão Interna                            |
| UFES       | Universidade Federal do Espírito Santo                |
| Aspen Plus | Advanced System for Process Engineering Plus          |
| APUG       | Aspen Plus User Guide                                 |
| AT         | Aspen Technology, Inc.                                |
| HCOALGEN   | Modelo do Aspen Plus para cálculo de entalpia         |
| DCOALIGT   | Modelo do Aspen Plus para cálculo de densidade        |
| PMI        | Ponto Morto Inferior                                  |
| PMS        | Ponto Morto Superior                                  |
| BIGCC      | Ciclo combinado de gaseificação integrada de biomassa |
| P&D        | Pesquisa e desenvolvimento                            |
| CZ         | Cinzas                                                |
| BMSS-SEC   | Biomassa seca                                         |
| FH         | Fezes humanas                                         |
| CA         | Casca de avelã                                        |
| CL         | Carvão                                                |
| ST         | Palha de cana                                         |
| SLD        | Lodo sanitário                                        |
| MAN        | Esterco                                               |

|        |                                                   |
|--------|---------------------------------------------------|
| U      | Umidade                                           |
| MO     | Matéria orgânica                                  |
| AB     | Razão ar/biomassa                                 |
| RMS    | Erro médio quadrático                             |
| REF    | Valor obtido experimentalmente por uma referência |
| MOD    | Valor obtido pelo modelo                          |
| N      | Quantidade total de dados                         |
| PT     | Potência térmica                                  |
| SINGÁS | Gás de síntese                                    |
| EPE    | Empresa de pesquisa energética                    |
| IBGE   | Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística   |

# Lista de símbolos

|            |                               |
|------------|-------------------------------|
| $CO_2$     | Dióxido de carbono            |
| $CO$       | Monóxido de carbono           |
| $CH_4$     | Metano                        |
| $H_2$      | Hidrogênio                    |
| $C$        | Carbono                       |
| $O_2$      | Oxigênio                      |
| $H_2O$     | Água                          |
| $N_2$      | Nitrogênio                    |
| $Cl_2$     | Gás cloro                     |
| $NO$       | Óxido nítrico                 |
| $NO_2$     | Dióxido de nitrogênio         |
| $SO_2$     | Dióxido de enxofre            |
| $SO_3$     | Trióxido de enxofre           |
| $KOH$      | Hidróxido de potássio         |
| $Na_2CO_3$ | Carbonato de sódio            |
| $K_2CO_3$  | Carbonato de potássio         |
| $H_2S$     | Sulfeto de hidrogênio         |
| $V_d$      | Volume deslocado pelo êmbolo  |
| $V_c$      | Volume da câmara de combustão |
| $D$        | Diâmetro de um cilindro       |
| $L$        | Curso do êmbolo               |
| $l$        | Comprimento da biela          |
| $a$        | Comprimento da manivela       |

|                |                                                   |
|----------------|---------------------------------------------------|
| $\theta$       | Ângulo do eixo de manivelas                       |
| $NO_x$         | Óxidos de nitrogênio                              |
| $0D$           | Zero-dimensional                                  |
| $1D$           | Um-dimensional                                    |
| $2D$           | Dois-dimensional                                  |
| $3D$           | Três-dimensional                                  |
| $G_{T,P}^t$    | Energia total de Gibbs                            |
| $n_i$          | Quantitativo de uma espécie química               |
| $a_{ik}$       | Quantidade de átomos do k-ésimo elemento          |
| $A_k$          | Número total de massa atômica do k-ésimo elemento |
| $w$            | Número total de átomos presente no sistema        |
| $\lambda_k$    | Multiplicador de Lagrange                         |
| $\mu_i$        | Potencial químico                                 |
| $G_i^o$        | Energia de formação de Gibbs padrão               |
| $R$            | Constante universal dos gases                     |
| $T$            | Temperatura                                       |
| $f$            | Fugacidade                                        |
| $h$            | Entalpia                                          |
| $h_{fFEZES}^o$ | Entalpia de formação das fezes                    |
| $\Delta h$     | Entalpia absoluta de cada espécie química         |
| $x_j$          | Fração molar do componente $j$                    |
| $M$            | Massa molar da mistura                            |
| $M_j$          | Massa molar do componente $j$                     |
| $\eta$         | Eficiência                                        |
| $\dot{m}$      | Vazão mássica                                     |
| $P$            | Potência elétrica                                 |

|                      |                                                                                              |
|----------------------|----------------------------------------------------------------------------------------------|
| $T_{\text{redução}}$ | Temperatura da zona de redução do gaseificador                                               |
| $\%bu$               | Percentual de massa em base úmida                                                            |
| $\%bs$               | Percentual de massa em base seca                                                             |
| $E_{esp}$            | Energia específica disponibilizada pela planta integrada para realização de trabalho líquido |

# Sumário

|            |                                                                             |           |
|------------|-----------------------------------------------------------------------------|-----------|
| <b>1</b>   | <b>INTRODUÇÃO</b>                                                           | <b>17</b> |
| <b>1.1</b> | <b>MOTIVAÇÃO</b>                                                            | <b>17</b> |
| <b>1.2</b> | <b>REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b>                                                | <b>17</b> |
| 1.2.1      | Gaseificação de Biomassa Fecal Humana                                       | 17        |
| 1.2.2      | Gás de Síntese como Combustível em Motores de Combustão Interna             | 18        |
| <b>1.3</b> | <b>OBJETIVOS</b>                                                            | <b>19</b> |
| 1.3.1      | Objetivos Gerais                                                            | 19        |
| 1.3.2      | Objetivos Específicos                                                       | 19        |
| <b>2</b>   | <b>FUNDAMENTOS TEÓRICOS</b>                                                 | <b>20</b> |
| <b>2.1</b> | <b>CARACTERIZAÇÃO DAS FEZES HUMANAS</b>                                     | <b>20</b> |
| 2.1.1      | Fatores que influenciam na taxa de geração de fezes                         | 20        |
| 2.1.2      | Frequência de evacuação                                                     | 22        |
| <b>2.2</b> | <b>CONVERSÃO DA BIOMASSA EM ENERGIA</b>                                     | <b>23</b> |
| 2.2.1      | Conversão Termoquímica de Combustíveis Sólidos                              | 24        |
| 2.2.1.1    | Combustão Direta                                                            | 25        |
| 2.2.1.2    | Pirólise                                                                    | 25        |
| 2.2.1.3    | Gaseificação                                                                | 26        |
| <b>2.3</b> | <b>TECNOLOGIA DE GASEIFICAÇÃO</b>                                           | <b>28</b> |
| 2.3.1      | Tipos de Gaseificadores                                                     | 29        |
| 2.3.1.1    | Reator Contracorrente                                                       | 31        |
| 2.3.1.2    | Reator Co-Corrente                                                          | 33        |
| 2.3.2      | Etapas da Gaseificação                                                      | 35        |
| 2.3.2.1    | Secagem                                                                     | 35        |
| 2.3.2.2    | Pirólise                                                                    | 36        |
| 2.3.2.3    | Combustão                                                                   | 37        |
| 2.3.2.4    | Redução                                                                     | 38        |
| 2.3.3      | Craqueamento do Alcatrão                                                    | 39        |
| <b>2.4</b> | <b>GERAÇÃO DESCENTRALIZADA DE ENERGIA ELÉTRICA A PARTIR DA GASEIFICAÇÃO</b> | <b>40</b> |
| 2.4.1      | Gaseificação da Biomassa Fecal Humana como Solução Sanitária                | 40        |
| 2.4.2      | Conversão da Biomassa em Eletricidade: Opções Técnicas                      | 41        |
| 2.4.3      | Motores de Combustão Interna                                                | 42        |
| 2.4.3.1    | Parâmetros Geométricos                                                      | 43        |
| 2.4.3.2    | Motores Ciclo Otto                                                          | 43        |

|            |                                                                                      |           |
|------------|--------------------------------------------------------------------------------------|-----------|
| <b>2.5</b> | <b>PARÂMETROS QUE AFETAM A PERFORMANCE DE MOTORES ALIMENTADOS COM GÁS DE SÍNTESE</b> | <b>45</b> |
| 2.5.1      | Poder Calorífico da Mistura Ar-Combustível                                           | 45        |
| 2.5.2      | Volume do Cilindro                                                                   | 45        |
| 2.5.3      | Velocidade de Propagação da Chama                                                    | 46        |
| 2.5.4      | Tempo de Ignição por Centelha                                                        | 46        |
| 2.5.5      | Knocking                                                                             | 46        |
| 2.5.6      | Tempo de Auto-Ignição                                                                | 46        |
| <b>2.6</b> | <b>MODELOS DE GASEIFICAÇÃO</b>                                                       | <b>47</b> |
| 2.6.1      | A Escolha do Modelo                                                                  | 48        |
| 2.6.2      | Modelo de Equilíbrio Termodinâmico                                                   | 49        |
| 2.6.3      | Poder Calorífico Inferior do Gás de Síntese                                          | 51        |
| 2.6.4      | Eficiência de Gaseificação                                                           | 51        |
| <b>2.7</b> | <b>MODELOS TERMODINÂMICOS DE MOTORES DE COMBUSTÃO INTERNA</b>                        | <b>52</b> |
| 2.7.1      | Ciclo de Ar-Padrão Otto Ideal                                                        | 53        |
| 2.7.2      | Ciclo de Ar-Padrão Otto Irreversível                                                 | 54        |
| 2.7.2.1    | Primeira Lei da Termodinâmica                                                        | 55        |
| 2.7.3      | Eficiência do Motor                                                                  | 56        |
| <b>3</b>   | <b>MATERIAIS E MÉTODOS</b>                                                           | <b>57</b> |
| <b>3.1</b> | <b>METODOLOGIA</b>                                                                   | <b>57</b> |
| 3.1.1      | Hipóteses                                                                            | 58        |
| <b>3.2</b> | <b>COMPONENTES DA SIMULAÇÃO</b>                                                      | <b>59</b> |
| <b>3.3</b> | <b>MÉTODOS DE CÁLCULO DE PROPRIEDADES FÍSICAS</b>                                    | <b>60</b> |
| 3.3.1      | Métodos de Propriedades para Materiais Não-Convencionais                             | 61        |
| <b>3.4</b> | <b>PLANTA DE GASEIFICAÇÃO</b>                                                        | <b>61</b> |
| 3.4.1      | Secagem                                                                              | 62        |
| 3.4.2      | Pirólise                                                                             | 63        |
| 3.4.3      | Oxidação e Redução                                                                   | 64        |
| 3.4.4      | Coleta das Cinzas                                                                    | 65        |
| <b>3.5</b> | <b>PLANTA DE GERAÇÃO DE POTÊNCIA</b>                                                 | <b>66</b> |
| 3.5.1      | Resfriamento do Singás                                                               | 66        |
| 3.5.2      | Mistura do Ar com o Combustível                                                      | 66        |
| 3.5.3      | Compressão da mistura Ar-Combustível                                                 | 68        |
| 3.5.4      | Combustão                                                                            | 68        |
| 3.5.5      | Expansão dos Gases de Combustão                                                      | 68        |
| <b>4</b>   | <b>RESULTADOS</b>                                                                    | <b>70</b> |
| <b>4.1</b> | <b>ANÁLISE DA PLANTA INTEGRADA</b>                                                   | <b>70</b> |

|     |                                                                                                                                        |            |
|-----|----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|------------|
| 4.2 | ESTIMATIVA DE ECONOMIA ENERGÉTICA COM A UTILIZAÇÃO DO SISTEMA INTEGRADO DE GASEIFICAÇÃO . . . . .                                      | 84         |
| 5   | CONCLUSÕES . . . . .                                                                                                                   | 85         |
|     | REFERÊNCIAS . . . . .                                                                                                                  | 86         |
|     | <b>APÊNDICES</b>                                                                                                                       | <b>92</b>  |
|     | APÊNDICE A – DADOS DO GÁS DE SÍNTESE OBTIDOS DURANTE A VALIDAÇÃO DO MODELO . . . . .                                                   | 93         |
|     | APÊNDICE B – DADOS DE ENTRADA DA SIMULAÇÃO - <i>Input Summary</i> DO ASPEN PLUS . . . . .                                              | 96         |
|     | <b>ANEXOS</b>                                                                                                                          | <b>110</b> |
|     | ANEXO A – ANÁLISES ELEMENTAR E IMEDIATA RETIRADAS DA LITERATURA (ONABANJO et al., 2016b),(DALVI, 2015) E (DOGRU et al., 2002). . . . . | 111        |

# 1 INTRODUÇÃO

## 1.1 MOTIVAÇÃO

O setor energético é um pilar fundamental no debate sobre a adoção de políticas públicas que atendam às novas limitações climáticas. Logo, tecnologias que favoreçam a geração de energia limpa de forma eficiente moldam as metas que devem ser seguidas para um desenvolvimento sustentável. Wyman (2015) argumenta que para as metas energéticas e climáticas serem cumpridas, os incentivos corretos devem ser dados à sociedade, com políticas que favoreçam os seguintes pontos: Mercado de tecnologias limpas, créditos de carbono, financiamento privado, foco tanto na demanda quanto na oferta e inovação (pesquisa e desenvolvimento).

Este trabalho avalia uma solução energética e sanitária de inativação biológica de fezes humanas através da decomposição termoquímica seguida de geração de energia descentralizada; tendo em vista a possibilidade de impacto real no mercado de tecnologias limpas, de acordo com as diretrizes propostas anteriormente para um desenvolvimento global sustentável.

## 1.2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

### 1.2.1 Gaseificação de Biomassa Fecal Humana

A avaliação do potencial de recuperação energética das fezes humanas é recente a ponto de existirem poucos estudos sobre o tema, e as possibilidades de reaproveitamento dessa energia foram pouco exploradas. Alguns estudos experimentais foram realizados de forma a explorar processos como a pirólise (WARD; YACOB; MONTTOYA, 2014) e carbonização hidrotérmica (AFOLABI; SOHAIL; THOMAS, 2015) para o tratamento das fezes humanas, no entanto, o desenvolvimento dessas tecnologias está em estado inicial e, por hora, pode ser demasiadamente complexo e custoso.

Onabanjo et al. (2016a) investigaram experimentalmente a combustão das fezes utilizando um reator de bancada co-corrente e demonstraram que as fezes humanas podem possuir um conteúdo energético superior ao da madeira, que é de aproximadamente  $25MJ/kg$ . Esses estudos, portanto, confirmaram que as fezes humanas possuem características especiais como recurso energético.

Liu et al. (2014) avaliaram a gaseificação com plasma de resíduos fecais humanos em um sistema que inclui um gaseificador de plasma excitado por micro-ondas, um sistema de processamento de gás e uma célula de combustível de óxido sólido; a sustentabilidade do sistema, no entanto, é questionável e sua viabilidade técnica e econômica deve ser ainda melhor

investigada.

Dalvi (2015) avaliou o poder calorífico superior (PCS) de diferentes amostras de fezes humanas em uma média de  $23,221 MJ/kg$  e, além disso, realizou testes experimentais em um reator de bancada e em um gaseificador co-corrente. Os resultados indicam que a biomassa fecal humana pode ser gaseificada sem a mistura com outras biomassas. No reator de bancada, onde foi simulada uma gaseificação do tipo contracorrente, verificou-se que, além da produção do singás, houve produção de alcatrão, produto este que pode ser destinado para outros fins.

No gaseificador co-corrente, ficou constatado que a frente de combustão é autossustentável. Além disso, o fato de a gaseificação envolver decomposição termoquímica com temperaturas elevadas (acima de  $600^{\circ}C$ ) comprovou que esse processo pode ser uma opção para a inativação biológica das fezes humanas ou até mesmo como base de um sistema de saneamento básico com geração de energia. O singás produzido pode ser utilizado para produção de energia mecânica em motores de combustão interna, além de outras opções que devem ser investigadas no futuro (DALVI, 2015).

### 1.2.2 Gás de Síntese como Combustível em Motores de Combustão Interna

De acordo com Lora, Andrade e Aradas (2004), a maioria dos projetos que envolvem geração de energia a partir de biomassa gaseificada de que se tem notícia contém motores de combustão interna alternativos, tanto motores a gasolina, a gás e a diesel. Quando gás de biomassa é utilizado em motores à gasolina não é necessário realizar modificações em seu funcionamento. Nesse caso, a razão de mistura gás-ar utilizada é de 1:1. Os motores a diesel, por sua vez, não conseguem operar somente com o gás de biomassa, podendo substituir o diesel em até 90%, com a realização da partida com diesel e posterior introdução gradativa do gás. Logo, a utilização de motores de ignição por centelha como equipamento integrante de um sistema de saneamento com geração de energia elétrica descentralizada a partir da gaseificação de fezes humanas é a escolha preferencial em uma análise superficial das opções existentes.

A utilização de gás de síntese em motores acarreta em uma diminuição da sua eficiência de operação. Por exemplo, para o caso de um motor diesel  $15 kW_e$  a máxima eficiência obtida com a mistura foi de 14,71% e com diesel puro foi de 22,41% (BHATTACHARYA; PHAM et al., 2001).

Um fator importante a considerar é o projeto do sistema de limpeza do gás, geralmente composto por várias etapas que podem incluir equipamentos como ciclones, resfriadores, lavadores, filtros de areia ou de papel etc. De acordo com Asadullah (2014), os gaseificadores co-corrente apresentam gás de síntese mais limpo, no entanto, sua elevada temperatura de saída requer resfriamento imediatamente após sua saída do reator, para que seja aplicado em turbinas e motores de combustão interna, por exemplo.

Asadullah (2014) conclui que dentre as tecnologias disponíveis, os motores a combustão

são foco de pesquisa, muito em função da pequena capacidade do sistema, estrutura compacta, baixo custo de investimento, operação simples, manutenção simples e baixo custo de operação. Suas maiores limitações são a necessidade de limpeza do gás de síntese e problemas com cinzas. Além disso, a perda de potência do motor com a utilização do gás pode ser compensada com um aumento da taxa de compressão. Quanto maior a concentração de hidrogênio, maior é a velocidade de propagação da chama, que por sua vez permite taxas de compressão tão altas quanto 10. No entanto, elevadas taxas de compressão trazem algumas problemas operacionais, como partida debilitada, vibração e redução da vida útil do sistema.

## 1.3 OBJETIVOS

### 1.3.1 Objetivos Gerais

Elaborar o plano de processo de uma planta integrada de gaseificação com motor de combustão interna, através de uma simulação computacional no software Aspen Plus<sup>TM</sup>, e avaliar a viabilidade termodinâmica do emprego de biomassa fecal humana como combustível para o processo de gaseificação.

### 1.3.2 Objetivos Específicos

1. Estimar o poder calorífico inferior e a potência térmica do gás de síntese oriundo do processo de gaseificação;
2. Determinar a temperatura de saída do gás de síntese do reator;
3. Estudar a influência da razão ar/biomassa na fração molar das espécies químicas do gás de síntese;
4. Calcular a eficiência de gás frio do gaseificador;
5. Verificar o efeito da umidade da biomassa no processo de gaseificação;
6. Determinar a potência líquida produzida pelo motor de combustão interna ciclo Otto;
7. Avaliar a eficiência global da planta.

## 2 FUNDAMENTOS TEÓRICOS

### 2.1 CARACTERIZAÇÃO DAS FEZES HUMANAS

As fezes humanas são rejeitos do metabolismo humano. Sua aparência e suas características físicas e químicas dependem da saúde do indivíduo excretor, bem como da quantidade e do tipo de alimento ingerido (NIWAGABA, 2009).

Fezes são compostas de água, proteínas, gorduras e alimentos não digeridos, polissacarídeos, biomassa bacteriana e cinzas. Sua composição, em média, na base úmida, é de 74% de oxigênio, 10% de hidrogênio, 5% de carbono e 0.7% de nitrogênio, além das parcelas de hidrogênio e oxigênio presentes na água. Além disso, a proporção de água costuma variar entre 63 – 86%, em uma média de 75% (ROSE et al., 2015).

Rose et al. (2015) destacam que, considerando a média de 75% de proporção de água, os 25% restantes são compostos por material sólido; destes 25%, cerca de 84% a 93% é matéria orgânica.

#### 2.1.1 Fatores que influenciam na taxa de geração de fezes

Os principais fatores que afetam a taxa de geração de fezes são o total de comida ingerida, o peso corporal e a dieta. Parker e Gallagher (1992) descobriram que existe uma relação entre a produção fecal diária e a quantidade de calorias ingeridas. No entanto, essa relação representa apenas cerca de 28% da variação de produção fecal entre os indivíduos. Note que indivíduos com peso corporal distintos carecem de ingestão calórica distintas, logo esses fatores influenciam direta e indiretamente na produção fecal diária (MOYES; MCKEE, 2008).

A quantidade de fezes produzida por uma pessoa depende da composição da comida consumida. Dietas baseadas em alimentos pobres em fibras, como a carne, resultam em uma menor quantidade de fezes do que uma alimentação rica em fibras. A produção fecal varia de região para região ou país, e seus principais nutrientes (nitrogênio, fósforo e potássio), que originam do alimento consumido, também variam de indivíduo para indivíduo (NIWAGABA, 2009).

Davies et al. (1986) estudaram a influência da dieta na massa de fezes úmida produzida por dia. Percebeu-se uma diferença na frequência de evacuação em função da dieta, associada diretamente com a quantidade de fibras ingerida, e uma diferença na quantidade e na formação das fezes entre homens e mulheres. Reddy et al. (1998) também perceberam uma relação direta entre a quantidade de fezes produzida e a ingestão de fibras.

Tabela 1 – Função da dieta na quantidade de fezes produzida.

| Dieta       | Ingestão de fibras (g/dia) | Quantidade de indivíduos | Massa de fezes úmida (g/dia) | Frequência de evacuação (24h) |
|-------------|----------------------------|--------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| Onívora     | 23                         | 17                       | 153                          | 1                             |
| Vegetariana | 27                         | 17                       | 168                          | 1.2                           |
| Vegana      | 47                         | 17                       | 225                          | 1.7                           |

Fonte: Davies et al. (1986)

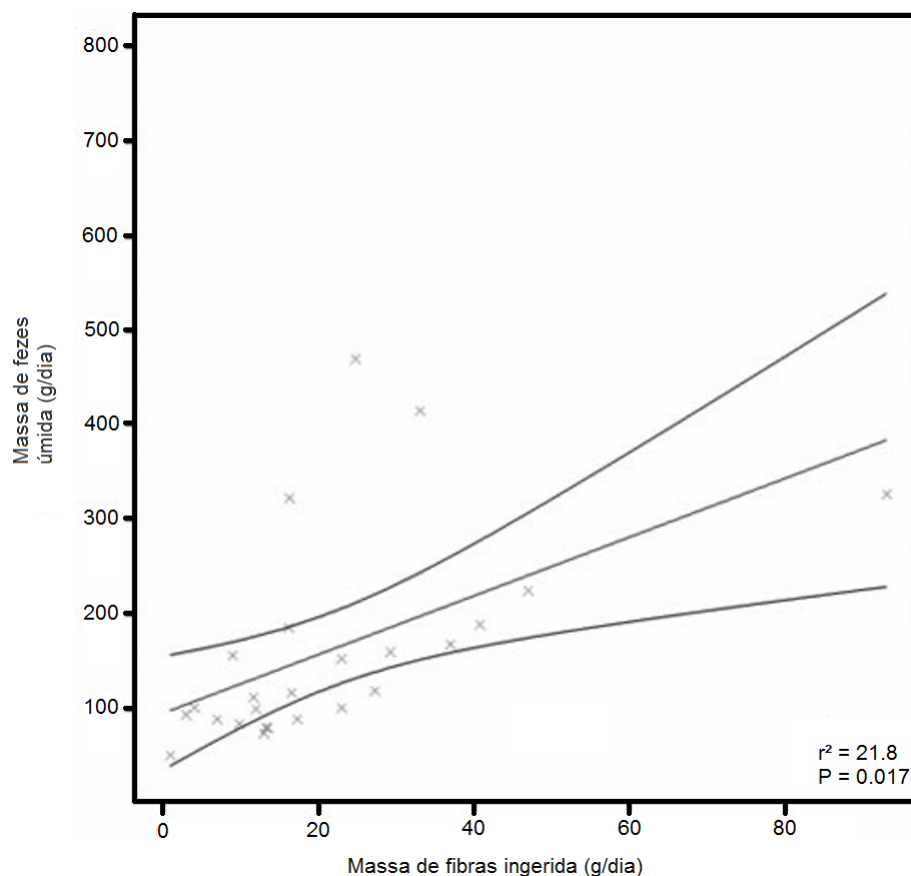
Tabela 2 – Função da dieta na quantidade de fezes produzida.

| Dieta       | Ingestão de fibras (g/dia) | Quantidade de indivíduos | Fezes úmida (g/-dia) | Fezes seca (g/dia) | Úmidade (%) | pH   |
|-------------|----------------------------|--------------------------|----------------------|--------------------|-------------|------|
| Onívora     | 16.6                       | 22                       | 117                  | 30.8               | 72.6        | 6.65 |
| Vegetariana | 16.2                       | 22                       | 186                  | 36                 | 78.9        | 6.18 |
| Vegetariana | 29.3                       | 18                       | 160                  | 38.4               | 74.6        | 6.55 |

Fonte: Reddy et al. (1998)

Rose et al. (2015) avaliou os resultados obtidos por Vuksan et al. (2008) em uma análise de regressão (Figura 1) cujo resultado converge com o esperado pela literatura e permite concluir de fato que a quantidade de fibras ingeridas em uma dieta influencia diretamente na produção fecal de um indivíduo.

Figura 1 – Relação entre a ingestão de fibras e a quantidade de fezes produzida



Fonte: Rose et al. (2015, p. 12)

Nota – Com o ajuste é possível observar a relação com um intervalo de confiança de 95%. Existe uma significativa correlação entre a ingestão de fibra e a produção de fezes ( $r^2 = 21.8$ ,  $p = .017$ ) com interseção em  $101.3 \pm 34.3$  e um coeficiente de regressão de  $2.96 \pm 1.16$ .

### 2.1.2 Frequência de evacuação

A frequência de evacuação média de uma amostra de 39 pessoas variou entre 0,74 a 1,97 defecações diárias (média de 1,10 defecações diárias) (ROSE et al., 2015).

Parker e Gallagher (1988) em um estudo com dados para cerca de 25.000 dias constatou que indivíduos possuem uma média de defecação diária que varia entre 0,21 e 2,54, ilustrando justamente a variabilidade entre indivíduos de uma mesma população. Ou seja, as amostras pouco representam para tirar conclusões definitas em relação aos indivíduos, no entanto, servem de pontapé inicial para avaliar a frequência com que os seres humanos defecam diariamente.

Heaton et al. (1992) realizaram um estudo no Reino Unido cujo hábito de defecação da população foi avaliado em relação ao horário; a maioria das defecações, 61% entre os homens e 59% entre as mulheres ocorreu na manhã (06:00-10:00) com horários de pico entre 07:00 e

08:00 (para 20% dos homens) e uma hora mais tarde para 21% das mulheres. Outro horário de pico foi observado entre 17:00 e 18:00, que é um horário comum de refeição noturna e poucas defecações foram observadas à noite (01:00-05:00).

## 2.2 CONVERSÃO DA BIOMASSA EM ENERGIA

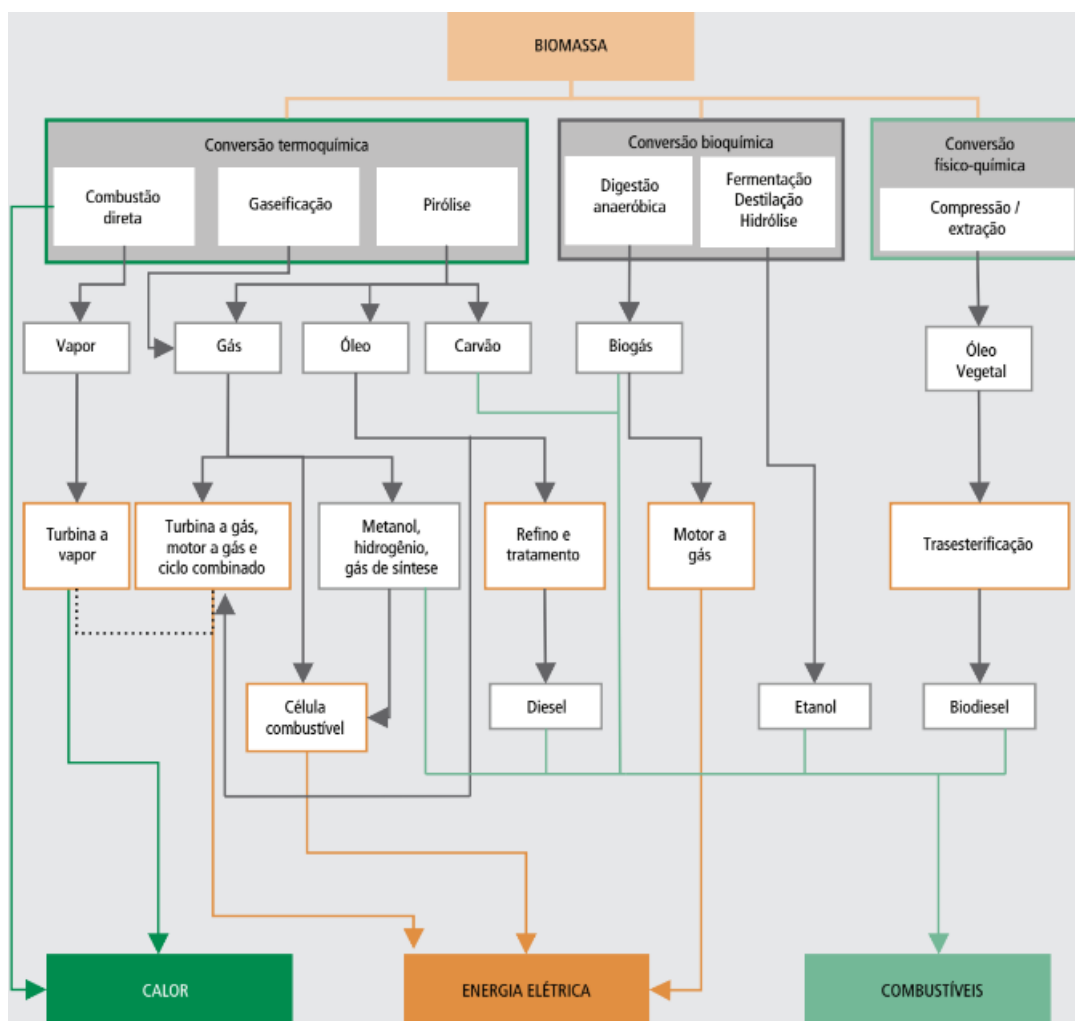
Existe um vasto leque de rotas tecnológicas para a conversão de biomassa em energia. As três principais são:

- Conversão termoquímica: que inclui a combustão direta, a gaseificação e a pirólise;
- Conversão bioquímica: que inclui a digestão anaeróbica, a fermentação/destilação e a hidrólise;
- Conversão físico-química: que inclui a compressão, extração e esterificação.

Com os processos de conversão de biomassa/resíduos é possível produzir três tipos de combustíveis primários: sólidos, líquidos e gasosos. Dos combustíveis primários, são derivados quatro categorias de produtos finais: calor, eletricidade, líquidos combustíveis e produtos químicos. As rotas tecnológicas de conversão da biomassa estão esquematizadas na figura 2.

No caso, a biomassa fecal humana se enquadra como um resíduo orgânico urbano, de origem predominantemente agrícola. De acordo com MME (2007), os processos de conversão previstos para esse tipo de biomassa são: combustão direta, pirólise, gaseificação e biodigestão, além de liquefação e hidrólise com fermentação. Da mesma classe, a mais utilizada para a biomassa fecal animal é a biodigestão ou fermentação anaeróbica a partir de matéria orgânica (resíduos animais e vegetais ou lixo) (ANDRADE et al., 2012).

Figura 2 – Rotas tecnológicas de conversão da biomassa



Fonte: MME (2007, p. 105)

### 2.2.1 Conversão Termoquímica de Combustíveis Sólidos

A conversão termoquímica ocorre quando a energia quimicamente armazenada na biomassa é convertida em calor por meio da combustão. As tecnologias capazes de converter a biomassa em energia estão disponíveis através da via termoquímica, e sua diferenciação está associada à quantidade de oxigênio que é fornecida ao processo. Todos os processos são baseados em uma sequência de decomposição térmica da carga combustível primária e combustão dos produtos resultantes da decomposição. No caso da combustão direta, tanto a decomposição térmica da carga quanto a combustão dos produtos resultante ocorrem no mesmo reator, produzindo calor, não sendo o caso dos processos de pirólise e gaseificação (DALVI, 2015).

A queima de combustíveis sólidos ocorre em câmaras de combustão específicas, pois as características do processo de combustão de sólidos são bastante diversas das dos combustíveis

líquidos e gasosos. O combustível sólido é constituído por partículas de dimensões e formas variadas, caracterizadas pela análise granulométrica e esfericidade. Sua combustão pode ser realizada em equipamentos onde o sólido permanece em um leito fixo, ou é pulverizado em suspensão ou então, se mantém em suspensão em um leito fluidizado, ou alguma combinação dessas, de acordo com o comportamento dinâmico das partículas sujeitas ao fluxo gasoso no interior da câmara de combustão. Outra forma de utilizar a energia do combustível sólido é gaseificá-lo em uma etapa precedente à combustão propriamente dita. A gaseificação é a conversão de qualquer combustível sólido ou líquido em um gás energético através da oxidação parcial a temperatura elevada. Esta conversão pode ser realizada em vários tipos de reatores, chamados gaseificadores (MME, 2007).

Na indústria, existem muitas fontes de geração termelétrica advindas da biomassa sólida, como a madeira ou resíduos sólidos oriundos de processamento agrícola ou industrial (bagaço de cana, cascas de árvores, licor negro, resíduos agrícolas, lixo urbano etc.), sendo seu principal emprego em sistemas de geração de vapor industrial ou de co-geração. A viabilidade econômica da utilização da biomassa sólida combustível para geração termoelétrica é muito influenciada pela proximidade à fonte de produção, custos de transporte e manuseio, teores de umidade e sistemas de processamento e preparação para tecnologias mais eficientes (MME, 2007).

#### 2.2.1.1 Combustão Direta

A combustão é um processo promissor e é a tecnologia mais madura entre as tecnologias disponíveis para a conversão termoquímica da biomassa. Ela é uma reação exotérmica que garante a completa conversão do combustível na presença de calor e de um oxidante, cujo produto gasoso costuma ser constituído de dióxido de carbono ( $CO_2$ ). A combustão pode consistir em uma rápida oxidação do combustível, processo caracterizado pelas altas temperaturas ( $> 1000^\circ C$ ) com a presença visível de chamas, ou uma reação lenta, progressiva, sem a presença de chamas e à temperaturas relativamente baixas (ONABANJO et al., 2016a).

A combustão direta é o processo em que é fornecida uma quantidade suficiente de oxigênio para conseguir a combustão completa da carga combustível, de forma a ocorrer uma transformação da energia química dos combustíveis em calor, por meio das reações dos elementos constituintes com o oxigênio fornecido. Logo, o combustível é qualquer material que possa ser queimado e libere energia, consistindo primariamente de carbono e hidrogênio (CARDOSO; NASCIMENTO, 2012).

#### 2.2.1.2 Pirólise

A pirólise é o processo em que praticamente nenhum oxigênio é fornecido para a combustão da carga combustível, ou seja, o coeficiente estequiométrico é nulo. Nesse processo, o aquecimento é feito a temperaturas na faixa de  $500^\circ C$  a  $1000^\circ C$ , provocando a degradação térmica do combustível. O resultado desse processo são produtos sólidos como o carvão vegetal,

líquidos (óleo pirolítico) e gasosos (gás pirolítico) (DALVI, 2015), ou seja, um composto sólido rico em carbono e uma fração volátil composta de gases e vapores orgânicos condensáveis (CARDOSO; NASCIMENTO, 2012).

Existem diversos tipos de pirólise, sendo os mais antigos a carbonização, normalmente utilizado com madeira, e a destilação seca ou destrutiva. Na carbonização são utilizadas baixas taxas de aquecimento visando maximizar a produção de carvão vegetal. Já na destilação seca são empregadas taxas de aquecimento mais altas, objetivando maximizar a produção de líquidos. O fracionamento das substâncias orgânicas ocorre gradualmente à medida que estas passam pelas diversas zonas de calor de um reator vertical ou horizontal: na zona de secagem, parte inicial do reator, perde umidade e na zona pirolítica propriamente dita, ocorrem os processos de volatilização, oxidação e fusão (NÁSNER, 2015).

Tabela 3 – Tecnologias de Pirólise

| Processo de Pirólise | Tempo de Residência | Taxa de Aquecimento | Temperatura Máxima (°C) | Produtos Principais                 |
|----------------------|---------------------|---------------------|-------------------------|-------------------------------------|
| Carbonização         | Horas - Dias        | Muito Pequena       | 400                     | Carvão Vegetal                      |
| Convencional         | 5 a 30 min          | Pequena             | 600                     | Bio-Óleo, Carvão e Gás              |
| Rápida               | 0,5s a 5s           | Intermediária       | 650                     | Bio-Óleo                            |
| Flash Pirólise       | <1s                 | Alta                | <650                    | Bio-Óleo, Gás                       |
| Ultra-Rápida         | <0,5s               | Muito Alta          | 1000                    | Produtos Químicos e Gás Combustível |
| Vácuo                | 2-30s               | Intermediária       | 400                     | Bio-Óleo                            |
| Hidropirólise        | < 10s               | Alta                | <500                    | Bio-Óleo e Produtos Químicos        |
| Metanopirólise       | <10s                | Alta                | >700                    | Produtos Químicos                   |

Fonte: Bridgwater e Bridge (1991)

Com o passar do tempo, houveram mudanças na produção dos compostos da pirólise através do aumento das taxas de aquecimento e das variações da temperatura final do processo. Essas alterações proporcionaram descobertas, que caracterizam técnicas de pirólise como a rápida, "flash" e ultra-rápida (BRIDGWATER; BRIDGE, 1991). A tabela 3 identifica algumas das principais tecnologias de pirólise.

### 2.2.1.3 Gaseificação

A gaseificação é uma tecnologia de conversão termoquímica que transforma um combustível sólido em produto gasoso através de uma oxidação parcial, por meio do controle rigoroso da quantidade de oxidante. A quantidade de oxidante também controla a temperatura de gaseifica-

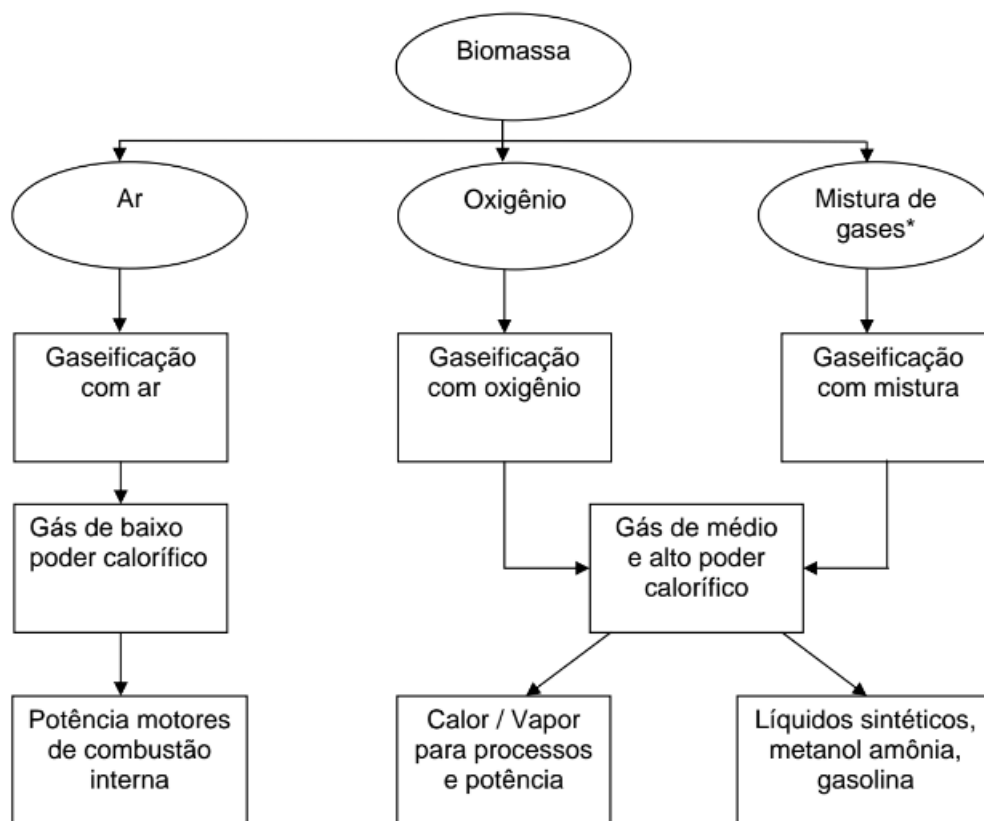
ção, que é o parâmetro mais importante do gaseificador (WALAWENDER; HOVELAND; FAN, 1985). Os principais componentes do produto gasoso são o hidrogênio e o monóxido de carbono, cujo conjunto é chamado de gás de síntese (singás). O singás pode ser consumido diretamente como combustível gasoso; pode também ser processado para produzir calor e eletricidade. Além disso, o singás é um componente intermediário importante na indústria química, já que combustíveis líquidos como o metanol, dimetil éter (DME) e éter metil-terc-butílico (MTBE) podem ser sintetizados a partir do singás (KUO; WU; CHEN, 2014). O processo de gaseificação converte uma vasta quantidade de materiais carbonáceos em combustíveis de alto valor energético, como o carvão, biomassa e resíduos agrícolas/industriais/urbanos. Além disso, oferece vantagens importantes em relação à performance ambiental no que diz respeito à captura de  $CO_2$  e a remoção do enxofre, além de substancial aumento de eficiência quando o processo é incorporado em plantas de ciclo combinado com gaseificação integrada (SHABBAR; JANAJREH, 2013).

Existem três diferentes métodos de gaseificação implementados atualmente. Gaseificação utilizando ar como agente oxidante é o método mais utilizado para a produção de singás (BRIDGWATER, 1995). A composição do singás é função do combustível primário utilizado e das condições de operação do gaseificador. A utilização de vapor como intermediário do processo de gaseificação é justificada pelo aumento da produção de singás e redução do conteúdo de alcatrão resultante (RAPAGNA et al., 2000). Uma nova tecnologia de gaseificação utilizando irradiação solar (Z'GRAGGEN et al., 2007; Z'GRAGGEN et al., 2008; Z'GRAGGEN; STEINFELD, 2008) que dispensa a utilização de agente oxidante que proporciona um aumento na produção de singás. A figura 3 mostra as rotas tecnológicas de gaseificação com base no tipo de agente gaseificante.

Apesar de os processos de conversão da biomassa em energia serem bastante difundidos e aplicados em muitos países, dois problemas cruciais estão associados à eles: o custo da biomassa (como a madeira, por exemplo) e a eficiência energética de sua cadeia produtiva. Entre o processo de queima direta da biomassa ou a sua gaseificação, existem vantagens deste último em relação à queima direta, como o nível de emissões de poluentes, a facilidade de distribuição do gás e a sua melhor adequação ao uso doméstico, sendo sua queima mais facilmente controlada (DALVI, 2015).

No processo de gaseificação sempre haverá formação de alcatrão, cinzas ou carvão. O alcatrão, apesar de ser nocivo ao meio ambiente e à alguns equipamentos, como o motor de combustão interna, tem valor comercial ao ser aplicado como insumo agrícola biocida ou piche para pavimentação. O carvão pode ser aproveitado em novas queimas. As cinzas costumam ir para o aterro ou serem encapsuladas por meio de solidificação em materiais de construção, como tijolos, telhas, pavimentos, entre outros. Haverá também a formação de compostos como enxofre e nitrogênio, sendo muitas vezes nocivos se forem emitidos no ar ou na água. Nesses casos, é crucial que haja procedimentos operacionais de tratamento de efluentes (NASCIMENTO, 2014).

Figura 3 – Rotas de gaseificação em função do tipo de agente gaseificante



Fonte: Cortez (2008)

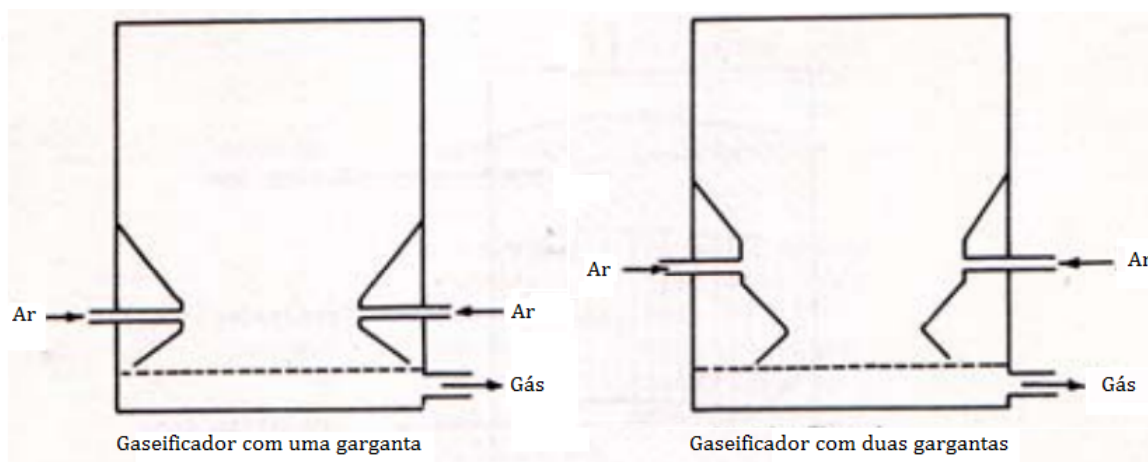
## 2.3 TECNOLOGIA DE GASEIFICAÇÃO

A gaseificação, propriamente dita, é um pouco mais do que uma "combustão incompleta". Ela pode ser mais precisamente entendida como uma "encenada da combustão". É uma série de eventos térmicos que ocorrem conjuntamente de forma a converter matéria orgânica sólida em gases de hidrocarbonetos específicos. Logo, o seu objetivo é tomar controle dos processos térmicos presentes na combustão e reorganizá-los para alcançar os produtos finais desejados. Ela é composta por 4 (quatro) processos térmicos: Secagem, Pirólise, Combustão e Redução. Todos esses processos estão naturalmente presentes numa chama, embora eles se misturem de forma que se torne impossível visualizá-los sem os detalhamentos possibilitados pela gaseificação, que acaba por ser a tecnologia que separa e isola esses processos, permitindo que canalizemos os gases resultantes de cada um.

### 2.3.1 Tipos de Gaseificadores

Os gaseificadores podem conter uma garganta ou duas gargantas, como ilustrado na figura 4. Gaseificadores de garganta única são utilizados em aplicações estacionárias, enquanto gaseificadores de garganta dupla são utilizados em aplicações com cargas variáveis e em soluções automotivas (BASU, 2010).

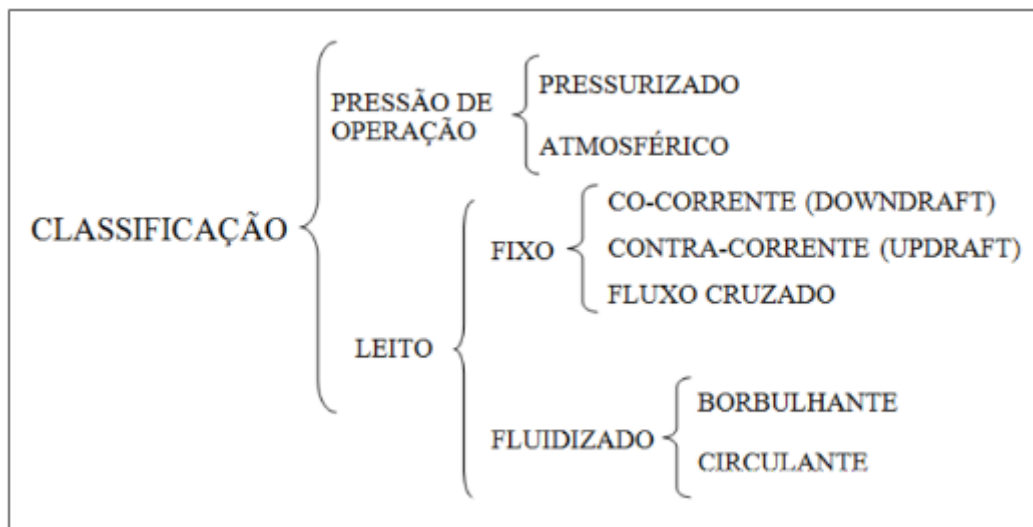
Figura 4 – Gaseificador de garganta única e dupla



Adaptado de: Basu (2010)

Gaseificadores podem ser classificados entre os de leito fixo e os de leito fluidizado (Figura 5). A tecnologia de gaseificação adequada é selecionada com base no tipo de combustível a ser gaseificado, a faixa de capacidade e o uso final do gás produzido (NÁSNER, 2015).

Figura 5 – Tipos de Gaseificador

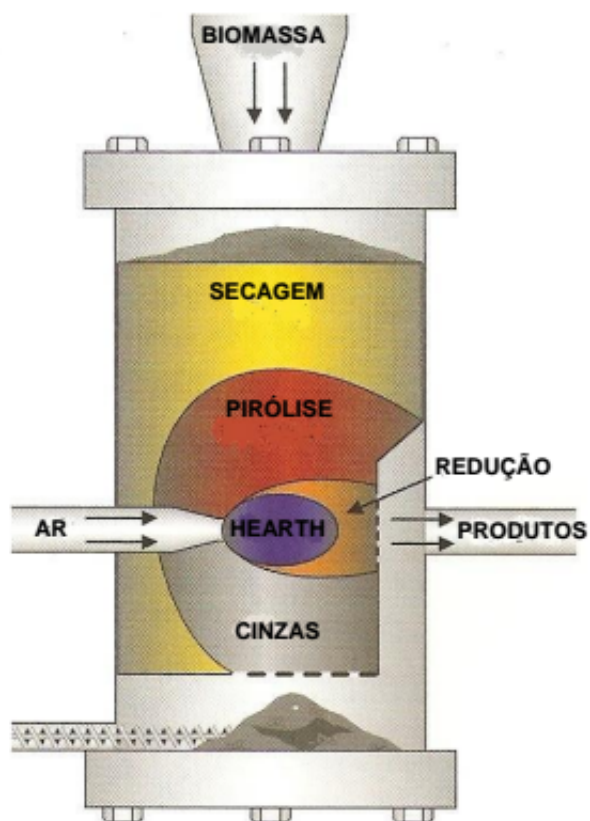


Fonte: Dalvi (2015)

Gaseificadores de leito fluidizado, apesar de atualmente apresentarem promissores resultados para pequenas potências, são aplicados de forma consagrada apenas no setor industrial para geração de potências acima de 1 MW. Neste tipo de processo não se observam zonas separadas de pirólise, oxidação e redução como no caso dos gaseificadores de leito fixo (OLIVEIRA et al., 2007).

Dentre as tecnologias de gaseificação, as mais difundidas e dominadas do ponto de vista operacional são as baseadas em leito fixo. Dentre os gaseificadores de leito fixo, destacam-se dois grandes subgrupos: os de circulação de gases "downdraft" e contracorrente "updraft" (NÁSNER, 2015). Os gaseificadores de fluxo cruzado "crossdraft" foram originalmente projetados para operar com carvão mineral, que resulta em temperaturas muito altas (1500°C) na zona de oxidação, acarretando em problemas com o material construtivo. Nesse tipo de gaseificador (Figura 6) a biomassa entra pelo topo do equipamento e o ar entra pela lateral, já o gás produzido é extraído pela lateral oposta à entrada de ar (OLIVEIRA et al., 2007).

Figura 6 – Gaseificador Crossdraft



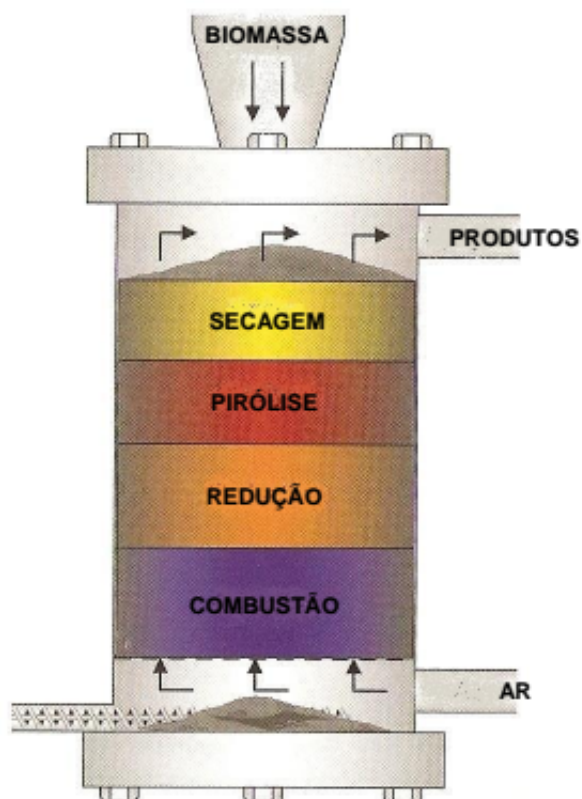
Fonte: OLIVEIRA et al. (2007)

#### 2.3.1.1 Reator Contracorrente

Reatores "updraft" são reatores de gás em corrente ascendente ou contracorrente. Nele, a entrada de ar é na parte inferior e a saída do gás é superior. Como a biomassa entra pela parte superior, daí o nome contracorrente. A configuração simples deste tipo de gaseificador é um ponto favorável, assim como a possibilidade de operação com os diferentes tipos de biomassa (NÁSNER, 2015).

Os gaseificadores contracorrente tendem a ter uma eficiência térmica alta, pelo fato dos gases quentes provenientes da zona de combustão aquecerem a carga de combustível ao passar por ela. A figura 7 apresenta as diferentes regiões do processo ao longo da altura de um gaseificador contracorrente típico.

Figura 7 – Gaseificador Updraft



Fonte: OLIVEIRA et al. (2007)

De acordo com OLIVEIRA et al. (2007), as principais vantagens dos gaseificadores contracorrente são:

- Simplicidade operacional e habilidade de gaseificar materiais com elevado teor de água e material inorgânico, como lodo residual do tratamento de esgoto e biomassa com alto teor de umidade;
- Possui alto teor de  $CO$  que isento do alcatrão representa grandes vantagens;
- Pode trabalhar com biomassa de diversas granulometrias.

Já suas principais desvantagens, de acordo com OLIVEIRA et al. (2007):

- Os gases gerados normalmente contém de 10 a 20% do alcatrão gerado na pirólise do combustível, com uma concentração da ordem de  $100g/Nm^3$ . Estes alcatrões, no entanto, queimam bem em processos de combustão direta;
- No caso de aplicações em motores de combustão interna, turbinas ou para geração de gás de síntese, o alcatrão deverá ser removido;

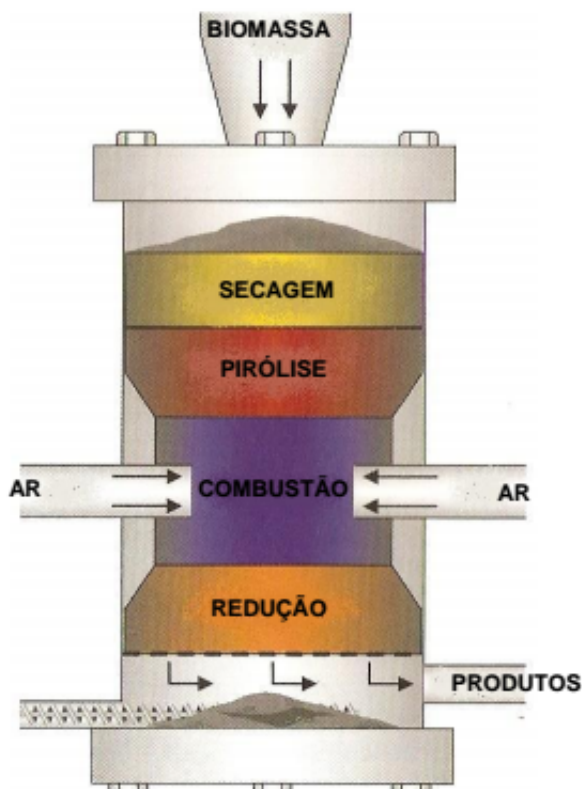
- A grelha pode ser submetida a temperaturas muito elevadas, a não ser que vapor d'água ou  $CO_2$  seja injetado com o ar ou oxigênio;
- A granulometria do combustível alimentado tem de ser uniforme para evitar perda de carga elevada no leito (no caso do gaseificador atmosférico) ou formação de canais preferenciais;
- O alto teor de alcatrão é prejudicial às células a combustível.

### 2.3.1.2 Reator Co-Corrente

Reatores "downdraft" são reatores cuja direção do fluxo de ar e do fluxo da biomassa são descendentes, entrando pela parte superior do reator, enquanto o gás é extraído na parte inferior do reator (NÁSNER, 2015).

O gaseificador co-corrente (Figure 8) se assemelha do ponto de vista construtivo do gaseificador contracorrente, exceto o fato de que o ar e o gás fluem para baixo, na mesma direção que o combustível. Essa mudança no sentido do fluxo faz toda a diferença para um combustível com teor elevado de matéria volátil como a biomassa. Nesse tipo de configuração, o ar injetado pode queimar até 99,9% do alcatrão liberado pela biomassa.

Figura 8 – Gaseificador Downdraft



Fonte: OLIVEIRA et al. (2007)

Como ilustrado na figura 8, o material sólido localizado logo acima da região de pirólise sofre um pré-aquecimento e secagem, principalmente por troca de calor por radiação com a região de combustão. Materiais que possuem umidade elevada (acima de 20%) apresentam dificuldades de aquecimento e secagem, devido à evaporação da água contida no interior das partículas, que retarda ou até impede a formação da região de combustão, levando à formação de gases com alto teor de alcatrão. Conforme a biomassa atinge temperaturas acima de  $500^{\circ}\text{C}$ , ela começa a liberar voláteis combustíveis que entram em ignição com o ar descendente, formando uma chama em volta das partículas, passando a queimar mais intensamente com as trocas de calor com a própria chama. Esse processo ocorre até que a matéria volátil se esgote, restando de 5 a 15% de carvão vegetal. Os gases ricos e aquecidos desta região reagem com o carvão vegetal a temperaturas elevadas ( $800 - 1200^{\circ}\text{C}$ ), gerando monóxido de carbono ( $\text{CO}$ ) e gás hidrogênio ( $\text{H}_2$ ). As principais reações que ocorrem nessa região são endotérmicas, logo a temperatura do gás cai abaixo de  $800^{\circ}\text{C}$ , quando as reações de gaseificação praticamente ficam congeladas (OLIVEIRA et al., 2007).

Ainda de acordo com OLIVEIRA et al. (2007), as principais vantagens dos gaseificadores co-corrente são:

- Podem consumir entre 99 a 99,9% do alcatrão; desta forma o gás gerado pode ser transportado em tubulações e utilizados em motores com um mínimo de limpeza;
- Os materiais inorgânicos ficam retidos na matriz de carvão e cinza retirada pelo fundo dos gaseificadores, reduzindo de forma acentuada a necessidade de ciclones de elevada eficiência e filtros a quente;
- O gaseificador co-corrente é um sistema comprovado, com mais de um milhão de veículos utilizando este sistema durante a Segunda Guerra Mundial;
- O gás (quando limpo) pode ser utilizado em motores de linha, sem maiores modificações;
- Os gaseificadores de topo aberto apresentam poucos problemas em casos de explosão.

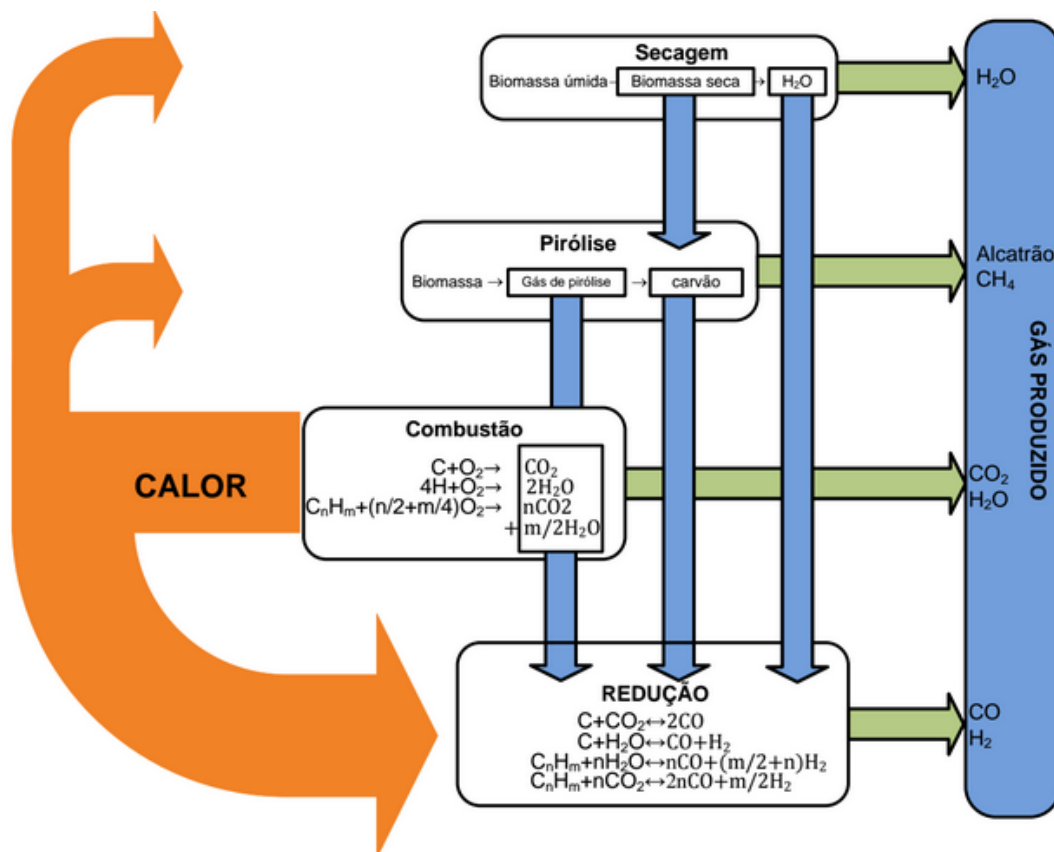
Suas principais desvantagens, no entanto, estão listadas a seguir:

- O combustível deve apresentar baixa umidade ( $< 20\%$ ) e granulometria uniforme;
- O gás sai do gaseificador a temperaturas elevadas (em geral a  $700^{\circ}\text{C}$ ); dessa forma, essa energia é perdida, a menos que haja algum aproveitamento (pré-aquecimento de ar, secagem do combustível etc.);
- O alto teor de cinzas é prejudicial a alguns tipos de células a combustível e a motores de combustão interna.

### 2.3.2 Etapas da Gaseificação

O processo de gaseificação, caracterizado pela ação do calor no qual a biomassa é submetida, pode ser resumido de acordo com o esquema da figura 9.

Figura 9 – Fluxo de Calor e Etapas da Gaseificação



Fonte: Knoef e Ahrenfeldt (2005)

#### 2.3.2.1 Secagem

Nesse estágio o teor de umidade da biomassa é reduzido. A quantidade de umidade numa amostra típica de biomassa está entre 30 – 60%. Para a gaseificação o teor de umidade deveria ser teoricamente entre 10 – 15%. Um combustível com controle inadequado da umidade é uma das razões mais comuns para o fracasso na produção de um gás limpo (BASU, 2010).

A zona de secagem é a região do gaseificador onde a umidade é removida do material carbonáceo pelos gases quentes que fluem de forma ascendente ou pelo reaproveitamento do calor do gás produzido. O processo de desumidificação ocorre à pressão atmosférica e temperaturas na faixa de 70 – 200°C, logo a temperatura não é suficientemente alta para proporcionar a decomposição do material (SOUZA-SANTOS, 2010).

A secagem de uma partícula sólida é um fenômeno demasiadamente complexo, que envolve as diferentes fases da matéria do reator. A umidade retirada dos resíduos é repassada aos gases, afetando o poder calorífico e a eficiência térmica global do gaseificador. A gaseificação de uma biomassa muito úmida gera um gás de baixa qualidade, como já mencionado, acarretando em problemas operacionais como a produção de muita fumaça (RODRIGUES, 2008).

Cardoso (2014) destaca que a velocidade de secagem também é uma variável muito importante nessa região, pois ela indica a eficiência de desumidificação. Ela é função de diversos fatores como a umidade e a área superficial da biomassa. É comum haver um misturador para movimentar o combustível e facilitar a secagem. Nos sólidos, quanto maior a superfície de contato dos reagentes, maior o número de moléculas reagindo, aumentando a velocidade de reação e diminuindo o tempo de secagem. É essencial que o combustível sólido seja colocado com a geometria adequada para a otimização do processo. Com a umidade controlada, a biomassa segue para a zona de pirólise.

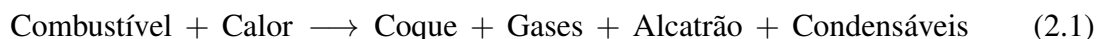
#### 2.3.2.2 Pirólise

Na zona de pirólise, a biomassa é desvolatilizada, originando alcatrão e carvão que serão posteriormente consumidos na combustão. Inicialmente, quando o processo ainda está sendo desenvolvido, o gaseificador não atingiu uma temperatura elevada. Logo, a pirólise ocorre abaixo da câmara de pirólise, processo que é corrigido com o aumento da temperatura.

O processo de pirólise é composto por reações endotérmicas, que provocam a degradação termoquímica da matéria em um ambiente com total ausência de oxidante. Martin et al. (2010) indicam que as reações começam a ocorrer em torno de 200°C. A degradação térmica da matéria-prima proveniente da desumidificação é irreversível.

A pirólise também é um fenômeno demasiadamente complexo. Inicialmente, o calor é transferido para a partícula por condução, convecção e irradiação. O calor absorvido provoca o aumento da temperatura média da partícula, proporcionando o início das reações. Com isso, produtos voláteis saem pelos poros das partículas, promovendo transferência de calor e massa. O resultado desses fenômenos é a produção de substância nas fases líquida, sólida e gasosa. A parte líquida contempla os gases condensáveis, ou alcatrão e ácidos (OLIVEIRA et al., 2007). A parte sólida é constituída principalmente por cinzas e carbono, que podem ser utilizados posteriormente como combustível. A fração gasosa é composta fundamentalmente pelos gases leves, ou seja, pelo dióxido de carbono ( $CO_2$ ), monóxido de carbono ( $CO$ ) e metano ( $CH_4$ ). Há também pequenas quantidades de gás hidrogênio ( $H_2$ ) e outros hidrocarbonetos. Parâmetros como o tempo de residência, granulometria do combustível e temperatura média da região influem na qualidade e na quantidade dos produtos gerados na região (RODRIGUES, 2008). Segundo Melo (2008), a reação endotérmica 2.1 representa um balanço do ocorrido na zona de

pirólise, de forma geral:



### 2.3.2.3 Combustão

Também conhecida como zona de oxidação, ela é determinada pela posição de injeção do agente gaseificante. Quando o combustível sólido alcança essa região, ele está praticamente transformado em coque e numa mistura gasosa, que são produtos das reações da zona de pirólise. É difícil afirmar o que de fato é queimado nessa região, entretanto é possível afirmar que os produtos produzidos na zona de pirólise são parcialmente oxidados, resultando em rápido aumento de temperatura devido às reações altamente exotérmicas (GHOSH; SAGAR; KISHORE, 2004).

De forma geral, o oxigênio do reagente reage com o carbono e o hidrogênio da biomassa formando dióxido de carbono e vapor d'água. Reddy (2010) e Andrade (2007) descrevem as equações características das reações exotérmicas dessa etapa:



A temperatura da zona de oxidação varia entre  $700^\circ\text{C}$  e  $2000^\circ\text{C}$ , e o calor produzido nesta região abastece todas as outras zonas. O tipo de agente gaseificante introduzido nessa região também vai influir de forma drástica no processo como um todo. Para uma mesma biomassa, dependendo do tipo de gaseificador utilizado e do agente gaseificante, o gás gerado no processo pode sofrer variações significativas, tanto na sua composição, quanto no seu poder calorífico. A tabela 4 apresenta essas variações.

Tabela 4 – Percentual de gases gerados em função do Agente Gaseificante para um Reator Downdraft

| AG             | $H_2$ | Composição do gás (% em volume - base seca) |                 |                 |                | PCS<br>(MJ/Nm <sup>3</sup> ) |
|----------------|-------|---------------------------------------------|-----------------|-----------------|----------------|------------------------------|
|                |       | CO                                          | CO <sub>2</sub> | CH <sub>4</sub> | N <sub>2</sub> |                              |
| Ar             | 17    | 21                                          | 13              | 1               | 48             | 5,7                          |
| O <sub>2</sub> | 32    | 48                                          | 15              | 2               | 3              | 10,4                         |

Adaptado de: Dalvi (2015)

Os principais agentes de gaseificação são o oxigênio (O<sub>2</sub>), ar, vapor d'água, dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) e misturas destes. A tabela 5 compara as principais características dos principais tipos de agentes gaseificantes.

Tabela 5 – Principais Agentes de Gaseificação

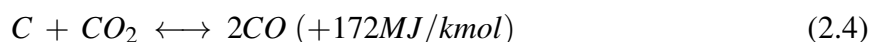
| AG              | Principais Características                                                                                                                                |
|-----------------|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| Ar              | É o mais utilizado, em função da disponibilidade e do custo zero. A grande quantidade de nitrogênio presente diminui o poder calorífico do gás produzido. |
| O <sub>2</sub>  | Evita o efeito de diluição do nitrogênio, aumentando o valor do poder calorífico do gás produzido. Aumenta o custo.                                       |
| Vapor           | Incrementa o teor de gás hidrogênio e o poder calorífico, podendo ser produzido a partir do próprio processo. Requer produção prévia.                     |
| CO <sub>2</sub> | Incrementa o teor de hidrogênio e monóxido de carbono, além do poder calorífico do gás produzido. Também requer produção prévia.                          |

Adaptado de: Násner (2015)

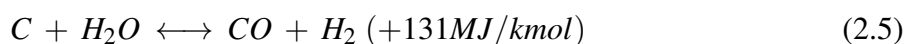
#### 2.3.2.4 Redução

A gaseificação em si, que ocorre na zona de redução, pode ser dividida em quatro subprocessos: a reação água-gás, a reação de Boudouard, a substituição (*shift conversion*) e a metanação. Essa zona, de forma geral, inclui reações heterogêneas endotérmicas e exotérmicas entre os gases e o coque residual, assim como reações homogêneas entre os produtos já formados (REDDY, 2010; ANDRADE, 2007).

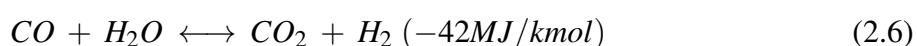
SILVA (2016) diz que a reação de Boudouard ocorre entre o carvão restante e o CO<sub>2</sub>, gerando CO:



A substituição (*shift conversion*) é a oxidação parcial do carbono pelo vapor da água presente no meio reacional, gerando hidrogênio e monóxido de carbono:



Na reação água-gás, o vapor d'água é reduzido pelo monóxido de carbono para produzir hidrogênio. Esta reação é responsável pelo aumento da razão hidrogênio/monóxido de carbono no gás que é determinante na fabricação do gás de síntese. Quanto maior essa razão, melhor a qualidade do gás produzido:

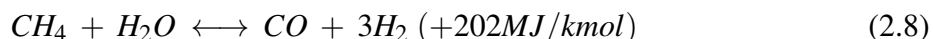


O último passo é a metanação, na qual metano é formado a partir da reação entre o carvão e o hidrogênio. Yanik et al. (2008) destacam que essa reação pode ser catalisada por catalisadores a base de níquel, mas estudos também mostram a utilização de KOH, Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>,

$K_2CO_3$  e carbono ativado:



Dalvi (2015) também cita a seguinte reação homogênea entre os produtos já formados (estado gasoso):



### 2.3.3 Craqueamento do Alcatrão

Fjellerup et al. (2005) destacam que na gaseificação de biomassa, o combustível carbonáceo reage com o agente gaseificante gerando um gás combustível. Quando um combustível não-pirolisado é utilizado, hidrocarbonetos (alcatrão) são gerados, que costumam possuir uma temperatura de condensação na faixa de 200 – 500°C (gaseificação da madeira). A condensação do alcatrão acarreta em sérios problemas nos processos/equipamentos subsequentes da gaseificação, como os filtros, motores, turbinas ou células de combustível. Os gaseificadores downdraft são os "mais limpos", tornando-os atrativos para aplicações cujo gaseificador é integrado com equipamentos como motores e turbinas.

Vreugdenhil, Zwart e Neeft (2009) investigaram os mecanismos de decomposição do alcatrão, e concluiu que a taxa com que o alcatrão da biomassa é craqueado termicamente está associada com a temperatura, o tempo de residência (quantidade média de tempo que uma partícula reside em um sistema em particular) e o tipo de alcatrão. Além disso, os componentes gasosos  $H_2$ ,  $H_2O$  e  $CO_2$  são decisivos na forma como ocorrem as reações de craqueamento durante a gaseificação. É possível afirmar que a presença de vapor d'água e/ou dióxido de carbono aumentam a taxa de decomposição do alcatrão.

O alcatrão pode ser removido a partir de remoção física, do craqueamento térmico, do craqueamento catalítico, da oxidação parcial ou da utilização de partículas porosas no leito (FJELLERUP et al., 2005). De acordo com Phuphuakrat et al. (2010), gaseificadores co-corrente naturalmente eliminam grande parte do alcatrão gerado no processo, pois os voláteis e o alcatrão saem da zona de pirólise para uma zona de elevada temperatura (zona de oxidação), sendo portanto craqueados e oxidados em função da elevada temperatura e da presença do oxigênio. O estudo ainda conclui que o alcatrão não pode ser completamente eliminado apenas pela influência do suprimento de ar. Um sistema de limpeza do gás é portanto necessário para a remoção dos condensáveis antes de o gás ser direcionado para outros equipamentos/processos.

## 2.4 GERAÇÃO DESCENTRALIZADA DE ENERGIA ELÉTRICA A PARTIR DA GASEIFICAÇÃO

O processo de gaseificação produz um gás que, quando limpo e acondicionado, é um combustível que pode ser utilizado diretamente em um motor alternativo de combustão interna, em uma turbina a gás ou em queima direta em fornos e caldeiras. Os requisitos de qualidade do gás envolvem tanto poder calorífico suficiente como composição adequada, que inclui a concentração adequada de  $H_2S$ , compostos sulfurosos, alcatrão e compostos alcalinos (NÁSNER, 2015).

Buragohain, Mahanta e Moholkar (2010) destacam que o preço dos combustíveis convencionais (combustíveis fósseis) apresentam grande variabilidade, e existe uma certa preocupação sobre a viabilidade da manutenção da demanda energética apenas como esse tipo de fonte no futuro, fora os problemas com a poluição como a emissão dos gases do efeito estufa. Logo, a utilização de fontes renováveis de energia é essencial para a manutenção das novas demandas do setor energético mundial. De forma a reduzir a carga na rede elétrica, atualmente é recomendado a utilização de energias renováveis até mesmo em lugares que possuem acesso à rede elétrica, já que atualmente são tão econômicas quanto as fontes convencionais.

A geração descentralizada de energia a partir de fontes renováveis engloba sistemas eólicos, fotovoltaicos, gaseificadores de biomassa e pequenos sistemas hidrelétricos. A forma mais econômica de geração descentralizada depende tanto da localização da área quanto da disponibilidade de recursos naturais. No que tange à tecnologia de gaseificação de biomassa, Asadullah (2014) destaca que sua exploração no ponto de vista comercial é limitada por desafios nos âmbitos tecnológico e logístico.

### 2.4.1 Gaseificação da Biomassa Fecal Humana como Solução Sanitária

Dalvi (2015) investigou a gaseificação de biomassa fecal humana e comprovou que em função do processo envolver decomposição termoquímica com temperaturas elevadas (acima de  $600^{\circ}C$ ), a gaseificação pode ser uma opção para a inativação biológica das fezes humanas ou até mesmo como base de um sistema de saneamento básico com geração de energia. O singás produzido pode ser utilizado para produção de energia mecânica. Se somarmos o quantitativo de energia contido nas fezes humanas, verifica-se que, em termos mundiais, a energia das fezes é de 53.515,48 MW. No entanto, nem toda essa energia está disponível, pois as fezes deveriam ser coletadas sem carreamento hídrico, secadas e transportadas para as estações de beneficiamento, o que envolveria uma mudança radical nos sistemas de tratamento de esgotos convencionais e no comportamento humano. Além disso, a eficiência dos processos de conversão, na melhor das hipóteses, deve ficar em torno de 50%. Por outro lado, uma coleta seletiva, sem carreamento hídrico, reduziria drasticamente a contaminação dos mananciais e os custos para tratamento dos

esgotos e poderia ainda gerar energia em benefício do ser humano.

O tratamento das fezes *in situ* também é uma possibilidade promissora, como ressaltado por Onabanjo et al. (2016b). O desenvolvimento de soluções sanitárias sustentáveis é promovido pelo programa "WASH" da Fundação Bill e Melinda Gates e já fomentou projetos que prometem tratar as fezes humanas operando sem a alimentação de água, conexão com o sistema de tratamento de esgoto ou necessidade de uma fonte externa de energia. Um desses projetos, o NMT, está sendo desenvolvido pela Universidade de Cranfield, na Inglaterra, que pretende gerar energia a partir da utilização de um gaseificador de pequena escala para geração de produtos gasosos com alto valor energético.

#### 2.4.2 Conversão da Biomassa em Eletricidade: Opções Técnicas

Existem seis principais tipos de tecnologias para converter a biomassa em eletricidade (Tabela 6). No entanto, apenas duas são viáveis para a comercialização da produção de eletricidade a partir da biomassa: a gaseificação da biomassa acoplada com um motor de combustão interna e uma rota de cogeração com um conjunto caldeira e turbina a vapor (BURAGOHAIN; MAHANTA; MOHOLKAR, 2010).

Tabela 6 – Comparação entre as Tecnologias Disponíveis para Conversão de Biomassa

| Tecnologia                                                  | Eficiência | Custo relativo por kW | Méritos                                                             | Limitações                                                                     |
|-------------------------------------------------------------|------------|-----------------------|---------------------------------------------------------------------|--------------------------------------------------------------------------------|
| 1. Gaseificador com gerador acoplado à um MCI               | 15-22%     | 1,0                   | Baixo custo e construção simples                                    | Manutenção constante, inflexibilidade (biomassa) e capacidade inferior a 250kW |
| 2. Caldeira de biomassa - Motor a vapor                     | <10%       | 1,5-2,0               | Design robusto, flexibilidade (biomassa), baixo custo de manutenção | Baixa eficiência, inviável para operação em áreas remotas                      |
| 3. Caldeira de biomassa -Turbina a vapor                    | 15-24%     | 1,1-1,3               | Relativa alta eficiência, design robusto, flexibilidade (biomassa)  | Viabilidade econômica para 5MW ou mais; inviável em áreas remotas              |
| 4. Gaseificação de biomassa integrada em um ciclo combinado | 45-55%     | 2,0-3,0               | Alta eficiência                                                     | Design complexo, R&D para biomassa                                             |
| 5. Biometanização com MCI (metano)                          | 20-25%     | P&D                   | Baixo custo de manutenção; design, construção e operação simples    | R&D                                                                            |
| 6. Motor de combustão externa                               | 20-30%     | 1,5-2,0               | Flexibilidade (biomassa), alta eficiência                           | R&D                                                                            |

Adaptado de: Buragohain, Mahanta e Moholkar (2010)

Como a geração de energia elétrica a partir do singás oriundo da gaseificação das

fezes humanas é um processo que foi pouco investigado, faz-se necessária a investigação de processos mais consagrados e seguros para tal finalidade. Um sistema de saneamento que utiliza da gaseificação das fezes humanas certamente traria desafios, tanto do ponto de vista técnico, econômico e logístico. Segundo Baratieri et al. (2009), apesar de existirem diferentes tecnologias para geração de potência a partir do gás da gaseificação, os motores de combustão interna, devido ao seu baixo custo e inerente disponibilidade, têm sido amplamente utilizados para geração de energia na faixa de  $1kW_{el}$  –  $10MW_{el}$ .

Bocci et al. (2014) destacam que algumas novas realizações foram feitas com micro-turbinas a gás. Plantas de potência com células de combustível ou ciclos combinados de células de combustível com micro-turbinas a gás estão em fase de desenvolvimento, mas sem dados experimentais disponíveis para confirmar sua viabilidade.

### 2.4.3 Motores de Combustão Interna

Motores de combustão interna são motores térmicos utilizados na geração de trabalho mecânico usando produtos da combustão como fluido de trabalho. Podem ser classificados em de pistão, que incluem os motores de ciclo Otto e os motores de ciclo Diesel; e os de êmbolo rotativo. No caso dos motores de pistão, o trabalho de eixo produzido pelo movimento do pistão aciona o veio rotativo para a geração de energia. Motores de combustão interna são usualmente alternativos, basicamente classificados em dois tipos:

- Motores de ignição por centelha (Ciclo Otto)
- Motores de ignição por compressão (Ciclo Diesel)

O princípio básico de funcionamento de um motor de combustão interna, segundo Násner (2015), é dividido em quatro fases:

1. Admissão: A mistura ar/combustível é aspirada através da válvula de admissão.
2. Compressão: A mistura é comprimida adiabaticamente e inflamada pela vela de ignição. A taxa de compressão do ciclo é limitada a 10 : 14, para evitar choques (mistura de auto-ignição).
3. Expansão: A mistura inflamada expande adiabaticamente, impulsionando o pistão para produzir trabalho mecânico útil.
4. Descarga: Gases de escape quentes são descarregados através da válvula de escape e o ciclo se inicia novamente.

Os motores de combustão interna de pistão podem ser de 2 ou 4 tempos. No motor de combustão interna a dois tempos, um ciclo termodinâmico se completa a cada volta do eixo,

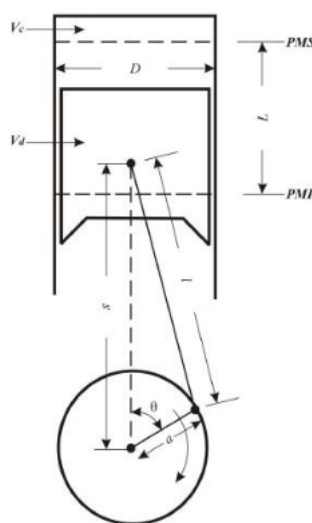
compreendendo as etapas de admissão, compressão, expansão e descarga. Logo, o próprio pistão atua como válvula, abrindo e fechando as aberturas na parede da câmara de combustão. Já nos motores de combustão interna a quatro tempos, um ciclo termodinâmico se completa a cada duas voltas do eixo.

Ainda segundo Násner (2015), diferentes tipos de combustível podem ser usados em motores de combustão interna: gás natural, biogás, singás, diesel, biodiesel, bioetanol, etc.

#### 2.4.3.1 Parâmetros Geométricos

A figura 10 indica os principais parâmetros construtivos de um motor alternativo de combustão interna, com a ilustração do conjunto cilindro, êmbolo, biela e eixo de manivelas.  $V_d$  é o volume deslocado pelo êmbolo,  $V_c$  o volume da câmara de combustão,  $D$  o diâmetro do cilindro,  $L$  o curso do êmbolo,  $l$  o comprimento da biela,  $a$  o comprimento da manivela e  $\theta$  o ângulo do eixo de manivelas.

Figura 10 – Geometria do Motor Alternativo



Fonte: Malfatti (2009)

#### 2.4.3.2 Motores Ciclo Otto

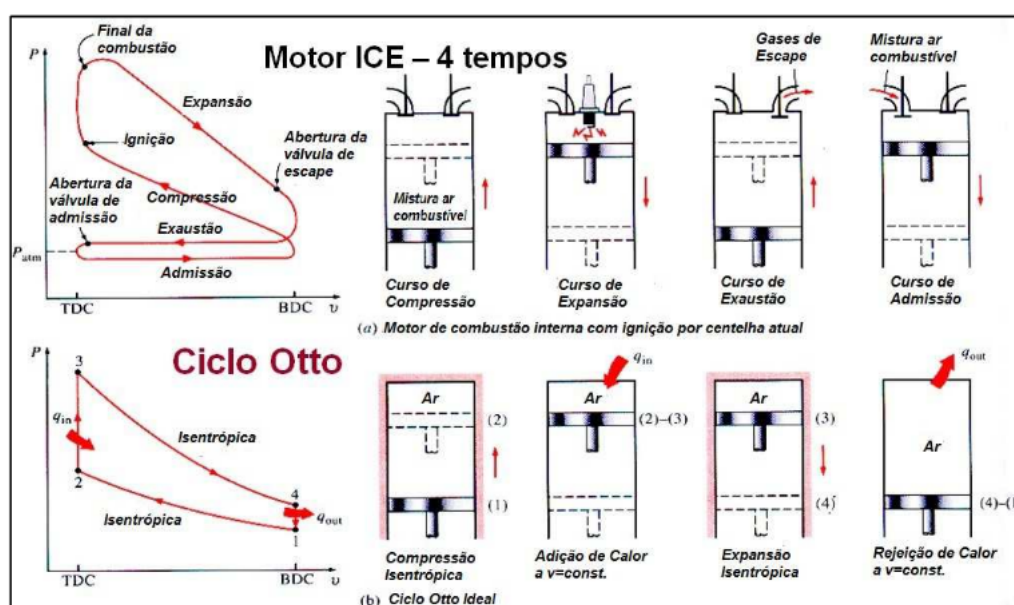
No motor de ciclo Otto, os quatro tempos ocorrem em quatro cursos do êmbolo, ou seja, duas voltas completas da árvore de manivelas ou  $720^\circ$ . O funcionamento passa por quatro fases, como ilustrado na figura 11. Malfatti (2009) descreve as fases do motor de combustão de ignição por centelha como o seguinte:

1. Admissão: A diferença entre pressão resultante entre o sistema de admissão e a pressão atmosférica externa faz com que a mistura seja aspirada para o interior do cilindro. Com-

bustível é adicionado na quantidade necessária para formar a mistura ar-combustível antes de sua entrada no cilindro.

2. Compressão: A mistura ar-combustível é comprimida, elevando a pressão e temperatura no interior do cilindro. Próximo ao final da compressão, a vela de ignição fornece a centelha e a combustão é iniciada.
3. Combustão e expansão: A combustão da mistura ar-combustível ocorre em um pequeno intervalo de tempo com o pistão próximo ao *PMS*. Ela se inicia próximo ao final da compressão e termina no início da expansão. A combustão eleva a temperatura no cilindro até atingir a temperatura máxima, elevando também a pressão. Com as válvulas fechadas, a alta pressão criada pela compressão empurra o pistão até o *PMI*, produzindo o trabalho do ciclo do motor e diminuindo a temperatura e a pressão dentro do cilindro neste processo.
4. Exaustão: Quando o pistão alcança o *PMI*, o cilindro ainda está com os gases resultantes da combustão, aproximadamente, igual à pressão atmosférica. Como a válvula de escape permanece aberta e o pistão é deslocado do *PMI* ao *PMS*, a maioria dos gases de exaustão remanescentes é expelida.

Figura 11 – Ciclo Otto ideal e Motor Ciclo Otto



Fonte: Cró et al. (2014)

## 2.5 PARÂMETROS QUE AFETAM A PERFORMANCE DE MOTORES ALIMENTADOS COM GÁS DE SÍNTESE

Os parâmetros que afetam a performance de motores de combustão interna são a densidade energética da mistura ar/gás de síntese, o volume disponível do motor, a octanagem do combustível, a velocidade da chama da mistura ar/combustível, o tempo de atraso de auto-ignição, a taxa de compressão (que está associada com o fenômeno "knocking" ou batida de pino) e o tempo de ignição por centelha (MARTÍNEZ et al., 2012).

### 2.5.1 Poder Calorífico da Mistura Ar-Combustível

O poder calorífico da mistura ar/gás de síntese depende basicamente da concentração dos componentes combustíveis do gás de síntese. De acordo com Martínez et al. (2012), o poder calorífico da mistura é inferior ao poder calorífico do gás de síntese. A atual tecnologia dos motores explora as vantagens de se operar com excesso de ar em relação à combustão estequiométrica. Para misturas entre singás/ar a combustão com excesso de ar é realizada com razão ar/combustível superiores a 2. Nessas condições, o poder calorífico da mistura pode ser superior do que o de combustíveis fósseis, como a gasolina (LAPUERTA et al., 2001). Um incremento na razão ar/combustível, de forma que a combustão ocorra com excesso de ar, pode acarretar em uma redução na emissão de  $NO_x$ , em função da redução da temperatura de combustão e do baixo consumo específico de combustível.

Além disso, outro fator importante a ser considerado, é o fato de que motores de combustão interna que são projetados para operar com determinados tipos de combustível terão sua capacidade de realizar trabalho reduzida em função do emprego do gás de síntese. Os resultados de Ramachandra (1993) indicam que uma menor perda de capacidade pode ser obtida caso o singás seja utilizado em motores de combustão à gás natural, se sua operação for realizada com maiores taxas de compressão.

### 2.5.2 Volume do Cilindro

A quantidade de combustível que pode ser direcionada para a câmara de combustão depende do volume deslocado no cilindro durante o funcionamento do motor e das condições de temperatura e pressão do combustível. Portanto, para manter o trabalho realizado pelo motor à gás natural operando com singás (baixo poder calorífico), é necessária uma quantidade maior de combustível, excedendo a capacidade do motor. O emprego de um turbocompressor para aumentar a pressão da mistura ar/combustível é uma possível solução para o problema (MARTÍNEZ et al., 2012).

### 2.5.3 Velocidade de Propagação da Chama

A velocidade propagação da chama depende da composição química do combustível, da quantidade de ar utilizada para o processo de combustão e da pressão, temperatura da mistura ar/combustível e da intensidade turbulenta. Esse parâmetro é de tremenda importância, uma vez que afeta tanto a performance do motor quanto a emissão de poluentes.

### 2.5.4 Tempo de Ignição por Centelha

De acordo com Sridhar et al. (2005), a elevada concentração de hidrogênio característica do singás requer um retardo no tempo de centelha para que se tenha uma melhor performance do motor de combustão interna. Neste caso, a centelha deve ocorrer no instante em que o pistão está perto de atingir o *PMS*, já que o hidrogênio contém uma elevada velocidade de propagação de chama (KANITKAR et al., 1993). Uma seleção correta do tempo de centelha resulta em uma maior potência e um menor consumo específico de combustível.

### 2.5.5 Knocking

O número de metano é utilizado para comparar as características de detonação (knocking) de combustíveis gasosos, da mesma forma que a octanagem para os combustíveis líquidos. Motores com alta taxa de compressão requerem combustíveis com elevada octanagem/índice de metano, de forma a evitar um incontável processo de auto-ignição do combustível e a formação de uma onda de choque (combustão supersônica) no cilindro com o início do processo de combustão (MARTÍNEZ et al., 2012).

A detonação é causada por uma série de fatores, que vão desde o design da câmara de combustão, a razão ar/combustível, a temperatura e pressão de entrada do ar, o tempo de centelha até as propriedades do combustível. Combustíveis gasosos com elevada concentração de hidrogênio, como o singás, são usualmente menos resistentes à detonação. No entanto, a elevada velocidade de propagação de chama correspondente à mistura ar/combustível reduz a probabilidade de ocorrer uma detonação. De acordo com Heywood et al. (1988), quanto maior for a velocidade de propagação de chama da mistura, maior é a octanagem do combustível.

### 2.5.6 Tempo de Auto-Ignição

O intervalo de auto-ignição da mistura ar/combustível é um importante parâmetro de operação dos motores de combustão interna e podem ser utilizados para caracterizar a tendência de detonação. Ele é definido como o tempo necessário para a mistura entrar em ignição de forma espontânea em função das condições de temperatura e pressão. O intervalo de auto-ignição depende da composição do singás e da razão ar/combustível no cilindro. De acordo com Lapuerta et al. (2001), com a menor temperatura de combustão esperada, além do maior tempo de auto-

ignição característico do singás, é possível aumentar a taxa de compressão do motor para a mistura de gás de síntese e ar sem aumentar a tendência de detonação.

## 2.6 MODELOS DE GASEIFICAÇÃO

Segundo OLIVEIRA et al. (2007), o processo de gaseificação pode ser modelado em regime estacionário ou em regime transiente. Coordenadas espaciais serão estabelecidas a um volume de controle em regime estacionário se:

- A superfície de controle não deformar-se ou mover-se;
- O fluxo de massa para cada fluxo de saída e entrada permanecer constante;
- As taxas de transferência de calor de trabalho entre o volume de controle e a vizinhança forem constantes.

Nota-se que, rigorosamente, não existe um regime estacionário perfeito para esses equipamentos, até para aqueles cuja operação é considerada estacionária. Existem, portanto, alguns graus de flutuação em função do tempo em variáveis como temperatura, pressão e concentração. Por outro lado, vários processos industriais, como a gaseificação, operam dentro de intervalos de variação próximo da média, podendo ser tratados como estacionários.

Modelos estacionários são classificados 0D, 1D, 2D e 3D. Nos modelos com dimensão não nula, todas as propriedades ou condições no interior do equipamento variam no espaço de coordenadas associado. Logo, eles constituem em uma considerável evolução sobre o modelo 0D em qualidade e quantidade das informações fornecidas, tornando-se mais robustos e necessitando de maior tempo computacional para obtenção dos resultados. O modelo 0D, por sua vez, trabalha em uma relação direta entre a entrada e a saída das variáveis em um volume de controle sem considerar os fenômenos que ocorrem dentro do volume de controle. Logo, não é possível realizar qualquer descrição ou cálculo dos perfis de temperatura, velocidade ou de concentração para o gaseificador estudado.

Os modelos 0D requerem assumir que o equipamento está em equilíbrio químico e termodinâmico nos fluxos de saída. Ainda de acordo com OLIVEIRA et al. (2007), assumir estas condições pode constituir uma simplificação que tenda a mostrar falsos resultados como:

- Rigorosamente, para o equilíbrio ser atingido é necessário um tempo de residência dos componentes ou substâncias dentro do equipamento suficiente para que atinjam esse estado. Isso pode não ocorrer de acordo com o tipo do equipamento;
- Para a determinação da composição no equilíbrio dos fluxos de saída é necessário o valor da temperatura desses componentes. No entanto, para calcular essa temperatura é necessário

aplicar-se um balanço de energia. Para isto, as composições e temperaturas dos fluxos devem ser conhecidos para que se calcule as entalpias ou energias internas dos fluxos de saída. Métodos iterativos trabalham bem se os fluxos de saída são compostos por um ou dois componentes. Entretanto, os processos iterativos podem acumular vários problemas de convergência podendo-se tornar um inábil problema computacional. A maior parte desses problemas leva muito tempo para alcançar a solução, ou até mesmo não alcançam;

- Se o processo envolve reações sólido-gasosa a conversão do sólido em gás é usualmente desconhecida. Além disso, o volume de reações ocorre em pontos de alta temperatura no interior do equipamento e esta temperatura é geralmente muito maior que a temperatura dos fluxos de saída. Devido essas baixas temperaturas, o modelo não pode prever uma série de fenômenos que ocorrem a altas temperaturas como: limites de explosão, formação de poluentes como  $NO_x$ , entre outros;
- Modelos 0D são deficientes também nos casos de gasificação de sólidos devido aos fenômenos de pirólise e volatilização. Esses processos são muito complexos por introduzirem gases e misturas complexas de substâncias orgânicas e não-orgânicas em determinadas regiões do gasificador de forma a comprometer o cálculo da composição e da temperatura dos gases de saída.

### 2.6.1 A Escolha do Modelo

De acordo com OLIVEIRA et al. (2007), a escolha entre os modelos deve ser feita baseada na necessidade. Sofisticação não é garantia de qualidade, muito menos extrema simplicidade. As sugestões a seguir servem como guia para a escolha de um modelo adequado:

1. Se o regime é estacionário, é aconselhável começar por um modelo 0D. Mesmo que este não seja o nível desejado a se alcançar, é útil para verificar se a concepção ou as ideias sobre a operação do processo são coerentes ou não. Conservação da massa e energia devem ser sempre utilizadas;
2. Comparações entre resultados de simulação e de análises experimentais sempre devem ser feitas;
3. Se os resultados não tiverem boa concordância, de pelos menos o mesmo grau de aproximação, as equações do modelo devem ser revisadas, além das hipóteses e aproximações. Caso isso ocorra, o processo deve voltar para o passo 2. Após checar o modelo, se ele continuar a não fornecer resultados satisfatórios aconselha-se a adição de mais uma dimensão;
4. Antes de avançar-se para um nível mais sofisticado de modelagem é necessário verificar o que pode ser medido no equipamento a ser simulado. Adicionalmente, deve ser verificado se as medidas e informações disponíveis serão suficientes para comparar-se com o próximo

nível da simulação.

Os resultados para validação experimental obtidos por Dalvi (2015) limitam a escolha para o modelo 0D. Apesar de sua relativa simplicidade, o modelo 0D produz resultados satisfatórios em diversos trabalhos validados em aplicações com gaseificadores co-corrente. OLIVEIRA et al. (2007) obteve excelente resultado com a utilização de um modelo de puro equilíbrio 0D para a avaliação do poder calorífico e da predição da composição dos gases de gaseificadores downdraft a partir da gaseificação de cavacos de eucalipto. Onabanjo et al. (2016b) também utilizaram um modelo 0D de equilíbrio termodinâmico para prever a gaseificação de fezes humanas, validando o modelo com resultados experimentais de diversos tipos de biomassa. Jarungthammachote e Dutta (2007) também utilizaram um modelo de equilíbrio termodinâmico para prever o comportamento da gaseificação em um reator downdraft para diversos tipos de biomassa. De forma geral, o modelo de equilíbrio termodinâmico baseado na minimização da energia livre de Gibbs é utilizado por diversos pesquisadores para análise do processo de gaseificação.

### 2.6.2 Modelo de Equilíbrio Termodinâmico

O modelo de gaseificação é baseado na abordagem de minimização da energia livre de Gibbs a partir da utilização do método dos multiplicadores Lagrangeanos. Uma particularidade interessante desse método é possibilidade de estudar o processo de gaseificação sem a necessidade de se conhecer os detalhes das reações químicas que ocorrem no reator. De acordo com Shabbar e Janajreh (2013), a energia total de Gibbs no sistema é dada por:

$$G_{T,P}^t = g(n_1, n_2, n_3, \dots, n_i) \quad (2.9)$$

onde  $G_{T,P}^t$  é a energia total de Gibbs do sistema e  $n_i$  está associado ao quantitativo de cada espécie química. Logo, o problema matemático é encontrar a combinação de  $n_i$  cuja energia total de Gibbs é minimizada. O primeiro passo é definir o balanço de massa para os elementos do sistema:

$$\sum_i n_i a_{ik} = A_k \quad (k = 1, 2, \dots, w) \quad (2.10)$$

onde  $a_{ik}$  é a quantidade de átomos do  $k$ -ésimo elemento presente em cada molécula das espécies químicas  $i$  e  $A_k$  é o número total de massa atômica do  $k$ -ésimo elemento presente no sistema e  $w$  é o número total de átomos presente no sistema. Introduzindo o multiplicador de Lagrange na equação 2.10 e rearranjando os termos:

$$\sum_k \lambda_k \left( \sum_i n_i a_{ik} - A_k \right) = 0 \quad (2.11)$$

Se somarmos as equações 2.9 e 2.11, formamos a nova função denominada  $F$ :

$$F = G_{T,P}^t + \sum_k \lambda_k \left( \sum_i n_i a_{ik} - A_k \right) \quad (2.12)$$

O valor mínimo de  $F$  é atingido em uma determinada combinação de temperatura e pressão em que as derivadas parciais respectivas à cada espécie tornam-se zero:

$$\frac{\partial F}{\partial n_i} = \frac{\partial G^t}{\partial n_i} + \sum_k \lambda_k a_{ik} = 0 \quad (i = 1, 2, \dots, n) \quad (2.13)$$

O primeiro termo do lado direito da equação 2.13 é conhecido como potencial químico ( $\mu_i$ ), portanto podemos reescrever a equação 2.13 como:

$$\mu_i + \sum_k \lambda_k a_{ik} = 0 \quad (2.14)$$

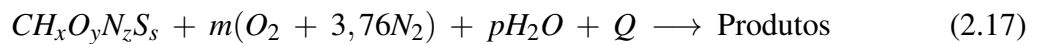
O potencial químico também é definido pela equação abaixo:

$$\mu_i = G_i^o + RT \ln \left( \frac{f_i}{f_i^o} \right) \quad (2.15)$$

Onde  $G_i^o = \Delta G_{fi}^o$  é a energia de formação de Gibbs padrão,  $R$  é a constante universal dos gases,  $T$  é a temperatura e  $f$  é a fugacidade das espécies. A razão  $n_i/n_{total}$  deriva da consideração de que os gases são ideais na pressão de referência, e a equação abaixo representa  $n$  estados de equilíbrio que se referem a cada espécie do sistema:

$$\Delta G_{fi}^o + RT \ln \left( \frac{n_i}{n_{total}} \right) + \sum_k \lambda_k a_{ik} = 0, \quad (i = 1, 2, \dots, n) \quad (2.16)$$

O modelo leva em conta que Dalvi (2015) utiliza ar como agente gaseificante. A reação global de gaseificação é definida por



onde os valores de  $x$ ,  $y$ ,  $z$  e  $s$  podem ser obtidos das análises elementares realizadas com a biomassa,  $m$  é a quantidade de  $kmol$  de ar por  $kmol$  de combustível,  $p$  é a umidade da biomassa e  $Q$  é o calor fornecido para a decomposição inicial do combustível.

Por fim, é realizado o balanço de energia entre reagentes e produtos para obtenção da temperatura adiabática do sistema. Utilizando a equação 2.17, podemos formular o balanço de

energia:

$$h_{fFEZES}^o + m\Delta h_{O_2} + p\Delta h_{H_2O} + Q = \sum_{i=\text{produto}} n_i \Delta h_i \quad (2.18)$$

onde  $h_{fFEZES}^o$  é a entalpia de formação das fezes e  $\Delta h$  representa a entalpia absoluta de cada espécie química presente no sistema. A quantidade de incógnitas no sistema será definido pela quantidade de produtos possíveis no modelo, além dos multiplicadores de Lagrange e da temperatura de gaseificação adiabática. Desta forma, o número de equações necessárias para completa solução será definido por essas variáveis.

### 2.6.3 Poder Calorífico Inferior do Gás de Síntese

O poder calorífico inferior do gás de síntese oriundo do processo de gaseificação da biomassa será avaliado de acordo com ABNT (2008):

$$PCI = \sum_{j=1}^N \left( x_j \cdot \frac{M_j}{M} \cdot PCI_j \right) \quad (2.19)$$

onde  $PCI$  é o poder calorífico inferior ideal em base mássica;  $PCI_j$  é o poder calorífico inferior em base mássica do componente  $j$ ;  $x_j$  é a fração molar do componente  $j$ ;  $M$  é a massa molar da mistura, calculada pela Equação 2.20;  $M_j$  é a massa molar do componente  $j$ .

$$M = \sum_{j=1}^N x_j \cdot M_j \quad (2.20)$$

O poder térmico, portanto, é definido pela equação 2.21.

$$PT = \dot{m}_{\text{singás}} \cdot PCI \quad (2.21)$$

### 2.6.4 Eficiência de Gaseificação

De acordo com Damartzis, Michailos e Zabaniotou (2012), a eficiência de gás frio é um parâmetro de avaliação quantitativa para o processo de gaseificação. Ela representa a fração de energia da biomassa que é alimentada no gaseificador que pode ser utilizada como energia a partir da utilização do singás gerado, como mostra a Equação 2.22.

$$\eta_{\text{gasei}} = \frac{\dot{m}_{\text{singás}} \times PCI_{\text{singás}}}{\dot{m}_{\text{biomassa}} \times PCI_{\text{biomassa}}} \quad (2.22)$$

Onabanjo et al. (2016b) fornece a seguinte equação para o cálculo do poder calorífico

superior ( $MJ/kg$ ) da biomassa:

$$PCS = 0,3491[C] + 1,1783[H] + 0,1005[S] - 0,1340[O] - 0,151[N] - 0,0211[CZ] \quad (2.23)$$

onde  $[C]$ ,  $[H]$ ,  $[S]$ ,  $[O]$ ,  $[N]$  e  $[CZ]$  são as frações mássicas [%] do carbono, hidrogênio, enxofre, oxigênio, nitrogênio e cinzas que compõem a biomassa seca. Temos a relação:

$$PCS_{biomassa}(MJ/kmol) = PCS_{biomassa}(MJ/kg) \times M_f$$

onde  $M_f$  é a massa molecular ( $kg$ ) da biomassa por  $kmol$ . Logo, a equação 2.24 fornece uma estimativa para o poder calorífico inferior ( $PCI_{biomassa}$ ) da biomassa:

$$PCI_{biomassa}(MJ/kmol) = PCS_{biomassa}(MJ/kmol) - 9 \times M_H \times h_{fg} \quad (2.24)$$

onde  $M_H$  é a massa molecular do  $H_2$  por  $kmol$  e  $h_{fg}$  é a entalpia de vaporização da água ( $44,01 \text{ kJ/kmol}$  à  $25^\circ C$ ). Logo:

$$PCI_{biomassa}(kJ/kg) = PCS_{biomassa}(kJ/kg) - 2440 \times (9[H] + [H_2O]) \quad (2.25)$$

onde  $[H_2O]$  é a fração mássica de água (umidade).

## 2.7 MODELOS TERMODINÂMICOS DE MOTORES DE COMBUSTÃO INTERNA

Segundo Heywood et al. (1988), os modelos que governam o desempenho de motores de combustão interna podem ser classificados em modelos termodinâmicos e modelos fluidodinâmicos. Os modelos termodinâmicos são classificados em modelos zero-dimensional, fenomenológico e quasi-dimensional; o modelo fluidodinâmico é conhecido como modelo multidimensional.

Nos modelos termodinâmicos zero-dimensional, não há qualquer modelagem do fluxo. Nos modelos fenomenológicos, detalhes adicionais relacionados às equações de conservação de energia são adicionados para cada fenômeno envolvido. Já nos modelos quasi-dimensionais, características específicas geométricas são complementadas ao modelo termodinâmico básico.

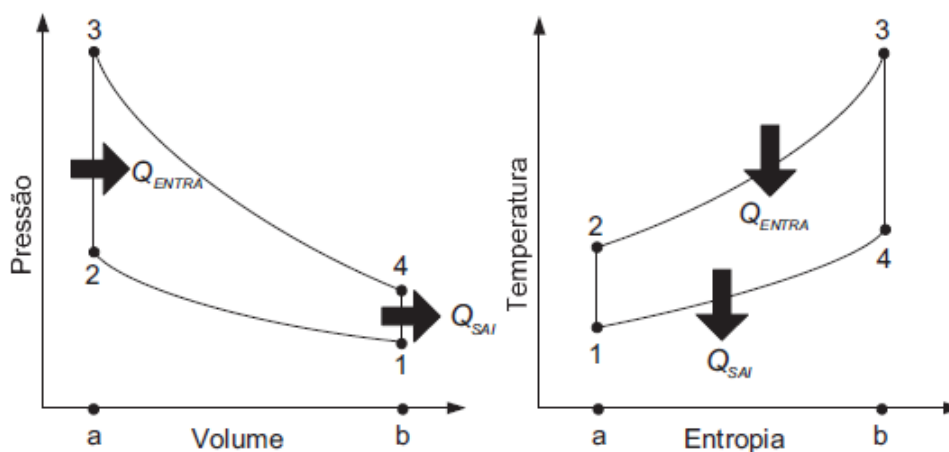
Ramos (1989), por sua vez, os classifica em modelos termodinâmicos e modelos dimensionais. Os modelos termodinâmicos são subdivididos em modelos de zonas-simples e multi-zonas. Modelos dimensionais são subdivididos em modelos unidimensional e multidimensional. Os

modelos multi-zonas dividem o volume da câmara em região de mistura queimada, região de mistura não-queimada e região de frente de chama. No caso, para aplicação deste modelo, especificações acerca da geometria e velocidade da chama, condições de operação, geometria da câmara de combustão e características da turbulência são requeridas. Já os modelos dimensionais proporcionam informações qualitativas e quantitativas sobre o campo de escoamento.

### 2.7.1 Ciclo de Ar-Padrão Otto Ideal

O ciclo de ar-padrão Otto ideal é o modelo termodinâmico mais rudimentar e é utilizado para realizar uma aproximação de um motor de combustão interna com ignição por centelha. Sua principal característica é a consideração de que a taxa de adição de calor ocorre instantaneamente quando o pistão atinge o *PMS*, ou seja, a volume constante. Os diagramas  $p - v$  e  $T - s$  do ciclo Otto estão ilustrados na figura 12.

Figura 12 – Diagramas  $p - v$  e  $T - s$  do ciclo ar-padrão Otto



Fonte: Moscato (2014)

Como é possível observar nos diagramas, o ciclo consiste em quatro processos internamente reversíveis em série. Moscato (2014) descreve cada processo da seguinte forma:

- Processo 1 – 2: Compressão isentrópica do ar conforme o pistão se move do *PMI* ao *PMS*.
- Processo 2 – 3: Adição de calor a volume constante para o ar a partir de uma fonte externa enquanto o pistão está no *PMS*.
- Processo 3 – 4: Expansão isentrópica do ar conforme o pistão se move do *PMS* para o *PMI*.

- Processo 4 – 1: Rejeição de calor a volume constante do ar enquanto o pistão está no *PMI*.

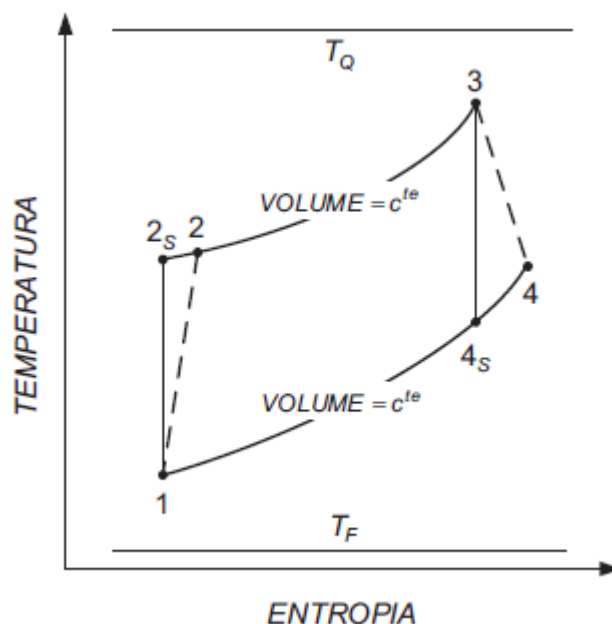
Uma outra interpretação do ciclo de ar-padrão Otto é a das áreas oriundas das curvas ilustradas na Figura 12. Ainda segundo Moscato (2014), a área no diagrama  $p - v$  pode ser interpretada como a potência por unidade de massa, e a área no diagrama  $T - s$  a taxa de calor por unidade de massa:

- Área 1 – 2 –  $a$  –  $b$  – 1 ( $p - v$ ): Trabalho fornecido por unidade de massa durante a compressão.
- Área 3 – 4 –  $b$  –  $a$  – 3 ( $p - v$ ): Trabalho realizado por unidade de massa durante a expansão.
- (Área 3 – 4 –  $b$  –  $a$  – 3 - Área 1 – 2 –  $a$  –  $b$  – 1) = Área 1 – 2 – 3 – 4 – 1: Trabalho líquido produzido por unidade de massa no diagrama  $p - v$ .
- Área 2 – 3 –  $b$  –  $a$  – 2 ( $T - s$ ): Calor fornecido por unidade de massa.
- Área 1 – 4 –  $b$  –  $a$  – 1 ( $p - v$ ): Calor rejeitado por unidade de massa.
- (Área 2 – 3 –  $b$  –  $a$  – 2 - Área 1 – 4 –  $b$  –  $a$  – 1) = Área 1 – 2 – 3 – 4 – 1: Calor absorvido por unidade de massa no diagrama  $T - s$ .

A eficiência do ciclo Otto é função apenas da taxa de compressão. Quanto maior for a taxa de compressão, maior é a eficiência.

### 2.7.2 Ciclo de Ar-Padrão Otto Irreversível

Diferentemente do ciclo endoreversível, definido como o ciclo Otto em que o processo de fornecimento de calor a partir da combustão e o processo de rejeição de calor para o ambiente são os únicos processos irreversíveis do ciclo, o ciclo de ar-padrão Otto irreversível leva em conta as irreversibilidades nos processos de compressão e expansão adiabáticos, como ilustra a Figura 13.

Figura 13 – Diagrama  $T - s$  do ciclo Otto irreversível

Fonte: Moscato (2014)

Os processos 1 – 2 e 1 – 2s representam a compressão adiabática irreversível e reversível, respectivamente, do fluido de trabalho. O processo é realizado pelo pistão quando este sai do *PMI* e vai para o *PMS*. Já o processo 2 – 3 representa a adição de calor isocórica na câmara de combustão, enquanto o pistão está no *PMS*. O processo 3 – 4 é uma expansão adiabática irreversível, representando o deslocamento do pistão do *PMS* ao *PMI*. Por fim, o processo 4 – 1 representa a rejeição de calor isocórica para o ambiente.

### 2.7.2.1 Primeira Lei da Termodinâmica

As principais hipóteses sobre o ciclo para aplicação da primeira lei da termodinâmica são as de que o ciclo opera em sistema fechado e as trocas de calor ocorrem entre os reservatórios associados e o fluido de trabalho. De acordo com a primeira lei, para o ciclo 1 – 2 – 3 – 4 – 1 da Figura 13, a potência líquida é igual a diferença entre as taxas de transferência de calor totais que entram e saem:

$$\dot{W} = \dot{Q}_{entra} - \dot{Q}_{sai} \quad (2.26)$$

A eficiência térmica  $\eta$  é obtida através da relação entre a potência líquida e a taxa de

transferência de calor total fornecida ao ciclo:

$$\eta = \frac{\dot{W}}{\dot{Q}_{entra}} \quad (2.27)$$

### 2.7.3 Eficiência do Motor

Lee, Balu e Chung (2013) definem a eficiência do motor através da equação 2.28:

$$\eta_{motor} = \frac{P_{elétrica}}{(PCI_{singás} \cdot \dot{m}_{singás}) \eta_{ge}} \quad (2.28)$$

onde  $PCI_{singás}$  é o poder calorífico inferior do gás de síntese,  $P_{elétrica}$  é potência elétrica do conjunto motogerador,  $\dot{m}_{singás}$  é a vazão mássica de gás de síntese e  $\eta_{ge}$  é a eficiência do gerador. Logo, a eficiência da planta integrada de gaseificação com motor de combustão interna pode ser estimada pela equação 2.29:

$$\eta_{global} = \eta_{gasei} \cdot \eta_{motor} \cdot \eta_{ge} \quad (2.29)$$

## 3 MATERIAIS E MÉTODOS

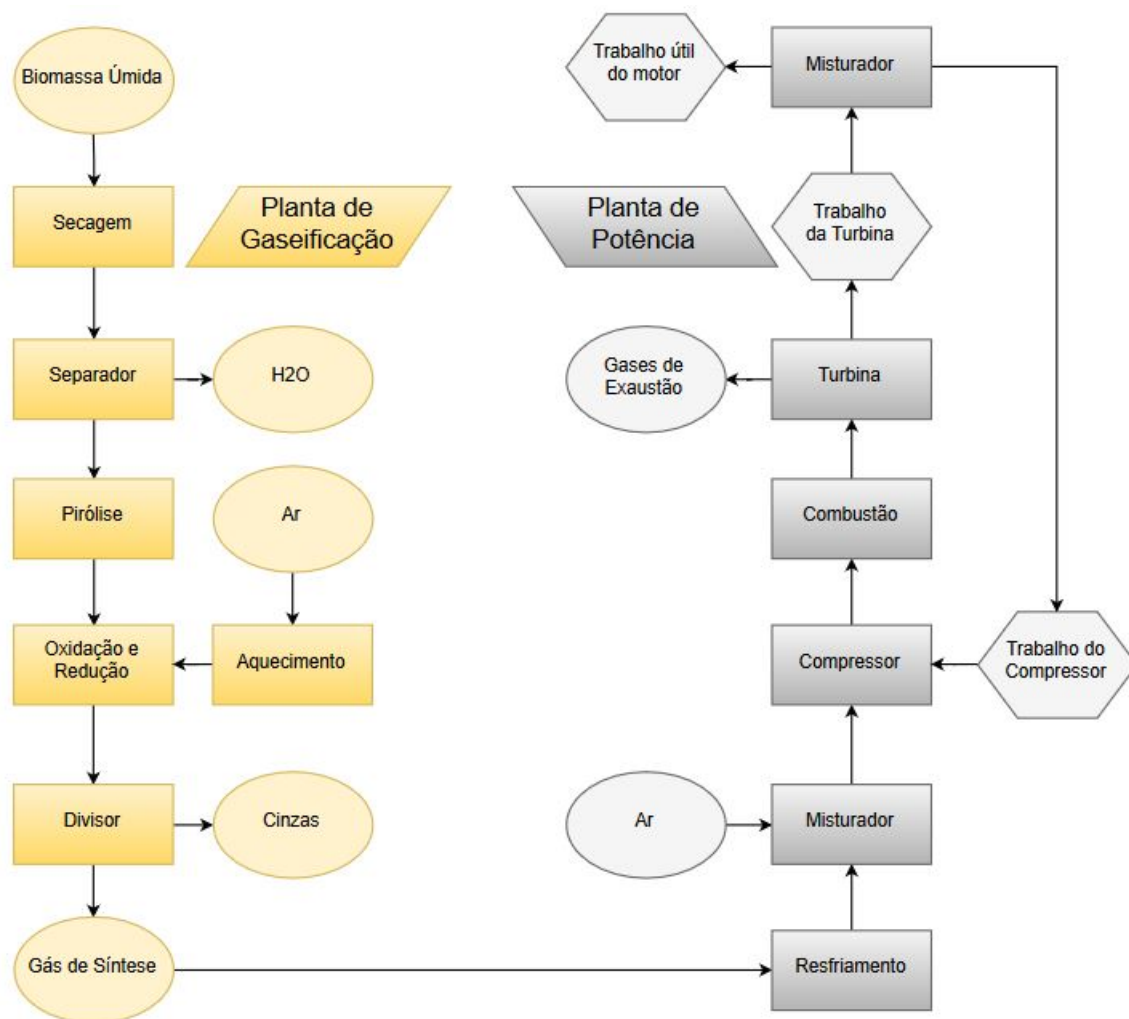
A modelagem do processo de gaseificação e da geração de energia com motor ciclo Otto foi feita utilizando o software de simulação O Aspen Plus<sup>TM</sup> V8.8, cuja licença foi obtida através do Departamento de Engenharia Mecânica da UFES. O Aspen Plus<sup>TM</sup> é um programa de simulação de processos usado para prever o comportamento de um processo, e utiliza relações básicas de engenharia térmica, como balanços de massa e energia, além de equilíbrios químico e de fase. Esse software foi escolhido por se tratar de um programa de simulação, que possibilita observar a sensibilidade dos resultados perante alterações dos diversos parâmetros do processo, e que permitiu a modelagem qualitativa do processo para avaliação da possibilidade da utilização de biomassa fecal para a geração de energia elétrica descentralizada.

Para a elaboração da simulação utilizou-se de uma modelagem zero-dimensional, seguindo o apresentado na fundamentação teórica. Nessa abordagem as reações químicas atingem o equilíbrio químico, o que permite que a composição do gás de gaseificação seja determinada a partir da minimização da energia livre de Gibbs dos produtos e reagentes envolvidos.

### 3.1 METODOLOGIA

Na fundamentação teórica foram apresentados os principais conceitos necessários para poder realizar a modelagem do processo de gaseificação e de geração de potência com um motor de combustão interna ciclo Otto. O fluxograma da Figura 14 apresenta a metodologia inicial e inclui os principais pontos necessários para a elaboração da planta dos processos no software Aspen Plus<sup>TM</sup>, servindo como ponto de partida para a confecção da simulação.

Figura 14 – Fluxograma do processo



Fonte: autoria própria

### 3.1.1 Hipóteses

A principal hipótese para a modelagem de uma simulação de processo de gaseificação via gaseificador é de que as taxas de gaseificação são suficientemente rápidas e o tempo de residência suficientemente longo para que o equilíbrio seja atingido (NÁSNER, 2015).

Outras hipóteses, listadas a seguir, são assumidas para satisfazer os modelos adotados:

- Modelo de regime permanente;
- Todos os processos ocorrem no gaseificador, i.e., secagem da biomassa, pirólise, reações de oxidação e redução;
- Secagem e pirólise acontecem instantaneamente no topo do gaseificador;
- Pirólise é modelada como a decomposição da biomassa em  $O_2$ ,  $N_2$ ,  $H_2$ ,  $C$ ,  $S$  e cinzas;
- Cinzas são inertes e não participam das reações;
- As fases sólida e líquida fluem em um padrão de fluxo de pistão;
- A queda de pressão no gaseificador é desprezada;
- As temperaturas do sólido e do gás são iguais no interior do gaseificador.

## 3.2 COMPONENTES DA SIMULAÇÃO

Para a utilização do ambiente de simulação do Aspen Plus<sup>TM</sup>, é necessário:

- Assegurar-se de que a simulação contém pelo menos um componente;
- Fornecer ao Aspen Plus<sup>TM</sup> uma lista de todos os componentes presentes na simulação;
- Estabelecer uma *Component ID*, uma identificação do componente, para cada componente. Essa *ID* se referirá ao componente em todas as formas subsequentes de entrada, resultados e relatórios (AT, 2000).

Os componentes são especificados com base em um estudo prévio do processo a ser modelado. Seguindo a revisão bibliográfica do processo de gaseificação foram estabelecidos três tipos de componentes cujas definições faziam-se necessárias, são eles:

- Componentes convencionais: produtos das reações em equilíbrio que estão presentes no banco de dados do Aspen Plus, como  $CO$ ,  $CO_2$ ,  $H_2O$  etc.
- Componentes não-convencionais: sólidos não convencionais que necessitam da análise elementar e imediata para que suas propriedades, como densidade e entalpia, sejam calculadas. É o caso da biomassa.
- Sólidos: são materiais puros, que podem estar presentes como uma fase em uma mistura ou como parte do equilíbrio químico. Em termos de propriedades são caracterizados por seu peso molecular, pressão de vapor e propriedades críticas (AT, 2000).

A Tabela 8 lista os componentes especificados para a simulação do processo de gaseificação:

Tabela 7 – Componentes do processo estudado

| <b>ID</b> | <b>Tipo</b>      | <b>Nome</b>           |
|-----------|------------------|-----------------------|
| $O_2$     | Convencional     | Oxigênio              |
| $N_2$     | Convencional     | Nitrogênio            |
| $CO$      | Convencional     | Monóxido de carbono   |
| $H_2$     | Convencional     | Hidrogênio            |
| $CO_2$    | Convencional     | Dióxido de carbono    |
| $CH_4$    | Convencional     | Metano                |
| $H_2S$    | Convencional     | Sulfeto de hidrogênio |
| $Cl_2$    | Convencional     | Gás cloro             |
| $NO$      | Convencional     | Óxido nítrico         |
| $NO_2$    | Convencional     | Dióxido de nitrogênio |
| $SO_2$    | Convencional     | Dióxido de enxofre    |
| $SO_3$    | Convencional     | Trióxido de enxofre   |
| BIOMASSA  | Não-Convencional | —                     |
| CINZAS    | Não-Convencional | —                     |
| $C$       | Sólido           | Carbono-grafite       |
| $S$       | Sólido           | Enxofre               |
| BMSS-SEC  | Não-Convencional | —                     |

### 3.3 MÉTODOS DE CÁLCULO DE PROPRIEDADES FÍSICAS

Um método de propriedades consiste em uma coleção de métodos e modelos que o Aspen Plus<sup>TM</sup> utiliza para calcular as propriedades termodinâmicas e de transporte dos materiais. A escolha do método de propriedades físicas apropriado frequentemente desempenha um papel importantíssimo na determinação da acurácia dos resultados da simulação. Entre as propriedades termodinâmicas calculadas estão a entalpia, o coeficiente de fugacidade, a entropia e a energia livre de Gibbs, e as principais propriedades de transporte são a viscosidade, a condutividade térmica e o coeficiente de difusão (AT, 2000).

Apesar de software apresentar internamente diversos modelos distintos para cálculo de propriedades, novos métodos podem ser criados pelo usuário para atender necessidades mais específicas. AT (2000) descreve os diversos métodos existentes no ambiente do Aspen Plus<sup>TM</sup> e detalha a metodologia de cálculo das propriedades, além de apresentar uma série de tabelas que permite a escolha de um método adequado para o cálculo das propriedades dos componentes convencionais de acordo com o processo que está sendo simulado.

Tabela 8 – Métodos de cálculo de propriedades

| Aplicação                  | Métodos de propriedades recomendados |
|----------------------------|--------------------------------------|
| Produção de gás de síntese | PR-BM, RKS-BM                        |
| Gaseificação de carvão     | PR-BM, RKS-BM                        |

Adaptado de: AT (2000)

A equação de estado de Redlich-Kwong-Soave-Boston-Mathias é a base para o método de propriedades RKS-BM. Essa correção corresponde a equação de estado Redlich-Kwong-Soave com a função alfa de Boston-Mathias. Esse modelo é recomendado para aplicações que envolvem o processamento de hidrocarbonetos, como processamento de gás, refinaria e gaseificação. Seus resultados são comparáveis com os da equação de estado de Peng-Robinson-Boston-Mathias, base para o método PR-BM (AT, 2011). O método utilizado para o cálculo de propriedades de materiais convencionais nas simulações apresentadas neste trabalho foi o RKS-BM.

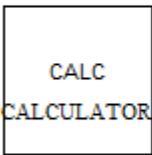
### 3.3.1 Métodos de Propriedades para Materiais Não-Convencionais

Alguns materiais como as cinzas e a biomassa não fazem parte das bibliotecas internas do Aspen Plus<sup>TM</sup> e, por isso, são declarados como sólidos não-convencionais. Para esse tipo de material o método de propriedades é escolhido a partir das informações disponíveis de cada material não-convencional. Foram adotados o método HCOALGEN para cálculo da entalpia e do método DCOALIGT para cálculo da densidade, pois ambos utilizam para seus cálculos as análises elementar e imediata.

## 3.4 PLANTA DE GASEIFICAÇÃO

A parte da planta do processo correspondente a gaseificação, ou seja, da entrada da biomassa no sistema até a saída do singás, foi chamada de planta de gaseificação. O processo pode ser dividido basicamente em quatro etapas: secagem, pirólise, oxidação e redução, e coleta de cinzas. Os blocos utilizados nesse processo de estão presentes na tabela 9. O funcionamento de cada bloco e seus detalhes são apresentados na sequência deste trabalho, onde cada etapa da planta de gaseificação é descrita.

Tabela 9 – Blocos utilizados na planta de gaseificação

| Bloco                                                                                                   | Modelo            | Descrição                                                                                                                                            |
|---------------------------------------------------------------------------------------------------------|-------------------|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| DRYING<br>             | <i>RYield</i>     | Utilizado para modelar a secagem da biomassa úmida.                                                                                                  |
| CALC<br>CALCULATOR<br> | <i>Calcuiaior</i> | Utilizado para auxiliar na configuração dos parâmetros da simulação.                                                                                 |
| DECOMP<br>            | <i>RYield</i>     | Utilizado para modelar a decomposição da biomassa seca em seus componentes, simulando a pirólise.                                                    |
| R-GIBBS<br>          | <i>RGibbs</i>     | Utilizado para modelar o equilíbrio termodinâmico e calcular as frações de cada produto através da técnica da minimização da energia livre de Gibbs. |
| SEP-02<br>           | <i>SSplit</i>     | Utilizado para separar as cinzas do gás de síntese, oriundos do reator.                                                                              |
| HEATER-1<br>         | <i>Heater</i>     | Utilizado para pré-aquecer o ar que atua como agente gaseificante no reator.                                                                         |

### 3.4.1 Secagem

A diminuição da umidade da biomassa desempenha um papel fundamental na melhora da performance do gaseificador. O processo de secagem da biomassa úmida foi modelado

utilizando-se de um bloco reator. O Aspen Plus<sup>TM</sup> fornece sete modelos distintos de reatores para simulações, uma vez que as reações químicas ocorrem sob diferentes condições nos variados tipos de equipamentos. Os diferentes tipos de reatores são mostrados na tabela 10.

Tabela 10 – Blocos reatores do Aspen Plus<sup>TM</sup>

| Modelo | Propósito                                                            |
|--------|----------------------------------------------------------------------|
| RStoic | Reator de conversão com estequiometria conhecida                     |
| RYield | Reator de rendimento com rendimentos dos produtos conhecidos         |
| REquil | Reator estequiométrico com equilíbrio químico de duas fases          |
| RGibbs | Reator não-estequiométrico com equilíbrio químico de múltiplas fases |
| RCSTR  | Reator de tanque de agitação contínua com cinética conhecida         |
| RPlug  | Reator de fluxo de pistão com cinética conhecida                     |
| RBatch | Reator de lote ou semi-lote com cinética conhecida                   |

Adaptado de: AT (2000)

Como mostrado em AT (2014) e Begum et al. (2013) uma boa opção de reator para simular o processo de secagem quando se conhece a quantidade de umidade da biomassa é o RYield. Esse bloco é utilizado quando a distribuição dos produtos é conhecida e nele nenhuma reação estequiométrica é envolvida (SCHEFFLAN, 2016). No bloco da secagem, a alimentação é a biomassa úmida, que entra na temperatura e pressão especificadas, e o produto é um fluxo de um novo componente não convencional, tratado como sendo a biomassa seca, e água.

O fluxo de biomassa seca e água, oriundo do bloco de secagem, é então separado em dois, um para cada componente. Esse processo de separação serve para concluir a etapa de secagem, onde normalmente se tem a perda do vapor de água para o ambiente, restando apenas a biomassa seca. Para modelar essa separação o Aspen Plus<sup>TM</sup> disponibiliza cinco blocos diferentes, são eles: *Flash2*, *Flash3*, *Decanter*, *Sep* e *Sep2*.

Para modelar a separação utilizou-se do bloco Sep2. Os blocos de separação Sep e Sep2 combinam os fluxos de alimentação, quando existem mais do que um, e então dividem o fluxo resultante de acordo com as especificações do usuário, sendo opções interessantes de se escolher em detrimento dos modelos de separação mais rigorosos quando os detalhes da separação não são conhecidos ou são irrelevantes, poupando tempo computacional (AT, 2000).

### 3.4.2 Pirólise

O processo de pirólise, como já discriminado na fundamentação teórica, pode ser brevemente resumido como a decomposição da matéria ocorrente devido as altas temperaturas. Essa etapa da gaseificação é modelada utilizando, novamente, um bloco reator *RYield*. Nesse bloco a biomassa seca é decomposta nos componentes constituintes  $H_2$ ,  $O_2$ ,  $N_2$ ,  $C$ ,  $S$  e cinzas (componente não-convencional). A distribuição dos componentes é feita utilizando os rendimentos em base mássica que são provenientes da análise elementar da biomassa.

A utilização do bloco RYield para a modelagem da pirólise é comum entre os autores, Begum et al. (2013), Násner (2015), Onabanjo et al. (2016b), por exemplo, também utilizaram desse método e validaram suas respectivas simulações em faixas interessantes de aceitação. Begum et al. (2013), por exemplo, obteve uma variação máxima de 3% entre os resultados experimentais e os resultados da simulação. Cabe destacar, porém, que resultados mais precisos podem ser obtidos seguindo dois modelos disponíveis na literatura visando a obtenção da quantidade de cada produto da pirólise. Um desses modelos é através de métodos teóricos como o modelo de grupo fracional (HOBBS; RADULOVIC; SMOOT, 1992), e o outro é um modelo experimental (SUUBERG; PETERS; HOWARD, 1978), que usualmente é mais simples e mais prático do que os métodos teóricos.

### 3.4.3 Oxidação e Redução

As zonas de oxidação e de redução do gaseificador são modeladas no Aspen Plus<sup>TM</sup> utilizando-se de um bloco reator *RGibbs*. O bloco *RGibbs* pode ser utilizado para estabelecer equilíbrio químico entre produtos e reagentes através da minimização da energia livre Gibbs (SCHEFFLAN, 2016). Os fluxos de entrada são dois, o primeiro é composto pelos componentes oriundos da pirólise e o segundo é o agente gaseificante utilizado. Os possíveis produtos são inseridos durante o preenchimento do bloco *RGibbs* e, em um primeiro momento, utilizou-se dos componentes apresentados na tabela 11, uma vez que esses foram os componentes mensurados por Dalvi (2015) em seu trabalho experimental, que foi utilizado para a validação dessa simulação.

Tabela 11 – Gases presentes na composição do singás

|        |                       |
|--------|-----------------------|
| $H_2O$ | Vapor d'água          |
| $CO$   | Monóxido de carbono   |
| $CO_2$ | Dióxido de carbono    |
| $N_2$  | Gás nitrogênio        |
| $O_2$  | Gás oxigênio          |
| $H_2$  | Gás hidrogênio        |
| $CH_4$ | Metano                |
| $NO$   | Óxido nítrico         |
| $NO_2$ | Dióxido de nitrogênio |

É importante destacar, entretanto, que Dalvi (2015) limitou suas medições a esses componentes por serem aqueles cuja identificação era possível ser feita com o analisador de gases que ele possuía. Porém, uma das principais vantagens da utilização do ambiente de simulação do Aspen Plus<sup>TM</sup> é a capacidade de superar algumas limitações impostas pela análise experimental. Portanto, foi analisada a presença de gases compostos de enxofre na composição do singás, uma vez que, pela análise elementar, enxofre era um dos componentes presentes na biomassa utilizada. Os componentes inseridos no bloco reator *RGibbs* foram o dióxido e trióxido

de enxofre ( $SO_2$  e  $SO_3$ ) e o sulfeto de hidrogênio ( $H_2S$ ).

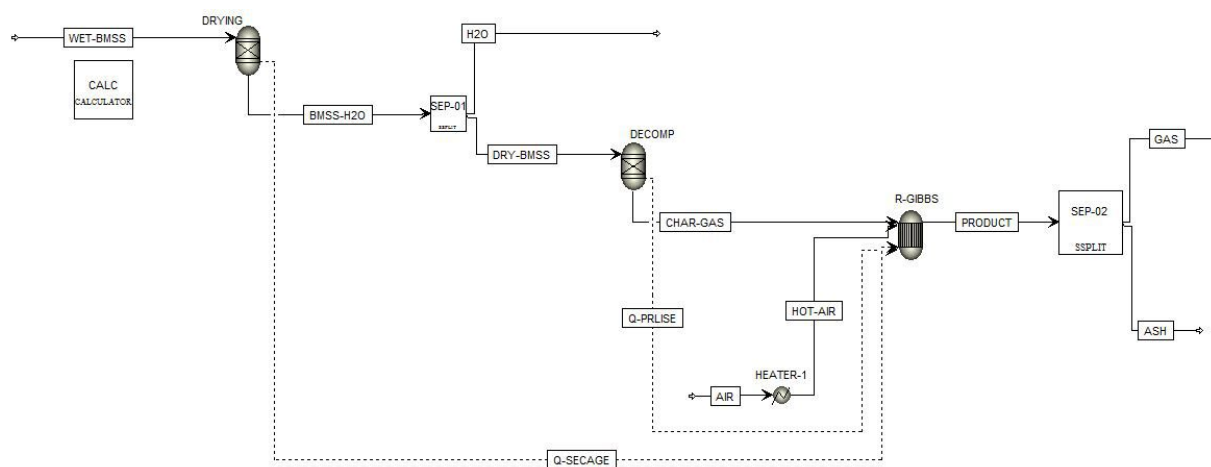
Com relação ao agente gaseificante, vale ressaltar que Dalvi (2015) utilizou ar à temperatura ambiente. Entretanto, uma vez mais, o ambiente de simulação permitiu ir um pouco além e avaliar a sensibilidade do singás produzido ao pré-aquecimento desse ar. Para a realização do pré-aquecimento do ar o Aspen Plus<sup>TM</sup> disponibiliza diversos tipos de trocadores de calor. Neste trabalho foi utilizado o bloco *Heater*. O *Heater* é um bloco capaz de simular aquecedores ou resfriadores, ou seja, equivale à um lado de um trocador de calor (AT, 2000).

### 3.4.4 Coleta das Cinzas

O fluxo produto do bloco *RGibbs* responsável por modelar as zonas de oxidação e de redução consiste em uma mistura do singás com as cinzas. Para encerrar a modelagem do gaseificador foi adicionado então um bloco divisor para promover a separação desse fluxo em dois fluxos distintos, sendo o primeiro contendo exclusivamente o singás e o segundo contendo apenas as cinzas, material sólido resultante do processo de gaseificação. Para promover esse tipo de separação o Aspen Plus<sup>TM</sup> disponibiliza o bloco divisor *SSplit*.

O *SSplit* é um bloco que combina fluxos de matéria, calor ou trabalho, e divide o fluxo resultante em dois ou mais fluxos. Nele devem ser especificados todos os fluxos resultantes, com exceção de um. Ele pode ser utilizado, por exemplo, para separar perfeitamente um fluxo contendo sólido e líquido em dois fluxos, cada um contendo uma fase pura (AT, 2000). A Figura 15 apresenta a planta de gaseificação confeccionada no Aspen Plus<sup>TM</sup> contendo os processos descritos.

Figura 15 – Planta de gaseificação de biomassa elaborada no Aspen Plus<sup>TM</sup>



Fonte: autoria própria

## 3.5 PLANTA DE GERAÇÃO DE POTÊNCIA

Násner (2015) ressaltou que embora o Aspen Plus<sup>TM</sup> seja um software que possua todos os requisitos necessários para a simulação de uma planta de potência, o programa não disponibiliza um modelo padrão para a modelagem dos motores a gás mais populares na indústria, utilizados para a queima de gás de gaseificação, em suas bibliotecas. Entretanto, Násner (2015) apresentou a possibilidade de realizar a modelagem de um motor ciclo Otto no Aspen Plus<sup>TM</sup> utilizando alguns blocos disponibilizados nas bibliotecas do software. Os blocos que possibilitam essa modelagem e sua respectiva função estão dispostos na tabela 12.

A modelagem do motor ciclo Otto pode ser dividida em cinco etapas: resfriamento do singás, mistura do ar com o combustível, compressão da mistura ar-combustível, combustão e expansão dos gases de combustão. Além de permitir avaliar qual a potência gerada a partir do gás de gaseificação, a modelagem do motor ciclo Otto em um software de simulação permitiu a avaliação de importantes fatores nos motores de combustão interna como a razão ar-combustível e a taxa de compressão.

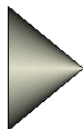
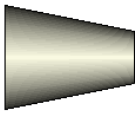
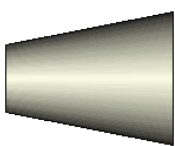
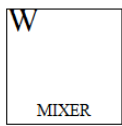
### 3.5.1 Resfriamento do Singás

Como os gases produtos do processo de gaseificação saem com elevada temperatura, superiores a 600°C, o resfriamento do singás é realizado para que seja reduzida energia necessária para realizar a compressão da mistura ar-combustível. Esse resfriamento é realizado utilizando-se do bloco *Heater*, já apresentado na planta de gaseificação como possibilidade para a realização do pré-aquecimento do agente gaseificante. Entretanto, ao invés do *Heater* funcionar como aquecedor, como no caso do pré-aquecimento do ar que entra no gaseificador, aqui ele modela um resfriador, responsável pela diminuição da temperatura do singás.

### 3.5.2 Mistura do Ar com o Combustível

Antes de iniciar a compressão dos gases é necessário gerar uma mistura ar-combustível, sendo esta mistura a mais homogênea possível. Em suas bibliotecas o Aspen Plus<sup>TM</sup> disponibiliza o bloco misturador *Mixer* para a realização de mistura de dois ou mais fluxos. O *Mixer* combina fluxos de matéria (ou calor ou trabalho) em um único fluxo de saída, a temperatura e a fase do fluxo de saída são determinadas através de um modelo de equilíbrio adiabático dos fluxos de alimentação (AT, 2000).

Tabela 12 – Blocos utilizados na planta de geração de potência

| Bloco                                                                                           | Modelo | Descrição                                                                                                                                          |
|-------------------------------------------------------------------------------------------------|--------|----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| COOLER<br>     | Heater | Utilizado para resfriar o gás de síntese, aumentando sua densidade e diminuindo o trabalho solicitado ao compressor para o processo de compressão. |
| MIXER-01<br>   | Mixer  | Utilizado para misturar os fluxos de ar e de gás de síntese, formando a mistura ar-combustível.                                                    |
| COMPRESS<br>   | Compr  | Utilizado para simular a compressão adiabática do ciclo termodinâmico de Otto.                                                                     |
| RGIBBS-2<br>  | RGibbs | Utilizado para simular a combustão isovolumétrica dos motores de combustão interna que atuam conforme o ciclo Otto.                                |
| TURBINA<br>  | Compr  | Utilizado para modelar a expansão adiabática dos gases de combustão do ciclo Otto, produzindo potência.                                            |
| MIXER-02<br> | Mixer  | Utilizado para misturar os fluxos de trabalho oriundos da turbina e do compressor, produzindo um fluxo de trabalho líquido.                        |

### 3.5.3 Compressão da mistura Ar-Combustível

O Aspen Plus<sup>TM</sup> disponibiliza, em suas bibliotecas, uma série de blocos na categoria de variadores de pressão. Um bloco chama a atenção e é utilizado duas vezes na planta de geração de potência, o bloco *Compr*. Trata-se de um bloco capaz de modelar tanto turbinas quanto compressores de estágio simples, que permite calcular tanto a potência necessária dada uma pressão de saída especificada quanto a pressão de saída dada uma potência especificada. Nessa etapa de compressão da mistura ar-combustível o bloco *Compr* é utilizado para modelar o processo de compressão adiabática de um motor de combustão interna.

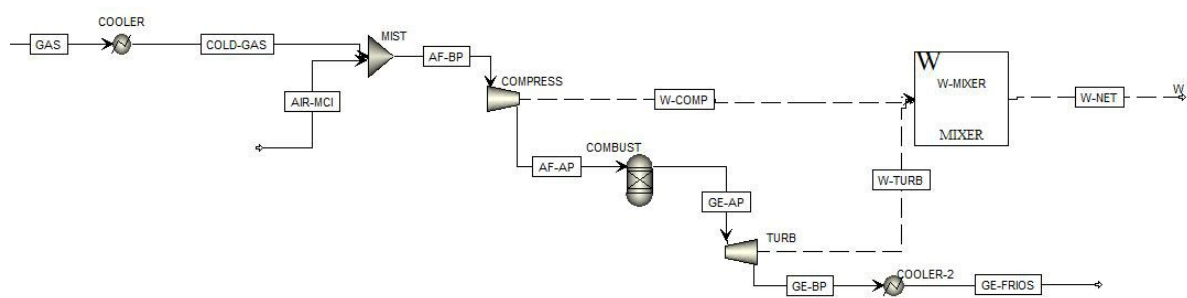
### 3.5.4 Combustão

A câmara de combustão do motor ciclo Otto é simulada a partir de um bloco reator *RGibbs* que, conforme apresentado na etapa de oxidação e redução da planta de gaseificação, trabalha com o princípio da minimização da energia livre de Gibbs. O reator é utilizado para simular a adição isocórica de calor do motor de combustão interna.

### 3.5.5 Expansão dos Gases de Combustão

A etapa final da planta de geração de potência consiste na passagem dos gases oriundos da combustão por uma turbina. A turbina, como já citado na etapa de compressão da mistura de ar-combustível, é modelada utilizando o bloco variador de pressão *Compr*, e simula o processo de expansão adiabática do ciclo Otto, produzindo os gases de exaustão.

Para obter a potência líquida do motor ciclo Otto um bloco misturador *Mixer* é novamente utilizado. Os fluxos de entrada correspondem ao trabalho consumido no compressor e ao trabalho produzido pela turbina, enquanto o fluxo de saída representa o trabalho líquido produzido pelo motor. Esse trabalho líquido é a principal variável do processo, pois representa quanto de energia pode ser aproveitado a partir da gaseificação de biomassa utilizando um processo de gaseificação via gaseificador acoplado a uma planta de geração de potência que trabalha com motor ciclo Otto. A Figura 16 apresenta a planta de geração de potência produzida no Aspen Plus<sup>TM</sup>.

Figura 16 – Planta de geração de potência elaborada no Aspen Plus<sup>TM</sup>

Fonte: autoria própria

## 4 RESULTADOS

### 4.1 ANÁLISE DA PLANTA INTEGRADA

Para validar a simulação do processo de gaseificação, foi realizada uma análise comparativa entre os resultados obtidos com o modelo elaborado e os resultados experimentais de Dalvi (2015) e Dogru et al. (2002), cujas biomassas são fezes humanas (FH) e casca de avelã (CA), respectivamente; além da própria validação do modelo proposto por Onabanjo et al. (2016b), que utilizou diversos resultados experimentais de diferentes trabalhos dispostos na literatura, que incluem biomassas como o carvão (CL), palha de cana (ST), lodo sanitário (SLD), esterco (MAN).

A Tabela 13 compara os valores obtidos pela análise imediata e experimental das diferentes biomassas, que são utilizados como dados de entrada no modelo proposto. As frações mássicas de umidade (U), cinzas (CZ) e matéria orgânica (MO) são obtidas pela análise imediata, dispostos na tabela em base úmida. As frações mássicas de carbono (C), hidrogênio (H), nitrogênio (N), oxigênio (O) e enxofre (S) são obtidas pela análise elementar, dispostos na tabela em base seca.

Tabela 13 – Análise elementar e imediata das diferentes biomassas

| Análise imediata  |      |      |      |      |      |      |
|-------------------|------|------|------|------|------|------|
| % <i>bu</i>       | FH   | CA   | CL   | ST   | SLD  | MAN  |
| U                 | 20   | 12,5 | 11,5 | 12,7 | 32,5 | 43,6 |
| CZ                | 10   | 0,77 | 8,5  | 6,4  | 25,7 | 17,2 |
| MO                | 70   | 86,8 | 80,0 | 80,9 | 41,8 | 39,2 |
| Análise elementar |      |      |      |      |      |      |
| % <i>bs</i>       | FH   | CA   | CL   | ST   | SLD  | MAN  |
| C                 | 48,3 | 46,8 | 71,0 | 45,4 | 31,2 | 35,9 |
| H                 | 7,2  | 5,8  | 4,5  | 5,6  | 4,4  | 4,6  |
| N                 | 4,6  | 0,2  | 12,0 | 40,8 | 21,7 | 24,7 |
| O                 | 27,5 | 45,8 | 1,4  | 0,74 | 3,5  | 3,7  |
| S                 | 0,01 | 0,67 | 1,5  | 0,19 | 1,1  | 0,6  |
| Cinzas            | 12,5 | 0,9  | 9,6  | 7,3  | 38,1 | 30,5 |

A Tabela 14 possibilita uma comparação entre o modelo elaborado e os resultados experimentais obtidos, com os parâmetros de entrada definidos ( $T_{redução}$  e  $AB$ ), onde  $AB$  é a razão entre a vazão mássica de ar e a vazão mássica de biomassa que entra na planta de gaseificação, já  $T_{redução}$  é a temperatura de saída do singás, ou seja, a temperatura da zona de redução. No modelo confeccionado a temperatura da zona de redução é encontrada considerando o reator adiabático, ou seja, a temperatura (zona de redução) obtida experimentalmente não foi utilizada

nesta primeira modelagem. Para a biomassa casca de avelã, os resultados de Dogru et al. (2002) não incluem a temperatura da zona de redução, ou temperatura de saída do singás, apenas a temperatura da zona de oxidação. A simulação para essa referência foi realizada, portanto, apenas para o modelo de reator adiabático.

Tabela 14 – Validação do modelo de gaseificação

|                  | $T_{redução}$<br>°C | $AB$<br>kg/kg | $H_2$  | $CO$   | $CO_2$ | $H_2O$<br>(mol%) | $CH_4$ | $N_2$  | $H_2S$ |
|------------------|---------------------|---------------|--------|--------|--------|------------------|--------|--------|--------|
| FH <sup>a</sup>  | 600                 | 1,190         | 0,097  | 0,177  | 0,066  | -                | 0,037  | 0,566  | -      |
| FH <sup>s</sup>  | 653                 | 1,190         | 0,259  | 0,161  | 0,081  | -                | 0,015  | 0,421  | -      |
| CA <sup>a</sup>  | 821*                | 1,110         | 0,148  | 0,086  | 0,163  | -                | 0,014  | 0,587  | -      |
| CA <sup>s</sup>  | 640                 | 1,110         | 0,215  | 0,178  | 0,134  | -                | 0,012  | 0,384  | -      |
| CL <sup>a</sup>  | 832                 | 2,836         | 0,158  | 0,324  | 0,009  | 0,005            | 0,001  | 0,500  | 0,003  |
| CL <sup>s</sup>  | 1079                | 2,836         | 0,135  | 0,293  | 0,000  | 0,000            | 0,000  | 0,569  | 0,003  |
| ST <sup>a</sup>  | 659                 | 1,401         | 0,225  | 0,205  | 0,113  | 0,063            | 0,010  | 0,384  | 0,000  |
| ST <sup>s</sup>  | 1273                | 1,401         | 0,250  | 0,217  | 0,000  | 0,000            | 0,000  | 0,532  | 0,001  |
| SLD <sup>a</sup> | 600                 | 1,237         | 0,192  | 0,056  | 0,147  | 0,186            | 0,004  | 0,412  | 0,003  |
| SLD <sup>s</sup> | 867                 | 1,237         | 0,189  | 0,231  | 0,014  | 0,013            | 0,000  | 0,548  | 0,003  |
| MAN <sup>a</sup> | 600                 | 1,247         | 0,171  | 0,038  | 0,147  | 0,246            | 0,002  | 0,395  | 0,001  |
| MAN <sup>s</sup> | 876                 | 1,247         | 0,169  | 0,224  | 0,020  | 0,018            | 0,000  | 0,567  | 0,002  |
| RMS              |                     |               | 0,0732 | 0,1120 | 0,0891 | 0,1465           | 0,0102 | 0,1510 | 0,0004 |

<sup>a</sup> Dados da literatura; <sup>s</sup> Resultados do modelo; \* Temperatura de oxidação

A Tabela 15, por sua vez, fornece uma análise comparativa entre um segundo modelo confeccionado e os resultados experimentais supracitados, com os parâmetros de entrada definidos,  $T_{redução}$  e  $AB$ . Neste modelo, a temperatura de redução do reator foi configurada como sendo igual à temperatura experimental, e a simulação determinou os produtos da gaseificação para tais condições.

Tabela 15 – Validação do modelo de gaseificação

|                  | $T_{\text{redução}}$<br>°C | $AB$<br>kg/kg | $H_2$  | $CO$   | $CO_2$ | $H_2O$<br>(mol%) | $CH_4$ | $N_2$  | $H_2S$ |
|------------------|----------------------------|---------------|--------|--------|--------|------------------|--------|--------|--------|
| FH <sup>a</sup>  | 600                        | 1,190         | 0,097  | 0,177  | 0,066  | -                | 0,037  | 0,566  | -      |
| FH <sup>t</sup>  | 600                        | 1,190         | 0,230  | 0,095  | 0,108  | -                | 0,023  | 0,446  | -      |
| CA <sup>a</sup>  | 821*                       | 1,110         | 0,148  | 0,086  | 0,163  | -                | 0,014  | 0,587  | -      |
| CA <sup>t</sup>  | 640                        | 1,110         | 0,215  | 0,178  | 0,134  | -                | 0,012  | 0,384  | -      |
| CL <sup>a</sup>  | 832                        | 2,836         | 0,158  | 0,324  | 0,009  | 0,005            | 0,001  | 0,500  | 0,003  |
| CL <sup>t</sup>  | 832                        | 2,836         | 0,132  | 0,279  | 0,007  | 0,003            | 0,001  | 0,575  | 0,003  |
| ST <sup>a</sup>  | 659                        | 1,401         | 0,225  | 0,205  | 0,113  | 0,063            | 0,010  | 0,384  | 0,000  |
| ST <sup>t</sup>  | 659                        | 1,401         | 0,217  | 0,121  | 0,039  | 0,036            | 0,009  | 0,577  | 0,001  |
| SLD <sup>a</sup> | 600                        | 1,237         | 0,192  | 0,056  | 0,147  | 0,186            | 0,004  | 0,412  | 0,003  |
| SLD <sup>t</sup> | 600                        | 1,237         | 0,151  | 0,084  | 0,083  | 0,056            | 0,010  | 0,613  | 0,004  |
| MAN <sup>a</sup> | 600                        | 1,247         | 0,171  | 0,038  | 0,147  | 0,246            | 0,002  | 0,395  | 0,001  |
| MAN <sup>t</sup> | 600                        | 1,247         | 0,138  | 0,085  | 0,087  | 0,052            | 0,008  | 0,627  | 0,002  |
| RMS              |                            |               | 0,0655 | 0,0676 | 0,0513 | 0,1176           | 0,0068 | 0,1790 | 0,0006 |

<sup>a</sup> Dados da literatura; <sup>t</sup> Resultados do modelo; \* Temperatura de oxidação

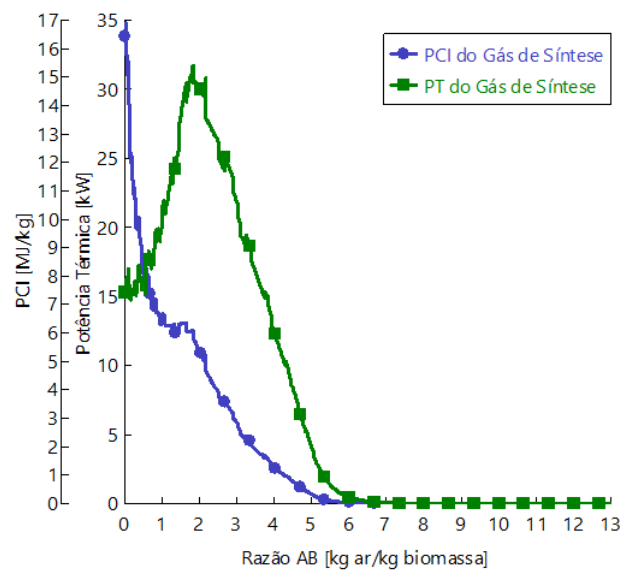
O erro médio quadrático (RMS) para cada componente do gás de síntese permite uma avaliação da precisão do modelo ou capacidade de predição do comportamento do fenômeno físico da gaseificação. O RMS é definido de acordo com a Equação 4.1 (ONABANJO et al., 2016b), onde  $REF_i$  é o valor obtido experimentalmente da espécie  $i$ ,  $MOD_i$  é o valor calculado pelo modelo da espécie  $i$  e  $N$  é a quantidade de dados (biomassas) para  $i$  espécies ( $H_2$ ,  $CO$ ,  $CO_2$ ,  $H_2O$ ,  $CH_4$ ,  $N_2$ ,  $H_2S$ ).

$$RMS_i = \sqrt{\frac{\sum_i (REF_i - MOD_i)^2}{N}} \quad (4.1)$$

Os resultados obtidos pelo modelo se mostraram satisfatoriamente próximos dos resultados experimentais comparados. Para o caso particular do carvão, o erro RMS apresentou uma média de 0,02. Para a maioria das amostras restantes, existiu alguma variação superior entre os dados experimentais e os dados obtidos com o modelo, entretanto pode-se observar que essas variações foram menores para o  $H_2$ ,  $CH_4$  e  $CO$ . São justamente estes os elementos que contribuem diretamente para o  $PCI$  do gás de síntese, garantindo assim ao modelo uma boa adequabilidade para fins de balanço de energia.

A escolha do software para avaliar o processo de gaseificação se deu por se tratar de um programa de simulação, que possibilita observar a sensibilidade dos resultados perante alterações dos diversos parâmetros do processo. As análises desses resultados é apresentada a seguir através de uma série de gráficos que permitem a avaliação quantitativa e qualitativa do processo. Os gráficos foram elaborados para a gaseificação da biomassa fecal humana, e foram utilizados os dados e as condições experimentais de Dalvi (2015), exceto quando explicitado o contrário.

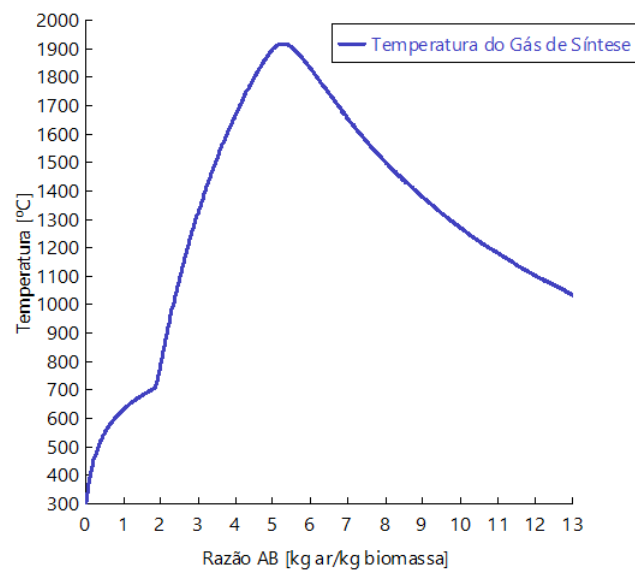
Figura 17 – PCI e Potência Térmica do Singás em função da razão AB



A potência térmica do gás de síntese é maximizada para um determinado valor de razão ar/biomassa, que é de aproximadamente 1,813. Para os dados de Dalvi (2015) - vazão mássica de biomassa de  $7,5 \text{ kg/h}$  - a condição ótima de operação no gaseificador seria com uma vazão de ar de aproximadamente  $13,6 \text{ kg/h}$  como agente gaseificante. Nesta situação seria atingida uma potência térmica do gás de síntese de  $31,8 \text{ kW}$ , um aumento percentual de 32%, quando comparado à potência térmica obtida nas condições de operação do experimento ( $24,1 \text{ kW}$ ).

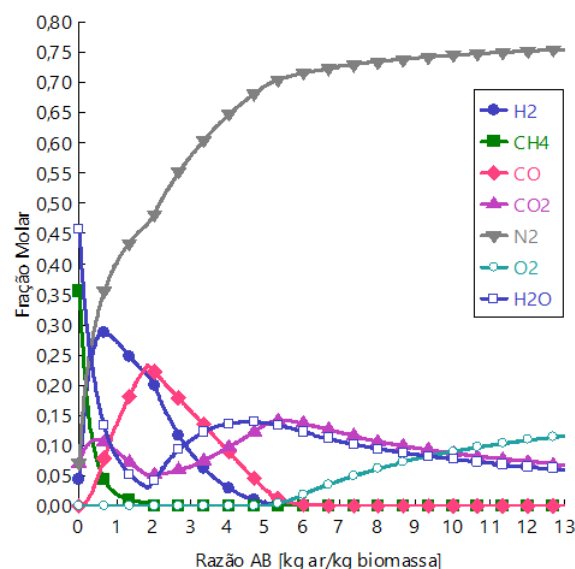
Os resultados das Figuras 17 e 18 são uma consequência do aumento da quantidade de oxigênio presente na zona de oxidação parcial dos produtos da pirólise, e indicam que de fato as reações exotérmicas características dessa região são intensificadas. Uma temperatura máxima da zona de redução de  $1918^{\circ}\text{C}$  é atingida para uma razão AB de aproximadamente 5,3.

Figura 18 – Temperatura da zona de redução em função da razão AB



Para AB, no intervalo 5 – 6 de kg ar/kg biomassa (Fig. 19), há um aumento acentuado de fração molar de oxigênio ( $O_2$ ), que pode ser entendido como uma "saturação" da oxidação do gás hidrogênio, que é totalmente consumido no processo, a partir desse intervalo.

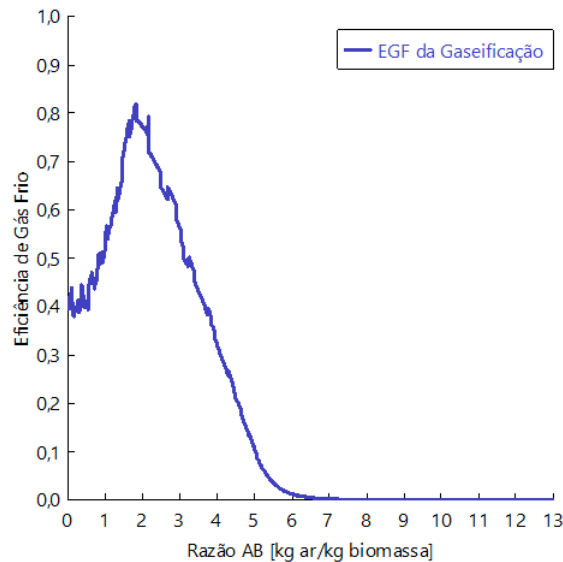
Figura 19 – Fração molar das espécies do singás em função da razão AB



Apesar de ser nesta região que a temperatura do gás de síntese atinge seu ápice, o seu poder calorífico e a sua potência térmica atingem valores próximos de zero, o que comprova a oxidação quase completa dos combustíveis presentes no singás. Logo, a partir desses valores, a

adição de mais ar não implica em nenhum tipo de efeito positivo para o gás de síntese, o que é confirmado pela Figura 19, já que para valores de AB superiores à 6 kg ar/kg biomassa o gás oriundo do reator apresenta, basicamente, uma composição de  $N_2$ ,  $H_2O$ ,  $CO_2$  e  $O_2$ .

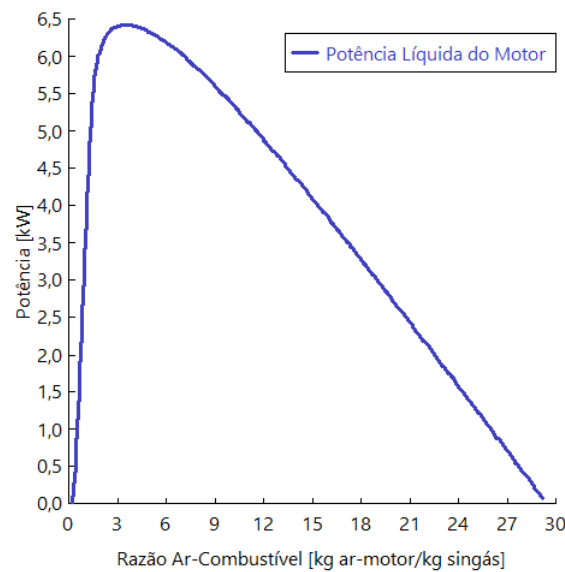
Figura 20 – Eficiência de gás frio em função da razão AB



O ponto de máxima eficiência de gaseificação coincide com o ponto de máxima potência térmica do gás de síntese e de elevada composição conjunta das espécies combustíveis, no caso o  $H_2$  e  $CH_4$ , como ilustra a Figura 20.

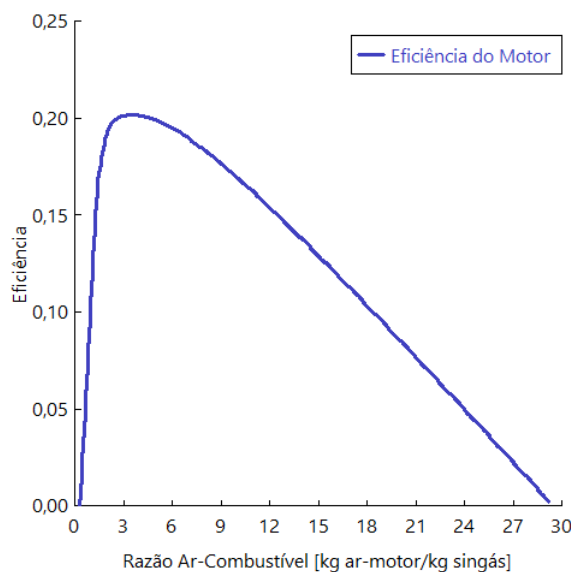
Para a planta de geração de potência (simulação do motor de combustão interna ciclo Otto), foi realizada uma avaliação da potência líquida produzida em função da razão ar-combustível, o resultado é apresentado na Figura 21. Para este resultado o singás que servia de combustível para o motor era obtido através da gaseificação nas condições de máxima potência térmica ( $AB = 1,813$  kg ar/kg biomassa), considerando a vazão de biomassa igual à  $7,5\text{ kg/h}$ .

Figura 21 – Potência líquida do motor em função da razão ar-combustível



A condição ótima de operação, ou seja, aquela que apresenta maior potência líquida, ocorre quando a razão ar-combustível atinge valor de 2,807 kg ar-motor/kg singás, e a potência produzida nesta situação chega à 6,41 kW. Para esta condição de operação, o motor apresenta eficiência de 20,2%, como pode ser observado na Figura 22.

Figura 22 – Eficiência do motor em função da razão ar-combustível



Nessas condições, a eficiência global obtida para a planta foi de 15,7%. Para o cálculo da eficiência global foi utilizada uma eficiência de gerador de 95% (LEE; BALU; CHUNG,

2013). A Tabela 16 resume dados em que a semelhança com os resultados obtidos pelo modelo sustentam sua validação.

Tabela 16 – Validação do modelo de motor de combustão interna

| Reator<br>Tipo | AG<br>- | Biomassa<br>-   | $PCI_{biomassa}$<br>MJ/kg | $PCI_{singás}$<br>MJ/kg | $\eta_{gasei}$<br>% | $\eta_{ele}$<br>% | $E_{esp}$<br>kWh/kg |
|----------------|---------|-----------------|---------------------------|-------------------------|---------------------|-------------------|---------------------|
| DD             | Ar      | B1 <sup>1</sup> | 19,38                     | 4,53                    | 82,0                | 23,0              | 12,50               |
| DD             | Ar      | B2 <sup>1</sup> | 18,72                     | 5,06                    | 84,6                | 20,6              | 11,16               |
| DD             | Ar      | B3 <sup>1</sup> | 18,14                     | 5,22                    | 84,4                | 21,3              | 11,15               |
| DD             | Ar      | B4 <sup>1</sup> | 17,09                     | 4,21                    | 81,7                | 15,8              | 7,54                |
| DD             | Ar      | FH              | 18,57                     | 6,08                    | 81,7                | 15,7              | 8,15                |

<sup>1</sup>Biomassas obtidas do trabalho de (LEE; BALU; CHUNG, 2013)

A Figura 23 ilustra a relação monotônica entre a potência térmica do gás de síntese e a vazão de biomassa, mantendo-se a razão AB constante e igual ao valor ótimo já encontrado, de 1,813 kg ar/kg biomassa. Quanto maior é a vazão de biomassa, maior é a potência térmica do singás. Logo, uma das formas de se aumentar esse valor é através do aumento da vazão mássica de biomassa que é alimentada no reator, desde que se mantenha a razão AB constante. Assim como a potência térmica do singás, a potência líquida do motor também cresce com o aumento da vazão de biomassa, mantendo-se constante a razão ar-combustível. A Figura 24 apresenta a relação entre a potência líquida produzida pelo motor e a vazão de biomassa, para os parâmetros ótimos de razão AB e razão ar-combustível já apresentados.

Figura 23 – Potência Térmica do singás em função da vazão de biomassa

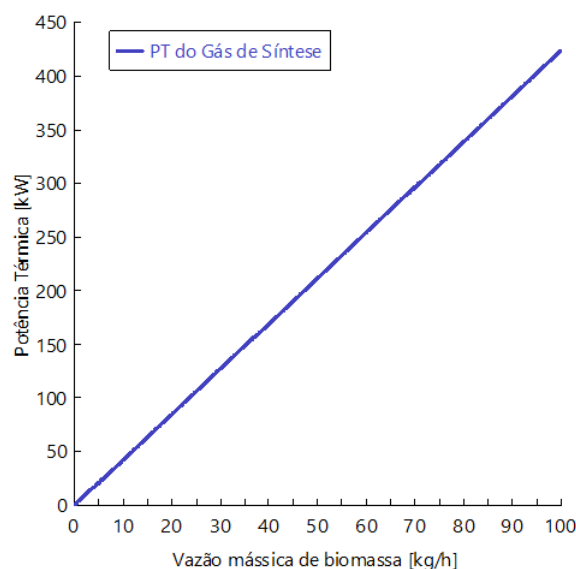
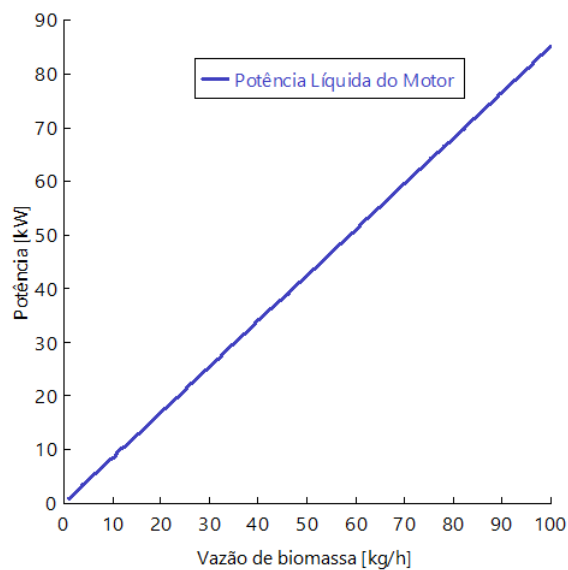
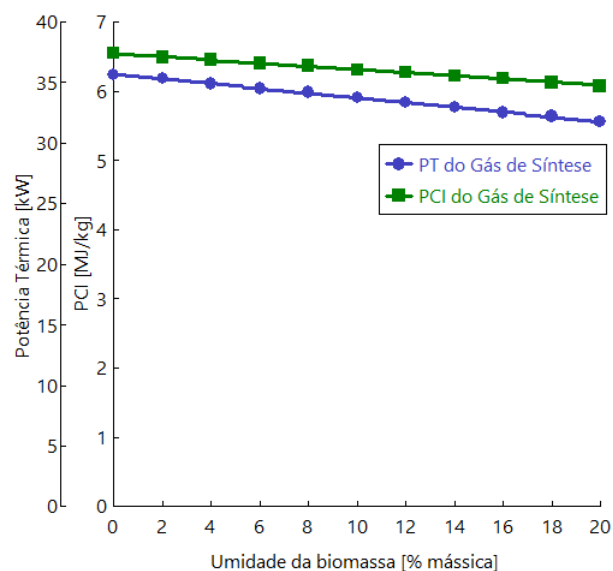


Figura 24 – Potência líquida do motor em função da vazão de biomassa



As Figuras 25, 26, 27 e 28 avaliam o efeito da umidade da biomassa no processo de gaseificação como um todo. Apesar de afetar a eficiência e a potência térmica do gás de síntese, a presença de água pouco alterou a dinâmica termoquímica da gaseificação.

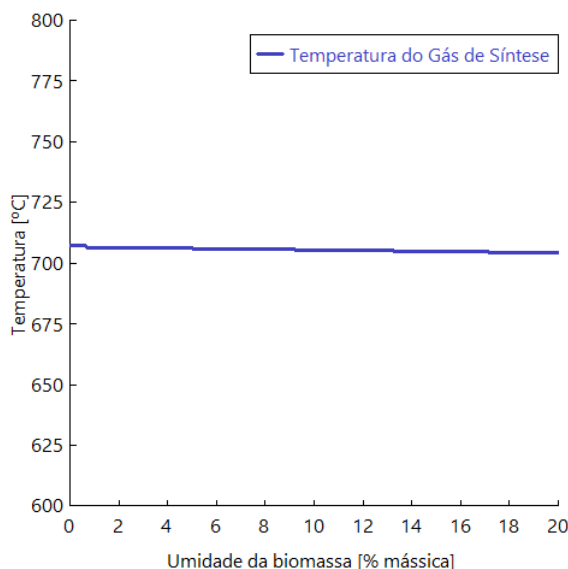
Figura 25 – PCI e Potência Térmica do singás em função da umidade da biomassa



A Figura 25 indica que a umidade da biomassa também influi na potência térmica do singás. Esse resultado já é esperado, uma vez que um alto teor de umidade da biomassa implicará na necessidade de despendir uma parte de energia no processo de secagem. Portanto, para um

gás de síntese com maior potência térmica, é desejável uma elevada vazão mássica de biomassa, mantendo-se a razão AB na condição ótima, e o menor teor de umidade possível.

Figura 26 – Temperatura da zona de redução em função da umidade da biomassa



Násner (2015) reporta a dificuldade de ignição do combustível em função da necessidade de evaporar água adicional antes de a gaseificação ocorrer, quando a umidade do combustível é elevada. De forma geral, a redução da umidade é benéfica para o processo de gaseificação. Um aumento de 0 a 10% na umidade resultou em reduções de 4,25% e 5,41% na eficiência de gás frio e na potência térmica do singás, respectivamente; e um aumento de 10% a 20% resultou em reduções de 4,67% e 5,84%.

Tabela 17 – Efeito da umidade na gaseificação

|         | Umidade [%] |       |       |
|---------|-------------|-------|-------|
|         | 0           | 10    | 20    |
| EGF [%] | 0,895       | 0,857 | 0,817 |
| PT [kW] | 35,67       | 33,74 | 31,77 |

Com o aumento da umidade, há um pequeno acréscimo na fração molar de  $N_2$  e um pequeno decréscimo na fração de  $H_2$ , ou seja, não é possível identificar nenhum tipo de evidência de que as principais reações da gaseificação atuam de forma decisiva com o aumento da umidade.

Figura 27 – Fração molar das espécies do singás em função da umidade da biomassa

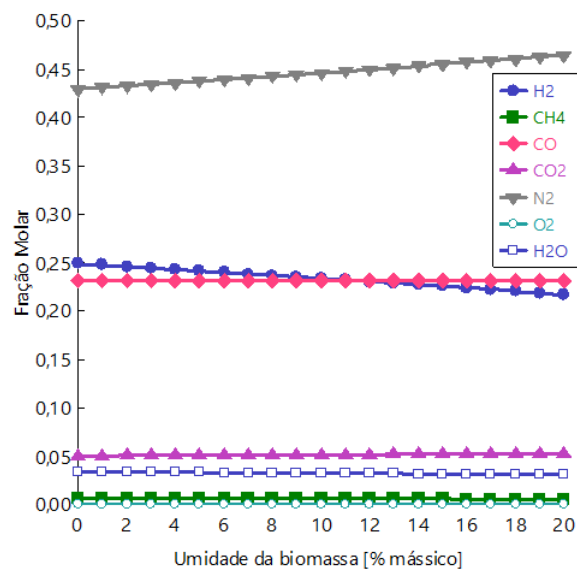
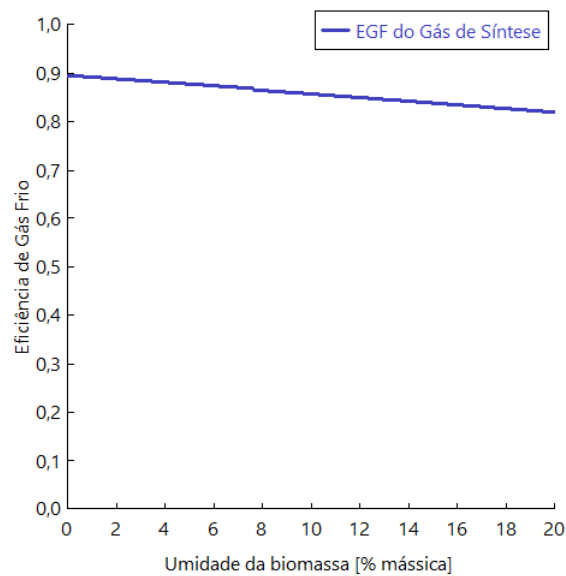


Figura 28 – Eficiência de gás frio em função da umidade



A Figura 29 mostra que esse comportamento também se propaga até a potência líquida do motor. Na Figura 30 pode-se observar que a eficiência global da planta atingiria um alto valor de 18,9% se fosse utilizada a vazão de 7,5 kg/h de biomassa fecal humana seca e, ao mesmo tempo, fossem mantidos os valores ótimos da razão AB de 1,813 kg ar/kg biomassa e razão ar-combustível de 2,807 kg ar-motor/kg singás.

Figura 29 – Potência líquida do motor em função da umidade

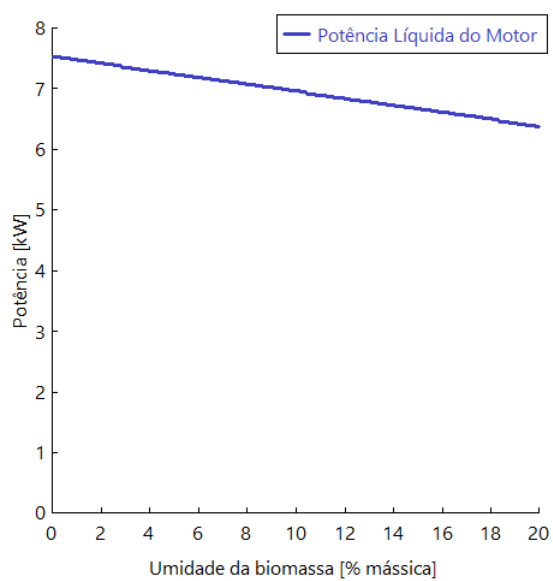


Figura 30 – Eficiência global da planta em função da umidade de biomassa

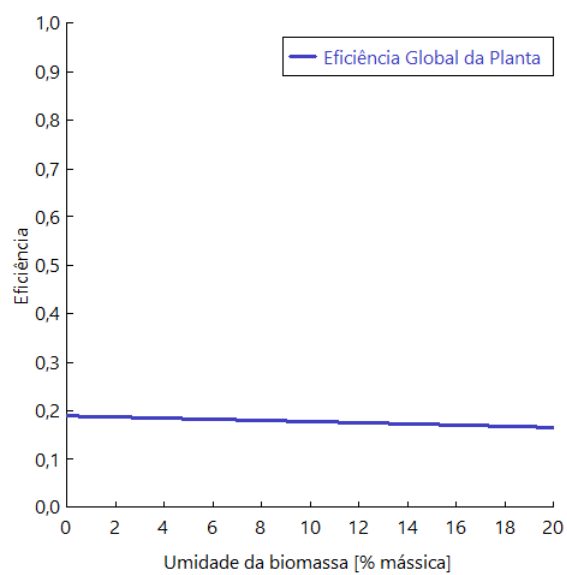
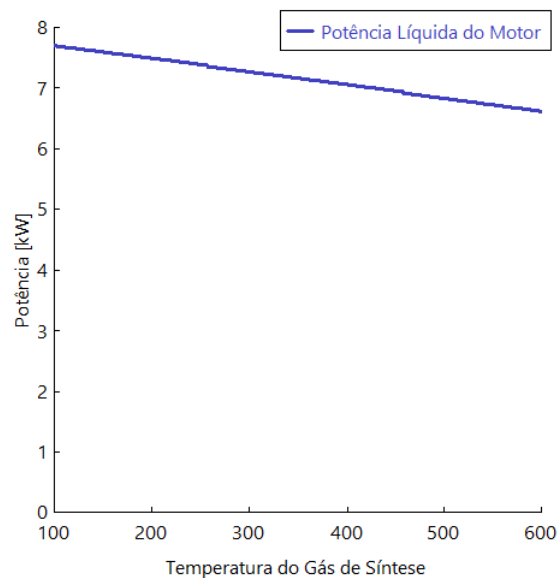


Figura 31 – Potência líquida do motor em função da temperatura de entrada no compressor



Uma análise final consistiu em avaliar o efeito da diminuição da temperatura do gás de síntese antes que esse fosse comprimido no motor. O trabalho de compressão é maior quando se trabalha com gases em temperaturas mais elevadas, uma vez que estes apresentam uma densidade menor. O resfriamento do gás antes de sua entrada no motor implica numa diminuição da energia gasta com o processo de compressão, e, portanto, acarreta a produção de maior potência líquida do motor. A Figura 31 ilustra esse efeito, e a Figura 32 mostra o impacto da temperatura do gás de síntese no desempenho global da planta. Todas as curvas foram confeccionadas com base nas condições ótimas de operação já citadas.

Figura 32 – Eficiência global da planta em função da temperatura de entrada no compressor

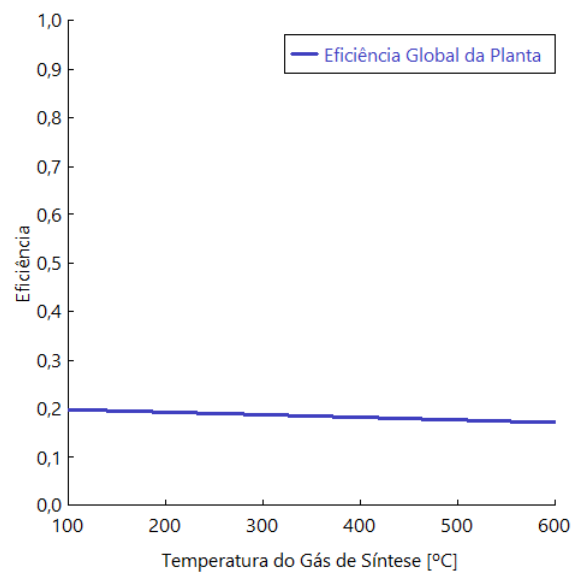
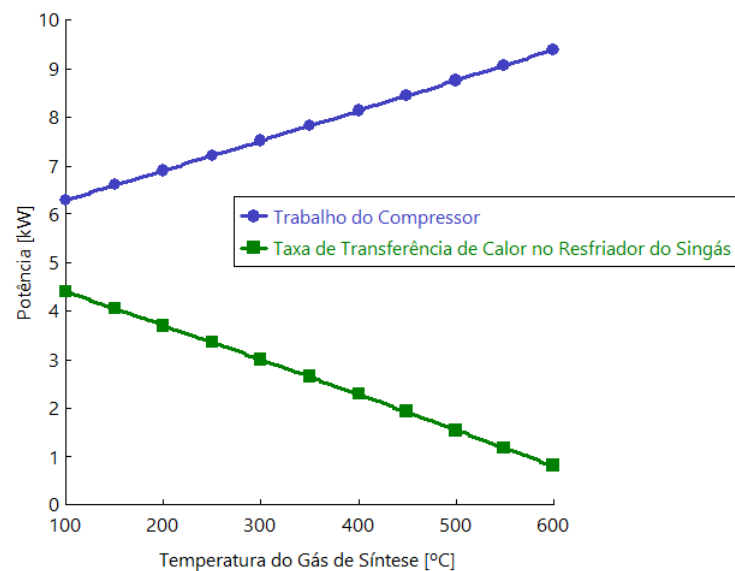


Figura 33 – Análise comparativa do efeito de resfriamento do gás de síntese



A Figura 33 compara a redução da potência consumida pelo processo de compressão com a potência necessária para realizar o resfriamento do singás. Deve-se ressaltar, entretanto, que este resfriamento também pode ser realizado através da troca de calor do gás de síntese com a biomassa alimentada no gaseificador, ou com o ar que atua como agente gaseificante. Essa troca de calor provocaria não só o resfriamento do gás, mas também o aumento de seu poder calorífico, como mostrado por Onabanjo et al. (2016b).

## 4.2 ESTIMATIVA DE ECONOMIA ENERGÉTICA COM A UTILIZAÇÃO DO SISTEMA INTEGRADO DE GASEIFICAÇÃO

De acordo com EPE (2007), o consumo médio de energia por domicílio no Brasil no ano de 2005 foi de 144 *kWh*/mês. Se considerarmos que cada pessoa seja onívora e consome cerca de 16,6 *g/dia* de fibra, sua produção diária de fezes será de 30,8 *g/dia* na base seca e 38,5 *g/dia* na base úmida (20% de umidade) (REDDY et al., 1998).

Em 2005, a média de habitantes por domicílio foi cerca de 3,2 pessoas (IBGE, 2011). Considerando a energia específica obtida pelo modelo de 8,15 *kWh/kg* para o processo de conversão da biomassa fecal humana em eletricidade, cada domicílio brasileiro poderia poupar cerca de 20,9% de energia elétrica, além de evitar a integração aos sistemas convencionais de tratamento de esgoto, cujas consequências para a saúde pública são inestimáveis.

## 5 CONCLUSÕES

A proximidade dos resultados obtidos na simulação computacional com os dados experimentais extraídos da literatura permite concluir que o modelo proposto é verossímil e surge como alternativa para avaliações qualitativas e quantitativas do processo de conversão de biomassa em eletricidade. No entanto, a viabilidade técnico-econômica da gaseificação da biomassa fecal humana para alimentação do motor de combustão interna deve ser ainda melhor investigada, em conjunto com a sua sustentabilidade ambiental.

A aplicação dos gases de exaustão do motor no pré-aquecimento da biomassa ou como agente gaseificante pode ser investigada. Um modelo mais sofisticado de motor de combustão interna de ignição por centelha pode ser desenvolvido, de forma a tentar prever o comportamento do equipamento em seu ciclo de trabalho em relação aos problemas ocasionados pelas eventuais elevadas taxas de compressão de operação, como a detonação.

Sistemas descentralizados de saneamento independentes da rede de esgoto, que não necessitam da alimentação de fontes externas de água ou eletricidade, como citado neste trabalho, caso se mostrem viáveis, terão um papel fundamental na universalização do saneamento, acenando para a solução de um problema muito pertinente na realidade da grande maioria dos países subdesenvolvidos e em desenvolvimento.

Com os resultados obtidos do modelo, é possível estimar que cada domicílio brasileiro poderia poupar cerca 20,9% em consumo de energia elétrica, além de evitar a integração aos sistemas convencionais de tratamento de esgoto, cujas consequências para a saúde pública são inestimáveis.

## Referências

ABNT. *NBR/ISO 15213 - Gás natural e outros combustíveis gasosos - Cálculo do poder calorífico, densidade absoluta, densidade relativa e índice de Wobbe a partir da composição*. [S.l.], 2008. Citado na página 51.

AFOLABI, O. O.; SOHAIL, M.; THOMAS, C. Microwave hydrothermal carbonization of human biowastes. *Waste and Biomass Valorization*, Springer, v. 6, n. 2, p. 147–157, 2015. Citado na página 17.

ANDRADE, H. de O. et al. Aspectos teóricos na produção de biogás e biofertilizante pelo mecanismo de biodigestão e geração de energia elétrica limpa através de um gerador específico. In: *VII CONNEPI-Congresso Norte Nordeste de Pesquisa e Inovação*. [S.l.: s.n.], 2012. Citado na página 23.

ANDRADE, R. V. *Gaseificação de biomassa: uma análise teórica e experimental*. Tese (Doutorado) — UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ, 2007. Citado 2 vezes nas páginas 37 e 38.

ASADULLAH, M. Barriers of commercial power generation using biomass gasification gas: a review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, Elsevier, v. 29, p. 201–215, 2014. Citado 2 vezes nas páginas 18 e 40.

AT. *Aspen Plus User Guide*. [S.l.], 2000. Version 10.2. Citado 6 vezes nas páginas 59, 60, 61, 63, 65 e 66.

AT. *Aspen Physical Property System*. [S.l.], 2011. Version 7.3. Citado na página 61.

AT. *Model for Moving Bed Coal Gasifier*. [S.l.], 2014. Version 8.6. Citado na página 63.

BARATIERI, M. et al. The use of biomass syngas in ic engines and ccgt plants: a comparative analysis. *Applied Thermal Engineering*, Elsevier, v. 29, n. 16, p. 3309–3318, 2009. Citado na página 42.

BASU, P. Gasification theory and modeling of gasifiers. *Biomass Gasification and Pyrolysis: Practical Design and Theory*, Academic Press Burlington, MA, 2010. Citado 2 vezes nas páginas 29 e 35.

BEGUM, S. et al. An experimental and numerical investigation of fluidized bed gasification of solid waste. *Energies*, Multidisciplinary Digital Publishing Institute, v. 7, n. 1, p. 43–61, 2013. Citado 2 vezes nas páginas 63 e 64.

BHATTACHARYA, S.; PHAM, H.-L. et al. A study on a multi-stage hybrid gasifier-engine system. *Biomass and Bioenergy*, Elsevier, v. 21, n. 6, p. 445–460, 2001. Citado na página 18.

BOCCI, E. et al. State of art of small scale biomass gasification power systems: a review of the different typologies. *Energy Procedia*, Elsevier, v. 45, p. 247–256, 2014. Citado na página 42.

BRIDGWATER, A. The technical and economic feasibility of biomass gasification for power generation. *Fuel*, Elsevier, v. 74, n. 5, p. 631–653, 1995. Citado na página 27.

- BRIDGWATER, A.; BRIDGE, S. A review of biomass pyrolysis and pyrolysis technologies. In: *Biomass pyrolysis liquids upgrading and utilization*. [S.l.]: Springer, 1991. p. 11–92. Citado na página 26.
- BURAGOHAİN, B.; MAHANTA, P.; MOHOLKAR, V. S. Biomass gasification for decentralized power generation: The indian perspective. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, Elsevier, v. 14, n. 1, p. 73–92, 2010. Citado 2 vezes nas páginas 40 e 41.
- CARDOSO, B. M.; NASCIMENTO, J. D. Uso da biomassa como alternativa energética. *Monografia (Curso de Engenharia Eletrica)-Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola Politécnica*, 2012. Citado 2 vezes nas páginas 25 e 26.
- CARDOSO, M. T. *Da iluminação das cidades no século XIX às biorrefinarias modernas: história técnica e econômica da gaseificação*. Tese (Doutorado) — Universidade de São Paulo, 2014. Citado na página 36.
- CORTEZ, L. *Biomassa para energia*. [S.l.]: Unicamp, 2008. Citado na página 28.
- CRÓ, N. P. R. et al. Modelo para simulação computacional do ciclo termodinâmico de motores de combustão interna com ignição por centelha. [sn], 2014. Citado na página 44.
- DALVI, E. A. *Gaseificação da biomassa fecal para produção de biocombustível: Estudo da conversão termoquímica e avaliação exergoecológica*. Tese (Doutorado) — Universidade Federal do Espírito Santo, 2015. Citado 18 vezes nas páginas 16, 18, 24, 26, 27, 30, 37, 39, 40, 49, 50, 64, 65, 70, 72, 73, 111 e 112.
- DAMARTZIS, T.; MICHAİLOS, S.; ZABANIOTOU, A. Energetic assessment of a combined heat and power integrated biomass gasification–internal combustion engine system by using aspen plus®. *Fuel processing technology*, Elsevier, v. 95, p. 37–44, 2012. Citado na página 51.
- DAVIES, G. et al. Bowel function measurements of individuals with different eating patterns. *Gut*, BMJ Publishing Group Ltd and British Society of Gastroenterology, v. 27, n. 2, p. 164–169, 1986. Citado 2 vezes nas páginas 20 e 21.
- DOGRU, M. et al. Gasification of hazelnut shells in a downdraft gasifier. *Energy*, Elsevier, v. 27, n. 5, p. 415–427, 2002. Citado 5 vezes nas páginas 16, 70, 71, 111 e 112.
- EPE. Estatística e análise do mercado de energia elétrica. *Ministério de Minas e Energia. Boletim mensal, mês base janeiro de*, 2007. Citado na página 84.
- FJELLERUP, J. et al. *Formation, decomposition and cracking of biomass tars in gasification*. [S.l.], 2005. Citado na página 39.
- GHOSH, D.; SAGAR, A.; KISHORE, V. Scaling up biomass gasifier use: applications, barriers and interventions. *Washington, DC: The World Bank*, 2004. Citado na página 37.
- HEATON, K. et al. Defecation frequency and timing, and stool form in the general population: a prospective study. *Gut*, BMJ Publishing Group Ltd and British Society of Gastroenterology, v. 33, n. 6, p. 818–824, 1992. Citado na página 22.
- HEYWOOD, J. B. et al. *Internal combustion engine fundamentals*. [S.l.]: Mcgraw-hill New York, 1988. v. 930. Citado 2 vezes nas páginas 46 e 52.

- HOBBS, M. L.; RADULOVIC, P. T.; SMOOT, L. D. Modeling fixed-bed coal gasifiers. *AIChE Journal*, Wiley Online Library, v. 38, n. 5, p. 681–702, 1992. Citado na página 64.
- IBGE. Censo demográfico 2010. *Rio de Janeiro*, 2011. Citado na página 84.
- JARUNGTHAMMACHOTE, S.; DUTTA, A. Thermodynamic equilibrium model and second law analysis of a downdraft waste gasifier. *Energy*, Elsevier, v. 32, n. 9, p. 1660–1669, 2007. Citado na página 49.
- KANITKAR, S. et al. The flame speeds, temperature and limits of flame propagation for producer gas-air mixtures—experimental results. *Proceedings of Fourth National Meet on Biomass Gasification and Combustion, Mysore, India*, v. 4, p. 50–62, 1993. Citado na página 46.
- KNOEF, H.; AHRENFELDT, J. *Handbook biomass gasification*. [S.l.]: BTG biomass technology group The Netherlands, 2005. Citado na página 35.
- KUO, P.-C.; WU, W.; CHEN, W.-H. Gasification performances of raw and torrefied biomass in a downdraft fixed bed gasifier using thermodynamic analysis. *Fuel*, Elsevier, v. 117, p. 1231–1241, 2014. Citado na página 27.
- LAPUERTA, M. et al. *Thermochemical behaviour of producer gas from gasification of lignocellulosic biomass in SI engines*. [S.l.], 2001. Citado 2 vezes nas páginas 45 e 46.
- LEE, U.; BALU, E.; CHUNG, J. An experimental evaluation of an integrated biomass gasification and power generation system for distributed power applications. *Applied energy*, Elsevier, v. 101, p. 699–708, 2013. Citado 2 vezes nas páginas 56 e 77.
- LIU, M. et al. System development and self-sustainability analysis for upgrading human waste to power. *Energy*, Elsevier, v. 68, p. 377–384, 2014. Citado na página 17.
- LORA, E. E. S.; ANDRADE, R. V.; ARADAS, M. E. C. Geração elétrica em pequena escala a partir da gaseificação de biomassa. *Proceedings of the 5th Encontro de Energia no Meio Rural*, SciELO Brasil, 2004. Citado na página 18.
- MALFATTI, L. Análise qualitativa do ciclo real e tempo de combustão em um motor padrão astm-cfr operando com mistura de gasolina e etanol hidratado. 2009. Citado na página 43.
- MARTIN, S. et al. Tensão térmica e taxa de reação em um reator para gaseificação de biomassa do tipo concorrente1. *Revista Ceres*, Universidade Federal de Viçosa, v. 57, n. 2, p. 168–174, 2010. Citado na página 36.
- MARTÍNEZ, J. D. et al. Syngas production in downdraft biomass gasifiers and its application using internal combustion engines. *Renewable Energy*, Elsevier, v. 38, n. 1, p. 1–9, 2012. Citado 2 vezes nas páginas 45 e 46.
- MELO, B. A. de. *Avaliação Computacional de um Sistema de Gaseificação em leito Fluidizado utilizando o software CSFB*. Tese (Doutorado) — UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ, 2008. Citado na página 36.
- MME. Plano nacional de energia 2030. *Secretaria de Planejamento e Desenvolvimento Energético, Brasília, Brazil, accessed*, v. 1, 2007. Citado 3 vezes nas páginas 23, 24 e 25.
- MOSCATO, A. L. S. Otimização ecológica dos ciclos ar-padrão otto e diesel. Universidade Estadual Paulista (UNESP), 2014. Citado 3 vezes nas páginas 53, 54 e 55.

- MOYES, L.; MCKEE, R. A review of surgical nutrition. *Scottish medical journal*, SAGE Publications, v. 53, n. 1, p. 38–43, 2008. Citado na página 20.
- NASCIMENTO, F. d. S. *Desenvolvimento de protótipo de gaseificador de resíduos combustíveis em leito horizontal*. Tese (Doutorado) — Universidade de São Paulo, 2014. Citado na página 27.
- NÁSNER, A. M. L. Modelagem de uma planta piloto de gaseificação de combustível derivado de resíduos (cdr) em um sistema integrado a motor ciclo otto, utilizando o software aspen plus™. 2015. Citado 13 vezes nas páginas 26, 29, 30, 31, 33, 38, 40, 42, 43, 58, 64, 66 e 79.
- NIWAGABA, C. *Treatment technologies for human faeces and urine*. [S.l.: s.n.], 2009. v. 2009. Citado na página 20.
- OLIVEIRA, A. G. d. P. et al. *Predição do desempenho de gasificadores de biomassa utilizando equilíbrio químico*. Dissertação (Mestrado) — Universidade Federal do Pará, 2007. Citado 9 vezes nas páginas 30, 31, 32, 33, 34, 36, 47, 48 e 49.
- ONABANJO, T. et al. An experimental investigation of the combustion performance of human faeces. *Fuel*, Elsevier, v. 184, p. 780–791, 2016. Citado 2 vezes nas páginas 17 e 25.
- ONABANJO, T. et al. Energy recovery from human faeces via gasification: a thermodynamic equilibrium modelling approach. *Energy Conversion and Management*, Elsevier, v. 118, p. 364–376, 2016. Citado 10 vezes nas páginas 16, 41, 49, 51, 64, 70, 72, 83, 111 e 112.
- PARKER, D.; GALLAGHER, S. Distribution of human waste samples in relation to sizing waste processing in space. *LPI Contributions*, v. 652, p. 188, 1988. Citado na página 22.
- PARKER, D.; GALLAGHER, S. Distribution of human waste samples in relation to sizing waste processing in space. In: *Lunar Bases and Space Activities of the 21st Century*. [S.l.: s.n.], 1992. p. 563. Citado na página 20.
- PHUPHUAKRAT, T. et al. Characterization of tar content in the syngas produced in a downdraft type fixed bed gasification system from dried sewage sludge. *Fuel*, Elsevier, v. 89, n. 9, p. 2278–2284, 2010. Citado na página 39.
- RAMACHANDRA, A. Performance studies on a wood gas run ic engine. *Proceedings of Fourth National Meet on Biomass Gasification and Combustion, Mysore, India*, v. 4, n. s 213, 1993. Citado na página 45.
- RAMOS, J. I. *Internal combustion engine modeling*. [S.l.]: Hemisphere publishing corporation, 1989. Citado na página 52.
- RAPAGNA, S. et al. Steam-gasification of biomass in a fluidised-bed of olivine particles. *Biomass and Bioenergy*, Elsevier, v. 19, n. 3, p. 187–197, 2000. Citado na página 27.
- REDDY, B. Biomass and coal gasification based advanced power generation systems and recent research advances. In: IIT MADRAS. *Proceedings of the 37th National & 4th International Conference on Fluid Mechanics and Fluid Power*. [S.l.], 2010. Citado 2 vezes nas páginas 37 e 38.
- REDDY, S. et al. Faecal ph, bile acid and sterol concentrations in premenopausal indian and white vegetarians compared with white omnivores. *British Journal of Nutrition*, Cambridge Univ Press, v. 79, n. 06, p. 495–500, 1998. Citado 3 vezes nas páginas 20, 21 e 84.

RODRIGUES, R. Modelagem e simulação de um gaseificador em leito fixo para o tratamento térmico de resíduos sólidos da indústria calçadista. 2008. Citado na página 36.

ROSE, C. et al. The characterization of feces and urine: a review of the literature to inform advanced treatment technology. *Critical reviews in environmental science and technology*, Taylor & Francis, v. 45, n. 17, p. 1827–1879, 2015. Citado 3 vezes nas páginas 20, 21 e 22.

SCHEFFLAN, R. *Teach yourself the basics of Aspen Plus*. [S.l.]: John Wiley & Sons, 2016. Citado 2 vezes nas páginas 63 e 64.

SHABBAR, S.; JANAJREH, I. Thermodynamic equilibrium analysis of coal gasification using gibbs energy minimization method. *Energy Conversion and Management*, Elsevier, v. 65, p. 755–763, 2013. Citado 2 vezes nas páginas 27 e 49.

SILVA, S. C. F. D. *GASEIFICAÇÃO DE VINHAÇA EM ÁGUA SUPERCRÍTICA*. Tese (Doutorado) — Universidade de São Paulo, 2016. Citado na página 38.

SOUZA-SANTOS, M. L. de. *Solid Fuels Combustion and Gasification: Modeling, Simulation*. [S.l.]: CRC Press, 2010. Citado na página 35.

SRIDHAR, G. et al. Development of producer gas engines. *Proceedings of the Institution of Mechanical Engineers, Part D: Journal of Automobile Engineering*, Sage Publications Sage UK: London, England, v. 219, n. 3, p. 423–438, 2005. Citado na página 46.

SUUBERG, E. M.; PETERS, W. A.; HOWARD, J. B. Product composition and kinetics of lignite pyrolysis. *Industrial & engineering chemistry process design and development*, ACS Publications, v. 17, n. 1, p. 37–46, 1978. Citado na página 64.

VREUGDENHIL, B.; ZWART, R.; NEEFT, J. P. A. *Tar formation in pyrolysis and gasification*. [S.l.]: ECN, 2009. Citado na página 39.

VUKSAN, V. et al. Using cereal to increase dietary fiber intake to the recommended level and the effect of fiber on bowel function in healthy persons consuming north american diets. *The American journal of clinical nutrition*, Am Soc Nutrition, v. 88, n. 5, p. 1256–1262, 2008. Citado na página 21.

WALAWENDER, W. P.; HOVELAND, D. A.; FAN, L. Steam gasification of pure cellulose. 1. uniform temperature profile. *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development*, ACS Publications, v. 24, n. 3, p. 813–817, 1985. Citado na página 27.

WARD, B. J.; YACOB, T. W.; MONTOYA, L. D. Evaluation of solid fuel char briquettes from human waste. *Environmental science & technology*, ACS Publications, v. 48, n. 16, p. 9852–9858, 2014. Citado na página 17.

WYMAN, O. World energy trilemma: Priority actions on climate change and how to balance the trilemma. *World Energy Council, Londres*, 2015. Citado na página 17.

YANIK, J. et al. Biomass gasification in supercritical water: II. effect of catalyst. *International Journal of Hydrogen Energy*, Elsevier, v. 33, n. 17, p. 4520–4526, 2008. Citado na página 38.

Z'GRAGGEN, A.; STEINFELD, A. Hydrogen production by steam-gasification of carbonaceous materials using concentrated solar energy—v. reactor modeling, optimization, and scale-up. *international journal of hydrogen energy*, Elsevier, v. 33, n. 20, p. 5484–5492, 2008. Citado na página 27.

Z'GRAGGEN, A. et al. Hydrogen production by steam-gasification of petroleum coke using concentrated solar power—iii. reactor experimentation with slurry feeding. *International Journal of Hydrogen Energy*, Elsevier, v. 32, n. 8, p. 992–996, 2007. Citado na página 27.

Z'GRAGGEN, A. et al. Hydrogen production by steam-gasification of carbonaceous materials using concentrated solar energy—iv. reactor experimentation with vacuum residue. *International Journal of Hydrogen Energy*, Elsevier, v. 33, n. 2, p. 679–684, 2008. Citado na página 27.

## Apêndices

# APÊNDICE A – Dados do Gás de Síntese obtidos durante a validação do modelo

| Biomassa: Palha    |             |
|--------------------|-------------|
| GAS                |             |
| Substream: MIXED   |             |
| Mole Flow kmol/hr  |             |
| O2                 | 1,51E-19    |
| N2                 | 0,0510698   |
| CO                 | 0,0207857   |
| H2                 | 0,0240011   |
| CO2                | 2,78E-06    |
| CH4                | 9,20E-06    |
| H2S                | 5,05E-05    |
| C                  | 0           |
| S                  | 0           |
| H2O                | 8,81E-06    |
| NO                 | 3,54E-13    |
| NO2                | 4,32E-24    |
| SO2                | 2,74E-14    |
| SO3                | 1,02E-24    |
| N2O                | 1,57E-17    |
| Total Flow kmol/hr | 0,0959279   |
| Total Flow kg/hr   | 2,063391    |
| Total Flow l/min   | 202,8147    |
| Temperature C      | 1272,534    |
| Pressure bar       | 1,01325     |
| Vapor Frac         | 1           |
| Liquid Frac        | 0           |
| Solid Frac         | 0           |
| Enthalpy cal/mol   | 3715,339    |
| Enthalpy cal/gm    | 172,7277    |
| Enthalpy cal/sec   | 99,00131    |
| Entropy cal/mol-K  | 18,8048     |
| Entropy cal/gm-K   | 0,874243    |
| Density mol/cc     | 7,88E-06    |
| Density gm/cc      | 0,000169563 |
| Average MW         | 21,50981    |
| Liq Vol 60F l/min  | 0,0856229   |
| Substream: \$TOTAL |             |
| Total Flow kg/hr   | 2,063391    |
| Enthalpy cal/sec   | 99,00131    |

| Biomassa: Estrume  |             |
|--------------------|-------------|
| GAS                |             |
| Substream: MIXED   |             |
| Mole Flow kmol/hr  |             |
| O2                 | 1,36E-20    |
| N2                 | 0,0391137   |
| CO                 | 0,0154488   |
| H2                 | 0,0116796   |
| CO2                | 0,00138696  |
| CH4                | 4,74E-06    |
| H2S                | 0,000110023 |
| C                  | 0           |
| S                  | 0           |
| H2O                | 0,00122942  |
| NO                 | 8,21E-15    |
| NO2                | 1,68E-25    |
| SO2                | 1,59E-11    |
| SO3                | 2,76E-21    |
| N2O                | 4,34E-19    |
| Total Flow kmol/hr | 0,0689734   |
| Total Flow kg/hr   | 1,639       |
| Total Flow l/min   | 108,4436    |
| Temperature C      | 876,1931    |
| Pressure bar       | 1,01325     |
| Vapor Frac         | 1           |
| Liquid Frac        | 0           |
| Solid Frac         | 0           |
| Enthalpy cal/mol   | -2464,111   |
| Enthalpy cal/gm    | -103,6962   |
| Enthalpy cal/sec   | -47,21059   |
| Entropy cal/mol-K  | 16,78246    |
| Entropy cal/gm-K   | 0,7062497   |
| Density mol/cc     | 1,06E-05    |
| Density gm/cc      | 0,000251898 |
| Average MW         | 23,76278    |
| Liq Vol 60F l/min  | 0,0608401   |
| Substream: \$TOTAL |             |
| Total Flow kg/hr   | 1,639       |
| Enthalpy cal/sec   | -47,21059   |

| Biomassa: Carvão   |             |
|--------------------|-------------|
| GAS                |             |
| Substream: MIXED   |             |
| Mole Flow kmol/hr  |             |
| O2                 | 2,57E-20    |
| N2                 | 0,0814553   |
| CO                 | 0,0419101   |
| H2                 | 0,0193546   |
| CO2                | 4,34E-05    |
| CH4                | 1,23E-05    |
| H2S                | 0,000424125 |
| C                  | 0           |
| S                  | 0           |
| H2O                | 3,91E-05    |
| NO                 | 6,70E-14    |
| NO2                | 5,27E-25    |
| SO2                | 9,97E-13    |
| SO3                | 3,63E-23    |
| N2O                | 3,24E-18    |
| Total Flow kmol/hr | 0,1432391   |
| Total Flow kg/hr   | 3,512052    |
| Total Flow l/min   | 264,8494    |
| Temperature C      | 1078,561    |
| Pressure bar       | 1,01325     |
| Vapor Frac         | 1           |
| Liquid Frac        | 0           |
| Solid Frac         | 0           |
| Enthalpy cal/mol   | 145,5624    |
| Enthalpy cal/gm    | 5,936765    |
| Enthalpy cal/sec   | 5,79173     |
| Entropy cal/mol-K  | 19,33275    |
| Entropy cal/gm-K   | 0,7884865   |
| Density mol/cc     | 9,01E-06    |
| Density gm/cc      | 0,000221009 |
| Average MW         | 24,51881    |
| Liq Vol 60F l/min  | 0,1278364   |
| Substream: \$TOTAL |             |
| Total Flow kg/hr   | 3,512052    |
| Enthalpy cal/sec   | 5,79173     |

| Biomassa: Lodo Sanitário |             |
|--------------------------|-------------|
| GAS                      |             |
| Substream: MIXED         |             |
| Mole Flow kmol/hr        |             |
| O2                       | 4,20E-21    |
| N2                       | 0,0390948   |
| CO                       | 0,0165104   |
| H2                       | 0,0135139   |
| CO2                      | 0,00101806  |
| CH4                      | 1,14E-05    |
| H2S                      | 0,000234641 |
| C                        | 0           |
| S                        | 0           |
| H2O                      | 0,000950677 |
| NO                       | 4,23E-15    |
| NO2                      | 4,95E-26    |
| SO2                      | 1,13E-11    |
| SO3                      | 1,15E-21    |
| N2O                      | 2,21E-19    |
| Total Flow kmol/hr       | 0,071334    |
| Total Flow kg/hr         | 1,655       |
| Total Flow l/min         | 111,2851    |
| Temperature C            | 867,2786    |
| Pressure bar             | 1,01325     |
| Vapor Frac               | 1           |
| Liquid Frac              | 0           |
| Solid Frac               | 0           |
| Enthalpy cal/mol         | -1963,037   |
| Enthalpy cal/gm          | -84,61107   |
| Enthalpy cal/sec         | -38,89759   |
| Entropy cal/mol-K        | 16,90444    |
| Entropy cal/gm-K         | 0,7286172   |
| Density mol/cc           | 1,07E-05    |
| Density gm/cc            | 0,000247862 |
| Average MW               | 23,20071    |
| Liq Vol 60F l/min        | 0,0631122   |
| Substream: \$TOTAL       |             |
| Total Flow kg/hr         | 1,655       |
| Enthalpy cal/sec         | -38,89759   |

| Biomassa: Fezes Humanas |             |
|-------------------------|-------------|
| GAS                     |             |
| Substream: MIXED        |             |
| Mole Flow kmol/hr       |             |
| O2                      | 1,84E-25    |
| N2                      | 0,2541782   |
| CO                      | 0,0647892   |
| H2                      | 0,1702335   |
| CO2                     | 0,084168    |
| CH4                     | 0,0212883   |
| H2S                     | 0           |
| C                       | 0           |
| S                       | 0           |
| H2O                     | 0           |
| NO                      | 3,86E-18    |
| NO2                     | 0,00E+00    |
| SO2                     | 0           |
| SO3                     | 0           |
| Total Flow kmol/hr      | 0,5946573   |
| Total Flow kg/hr        | 13,3241     |
| Total Flow l/min        | 710,3314    |
| Temperature C           | 600         |
| Pressure bar            | 1,01325     |
| Vapor Frac              | 1           |
| Liquid Frac             | 0           |
| Solid Frac              | 0           |
| Enthalpy cal/mol        | -12282,16   |
| Enthalpy cal/gm         | -548,1551   |
| Enthalpy cal/sec        | -2028,798   |
| Entropy cal/mol-K       | 12,789      |
| Entropy cal/gm-K        | 0,5707759   |
| Density mol/cc          | 1,40E-05    |
| Density gm/cc           | 0,000312626 |
| Average MW              | 22,40635    |
| Liq Vol 60F l/min       | 0,530809    |
| Substream: \$TOTAL      |             |
| Total Flow kg/hr        | 13,3241     |
| Enthalpy cal/sec        | -2028,798   |

| Biomassa: Casca de Avelã |             |
|--------------------------|-------------|
| GAS                      |             |
| Substream: MIXED         |             |
| Mole Flow kmol/hr        |             |
| O2                       | 0,00E+00    |
| N2                       | 0,0911925   |
| CO                       | 0,0262312   |
| H2                       | 0,0432693   |
| CO2                      | 0,0327301   |
| CH4                      | 3,98E-06    |
| H2S                      | 0           |
| C                        | 0           |
| S                        | 0           |
| H2O                      | 0           |
| NO                       | 0,00E+00    |
| NO2                      | 0,00E+00    |
| SO2                      | 0           |
| SO3                      | 0           |
| C2H2                     | 5,87E-14    |
| C2H6                     | 1,41E-13    |
| Total Flow kmol/hr       | 0,1934274   |
| Total Flow kg/hr         | 4,817109    |
| Total Flow l/min         | 289,517     |
| Temperature C            | 821         |
| Pressure bar             | 1,01325     |
| Vapor Frac               | 1           |
| Liquid Frac              | 0           |
| Solid Frac               | 0           |
| Enthalpy cal/mol         | -13099,14   |
| Enthalpy cal/gm          | -525,9862   |
| Enthalpy cal/sec         | -703,8147   |
| Entropy cal/mol-K        | 1,57E+01    |
| Entropy cal/gm-K         | 0,6321537   |
| Density mol/cc           | 1,11E-05    |
| Density gm/cc            | 0,000277307 |
| Average MW               | 24,90397    |
| Liq Vol 60F l/min        | 0,1726591   |
| Substream: \$TOTAL       |             |
| Total Flow kg/hr         | 4,817109    |
| Enthalpy cal/sec         | -703,8147   |

# APÊNDICE B – Dados de entrada da simulação - *Input Summary* do Aspen Plus

```

DYNAMICS
DYNAMICS RESULTS=ON

IN-UNITS MET PRESSURE=bar TEMPERATURE=C DELTA-T=C PDROP=bar &
INVERSE-PRES='1/bar'

DEF-STREAMS MIXCINC ALL

MODEL-OPTION

DATABANKS 'APV88 PURE32' / 'APV88 AQUEOUS' / 'APV88 SOLIDS' / &
'APV88 INORGANIC' / 'APEOSV88 AP-EOS' / NOASPENPCD

PROP-SOURCES 'APV88 PURE32' / 'APV88 AQUEOUS' / 'APV88 SOLIDS' &
/ 'APV88 INORGANIC' / 'APEOSV88 AP-EOS'

COMPONENTS
O2 O2 /
N2 N2 /
CO CO /
H2 H2 /
CO2 CO2 /
CH4 CH4 /
H2S H2S /
BIOMASSA /
CINZAS /
C C /
S S /
BMSS-SEC /
H2O H2O /
NO NO /
NO2 NO2 /
SO2 O2S /

```

SO3 O3S /

N2O N2O

CISOLID-COMPS C S

SOLVE

RUN-MODE MODE=SIM

FLOWSHEET

BLOCK DRYING IN=WET-BMSS OUT=BMSS-H2O Q-SECAGE

BLOCK DECOMP IN=DRY-BMSS OUT=CHAR-GAS Q-PRLISE

BLOCK R-GIBBS IN=CHAR-GAS HOT-AIR Q-PRLISE Q-SECAGE OUT= &  
PRODUCT

BLOCK SEP-02 IN=PRODUCT OUT=GAS ASH

BLOCK HEATER-1 IN=AIR OUT=HOT-AIR

BLOCK COOLER IN=GAS OUT=COLD-GAS

BLOCK SEP-01 IN=BMSS-H2O OUT=H2O DRY-BMSS

BLOCK MIST IN=AIR-MCI COLD-GAS OUT=AF-BP

BLOCK COOLER-2 IN=GE-BP OUT=GE-FRIOS

BLOCK W-MIXER IN=W-COMP W-TURB OUT=W-NET

BLOCK TURB IN=GE-AP OUT=GE-BP W-TURB

BLOCK COMBUST IN=AF-AP OUT=GE-AP

BLOCK COMPRESS IN=AF-BP OUT=AF-AP W-COMP

PROPERTIES RK-SOAVE

NC-COMPS BIOMASSA PROXANAL ULTANAL SULFANAL

NC-PROPS BIOMASSA ENTHALPY HCOALGEN / DENSITY DCOALIGT

NC-COMPS CINZAS PROXANAL ULTANAL SULFANAL

NC-PROPS CINZAS ENTHALPY HCOALGEN / DENSITY DCOALIGT

NC-COMPS BMSS-SEC PROXANAL ULTANAL SULFANAL

NC-PROPS BMSS-SEC ENTHALPY HCOALGEN / DENSITY DCOALIGT

PROP-DATA RKSKBV-1

IN-UNITS MET PRESSURE=bar TEMPERATURE=C DELTA-T=C PDROP=bar &  
INVERSE-PRES='1/bar'

PROP-LIST RKSKBV

BPVAL O2 N2 -7.8000000E-3 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL N2 O2 -7.8000000E-3 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL N2 CO .0374000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL CO N2 .0374000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL N2 H2 .0978000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL H2 N2 .0978000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL N2 CO2 -.0315000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL CO2 N2 -.0315000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL N2 CH4 .0278000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL CH4 N2 .0278000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL N2 H2S .1696000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL H2S N2 .1696000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL CO H2 .0804000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL H2 CO .0804000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL CO CH4 .0322000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL CH4 CO .0322000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL CO H2S .0367000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL H2S CO .0367000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL H2 CO2 -.3426000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL CO2 H2 -.3426000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL H2 CH4 -.0222000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL CH4 H2 -.0222000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL CO2 CH4 .0933000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL CH4 CO2 .0933000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL CO2 H2S .0989000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL H2S CO2 .0989000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL CO2 H2O .0737000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL H2O CO2 .0737000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL H2S H2O .0100000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL H2O H2S .0100000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL N2 SO2 .0578000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL SO2 N2 .0578000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL CH4 SO2 .1279000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL SO2 CH4 .1279000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL O2 N2O .0433000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL N2O O2 .0433000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000

BPVAL N2 N2O -.0110000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL N2O N2 -.0110000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL CO2 N2O 2.20000000E-3 0.0 0.0 -273.1500000 &  
726.8500000  
BPVAL N2O CO2 2.20000000E-3 0.0 0.0 -273.1500000 &  
726.8500000  
BPVAL CH4 N2O .0211000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000  
BPVAL N2O CH4 .0211000000 0.0 0.0 -273.1500000 726.8500000

#### STREAM AIR

SUBSTREAM MIXED TEMP=30. PRES=1. <atm> MASS-FLOW=13.6  
MOLE-FRAC O2 0.21 / N2 0.79

#### STREAM AIR-MCI

SUBSTREAM MIXED TEMP=25. PRES=1. <atm> MASS-FLOW=10.  
MASS-FRAC O2 0.21 / N2 0.79

#### STREAM WET-BMSS

SUBSTREAM NC TEMP=25. PRES=1. <atm> MASS-FLOW=1.  
MASS-FRAC BIOMASSA 1. / CINZAS 0. / BMSS-SEC 0.  
COMP-ATTR BIOMASSA PROXANAL ( 20. 20.89 49.11 10. )  
COMP-ATTR BIOMASSA ULTANAL ( 12.5 48.25 7.15 4.57 0. &  
0.012 27.518 )  
COMP-ATTR BIOMASSA SULFANAL ( 0. 100. 0. )

#### DEF-STREAMS HEAT Q-PRLISE

#### DEF-STREAMS HEAT Q-SECAGE

#### DEF-STREAMS WORK W-COMP

#### DEF-STREAMS WORK W-NET

#### DEF-STREAMS WORK W-TURB

#### BLOCK MIST MIXER

#### PARAM

#### BLOCK W-MIXER MIXER

## BLOCK COOLER HEATER

PARAM TEMP=600. PRES=1. &lt;atm&gt; DPPARMOPT=NO

## BLOCK COOLER-2 HEATER

PARAM PRES=1. DUTY=0. DPPARMOPT=NO

## BLOCK HEATER-1 HEATER

PARAM PRES=1. &lt;atm&gt; DPPARMOPT=NO

## BLOCK DECOMP RYIELD

PARAM TEMP=300. PRES=1. &lt;atm&gt; NPHASE=1 PHASE=V

MASS-YIELD NC CINZAS 0.125 / MIXED C 0.4825 / S &amp;

0.00012 / O2 0.27518 / N2 0.0457 / H2 0.0715

BLOCK-OPTION FREE-WATER=NO

COMP-ATTR NC CINZAS PROXANAL ( 0. 0. 0. 100. )

COMP-ATTR NC CINZAS ULTANAL ( 100. 0. 0. 0. 0. 0. 0. &  
)

COMP-ATTR NC CINZAS SULFANAL ( 0. 0. 0. )

## BLOCK DRYING RYIELD

PARAM TEMP=120. PRES=1. &lt;atm&gt; NPHASE=1 PHASE=V

MASS-YIELD MIXED H2O 0.2 / NC BMSS-SEC 0.8

BLOCK-OPTION FREE-WATER=NO

COMP-ATTR NC BMSS-SEC PROXANAL ( 0. 26.1125 61.3875 12.5 &  
)COMP-ATTR NC BMSS-SEC ULTANAL ( 12.5 48.25 7.15 4.57 0. &  
0.012 27.518 )

COMP-ATTR NC BMSS-SEC SULFANAL ( 0. 0.012 0. )

## BLOCK COMBUST RGIBBS

PARAM PRES=0. MAXIT=50 DUTY=0. &lt;kW&gt;

## BLOCK R-GIBBS RGIBBS

PARAM PRES=1. &lt;atm&gt; MAXIT=50 MERGE-SOLIDS=YES

## BLOCK COMPRESS COMPR

PARAM TYPE=ISENTROPIC PRES=8. SEFF=0.9 MEFF=0.98 &  
SB-MAXIT=30 SB-TOL=0.0001

BLOCK TURB COMPR

PARAM TYPE=ISENTROPIC PRES=1.1 SEFF=0.9 MEFF=0.98 &

SB-MAXIT=30 SB-TOL=0.0001 MODEL-TYPE=TURBINE

BLOCK SEP-01 SSPLIT

FRAC MIXED H2O 1.

FRAC CISOLID H2O 0.

FRAC NC H2O 0.

BLOCK SEP-02 SSPLIT

FRAC MIXED GAS 1.

FRAC CISOLID GAS 0.

FRAC NC GAS 0.

EO-CONV-OPTI

CALCULATOR CALC

VECTOR-DEF PAWETBIO COMP-ATTR STREAM=WET-BMSS SUBSTREAM=NC &  
COMPONENT=BIOMASSA ATTRIBUTE=PROXANAL

VECTOR-DEF UAWETBIO COMP-ATTR STREAM=WET-BMSS SUBSTREAM=NC &  
COMPONENT=BIOMASSA ATTRIBUTE=ULTANAL

DEFINE PADRYBM1 BLOCK-VAR BLOCK=DRYING VARIABLE=VALUE &  
SENTENCE=COMP-ATTR ID1=1 ELEMENT=1

DEFINE PADRYBM2 BLOCK-VAR BLOCK=DRYING VARIABLE=VALUE &  
SENTENCE=COMP-ATTR ID1=1 ELEMENT=2

DEFINE PADRYBM3 BLOCK-VAR BLOCK=DRYING VARIABLE=VALUE &  
SENTENCE=COMP-ATTR ID1=1 ELEMENT=3

DEFINE PADRYBM4 BLOCK-VAR BLOCK=DRYING VARIABLE=VALUE &  
SENTENCE=COMP-ATTR ID1=1 ELEMENT=4

DEFINE UADRYBM1 BLOCK-VAR BLOCK=DRYING VARIABLE=VALUE &  
SENTENCE=COMP-ATTR ID1=2 ELEMENT=1

DEFINE UADRYBM2 BLOCK-VAR BLOCK=DRYING VARIABLE=VALUE &  
SENTENCE=COMP-ATTR ID1=2 ELEMENT=2

DEFINE UADRYBM3 BLOCK-VAR BLOCK=DRYING VARIABLE=VALUE &  
SENTENCE=COMP-ATTR ID1=2 ELEMENT=3

DEFINE UADRYBM4 BLOCK-VAR BLOCK=DRYING VARIABLE=VALUE &  
SENTENCE=COMP-ATTR ID1=2 ELEMENT=4

DEFINE UADRYBM5 BLOCK-VAR BLOCK=DRYING VARIABLE=VALUE &

SENTENCE=COMP-ATTR ID1=2 ELEMENT=5  
DEFINE UADRYBM6 BLOCK-VAR BLOCK=DRYING VARIABLE=VALUE &  
SENTENCE=COMP-ATTR ID1=2 ELEMENT=6  
DEFINE UADRYBM7 BLOCK-VAR BLOCK=DRYING VARIABLE=VALUE &  
SENTENCE=COMP-ATTR ID1=2 ELEMENT=7  
DEFINE SADRYBM1 BLOCK-VAR BLOCK=DRYING VARIABLE=VALUE &  
SENTENCE=COMP-ATTR ID1=3 ELEMENT=1  
DEFINE SADRYBM2 BLOCK-VAR BLOCK=DRYING VARIABLE=VALUE &  
SENTENCE=COMP-ATTR ID1=3 ELEMENT=2  
DEFINE SADRYBM3 BLOCK-VAR BLOCK=DRYING VARIABLE=VALUE &  
SENTENCE=COMP-ATTR ID1=3 ELEMENT=3  
DEFINE YH2ODYNG BLOCK-VAR BLOCK=DRYING VARIABLE=YIELD &  
SENTENCE=MASS-YIELD ID1=MIXED ID2=H2O  
DEFINE YDBMDYNG BLOCK-VAR BLOCK=DRYING VARIABLE=YIELD &  
SENTENCE=MASS-YIELD ID1=NC ID2=BMSS-SEC  
DEFINE YASHDCMP BLOCK-VAR BLOCK=DECOMP VARIABLE=YIELD &  
SENTENCE=MASS-YIELD ID1=NC ID2=CINZAS  
DEFINE YCDCMP BLOCK-VAR BLOCK=DECOMP VARIABLE=YIELD &  
SENTENCE=MASS-YIELD ID1=MIXED ID2=C  
DEFINE YSDCMP BLOCK-VAR BLOCK=DECOMP VARIABLE=YIELD &  
SENTENCE=MASS-YIELD ID1=MIXED ID2=S  
DEFINE YO2DCMP BLOCK-VAR BLOCK=DECOMP VARIABLE=YIELD &  
SENTENCE=MASS-YIELD ID1=MIXED ID2=O2  
DEFINE YH2DCMP BLOCK-VAR BLOCK=DECOMP VARIABLE=YIELD &  
SENTENCE=MASS-YIELD ID1=MIXED ID2=H2  
DEFINE YN2DCMP BLOCK-VAR BLOCK=DECOMP VARIABLE=YIELD &  
SENTENCE=MASS-YIELD ID1=MIXED ID2=N2  
DEFINE TEMPAIR STREAM-VAR STREAM=AIR SUBSTREAM=MIXED &  
VARIABLE=TEMP UOM="C"  
DEFINE PRESAIR STREAM-VAR STREAM=AIR SUBSTREAM=MIXED &  
VARIABLE=PRES UOM="atm"  
DEFINE MFAIR STREAM-VAR STREAM=AIR SUBSTREAM=MIXED &  
VARIABLE=MASS-FLOW UOM="kg/hr"  
DEFINE TEMPWETB STREAM-VAR STREAM=WET-BMSS SUBSTREAM=NC &  
VARIABLE=TEMP UOM="C"  
DEFINE PRESWETB STREAM-VAR STREAM=WET-BMSS SUBSTREAM=NC &  
VARIABLE=PRES UOM="atm"  
DEFINE MFWETB STREAM-VAR STREAM=WET-BMSS SUBSTREAM=NC &  
VARIABLE=MASS-FLOW UOM="kg/hr"

```
DEFINE TEMPSECA BLOCK-VAR BLOCK=DRYING VARIABLE=TEMP &
SENTENCE=PARAM UOM="C"
DEFINE PRESSECA BLOCK-VAR BLOCK=DRYING VARIABLE=PRES &
SENTENCE=PARAM UOM="atm"
DEFINE TEMPPRLS BLOCK-VAR BLOCK=DECOMP VARIABLE=TEMP &
SENTENCE=PARAM UOM="C"
DEFINE PRESPRLS BLOCK-VAR BLOCK=DECOMP VARIABLE=PRES &
SENTENCE=PARAM UOM="atm"
DEFINE PRESREAT BLOCK-VAR BLOCK=R-GIBBS VARIABLE=PRES &
SENTENCE=PARAM UOM="atm"
DEFINE EFISCOMP BLOCK-VAR BLOCK=COMPRESS VARIABLE=SEFF &
SENTENCE=PARAM
DEFINE EFISTURB BLOCK-VAR BLOCK=TURB VARIABLE=SEFF &
SENTENCE=PARAM
DEFINE MFAIRMCI STREAM-VAR STREAM=AIR-MCI SUBSTREAM=MIXED &
VARIABLE=MASS-FLOW UOM="kg/hr"
DEFINE MFGAS STREAM-VAR STREAM=GAS SUBSTREAM=MIXED &
VARIABLE=MASS-FLOW UOM="kg/hr"
C INPUT
F TEMPAIR = 30
F PRESAIR = 1
F TEMPWETB = 25
F PRESWETB = 1
F MFWETB = 7.5
F TEMPSECA = 120
F PRESSECA = 1
F TEMPPRLS = 300
F PRESPRLS = 1
F PRESREAT = 1
F MFAIR = 1.8133*MFWETB
F EFISTUB = EFISCOMP
F MFAIRMCI = 2.80688*MFGAS
F
F
C FT EH O FATOR PARA PARA CALCULAR OS COMPONENTES DA
C BIOMASSA SECA
F FT = 100/(100 - PAWETBIO(1))
F
C ALALISE IMEDIATA BIOMASSA SECA
```

```
F PADRYBM1 = 0
F PADRYBM2 = FT*PAWETBIO(2)
F PADRYBM3 = FT*PAWETBIO(3)
F PADRYBM4 = FT*PAWETBIO(4)
F
C ANALISE ELEMENTAR BIOMASSA SECA (UA WETBIO JA EH BASE SECA)
F UADRYBM1 = UAWETBIO(1)
F UADRYBM2 = UAWETBIO(2)
F UADRYBM3 = UAWETBIO(3)
F UADRYBM4 = UAWETBIO(4)
F UADRYBM5 = UAWETBIO(5)
F UADRYBM6 = UAWETBIO(6)
F UADRYBM7 = UAWETBIO(7)
F
C ANALISE ENXOFRE BIOMASSA SECA
F SADRYBM1 = 0
F SADRYBM2 = 1
F SADRYBM3 = 0
F
C RENDIMENTOS SECAGEM
F YH2ODYNG = PAWETBIO(1)/100
F YDBMDYNG = 1 - YH2ODYNG
F
C RENDIMENTOS PIROLISE
F YASHDCMP = UADRYBM1/100
F YCDCMP = UADRYBM2/100
F YSDCMP = UADRYBM6/100
F YO2DCMP = UADRYBM7/100
F YH2DCMP = UADRYBM3/100
F YN2DCMP = UADRYBM4/100
F
READ-VARS UAWETBIO PAWETBIO EFISCOMP MFGAS
WRITE-VARS PADRYBM1 PADRYBM4 PADRYBM3 PADRYBM2 UADRYBM1 &
UADRYBM2 UADRYBM3 UADRYBM4 UADRYBM5 UADRYBM6 UADRYBM7 &
SADRYBM1 SADRYBM2 SADRYBM3 YDBMDYNG YH2ODYNG YASHDCMP &
YCDCMP YSDCMP YO2DCMP YH2DCMP YN2DCMP TEMPAIR PRESAIR &
MFAIR TEMPWETB PRESWETB MFWETB TEMPSECA PRESSECA &
TEMPPRLS PRESRLS PRESREAT EFISTURB MFAIRMCI
```

## SENSITIVITY S-1

DEFINE TEMPGAS STREAM-VAR STREAM=GAS SUBSTREAM=MIXED &  
VARIABLE=TEMP UOM="C"

DEFINE FMOLH2 MOLE-FRAC STREAM=GAS SUBSTREAM=MIXED &  
COMPONENT=H2

DEFINE FMOLCH4 MOLE-FRAC STREAM=GAS SUBSTREAM=MIXED &  
COMPONENT=CH4

DEFINE FMOLCO MOLE-FRAC STREAM=GAS SUBSTREAM=MIXED &  
COMPONENT=CO

DEFINE FMOLCO2 MOLE-FRAC STREAM=GAS SUBSTREAM=MIXED &  
COMPONENT=CO2

DEFINE FMOLN2 MOLE-FRAC STREAM=GAS SUBSTREAM=MIXED &  
COMPONENT=N2

DEFINE FMOLO2 MOLE-FRAC STREAM=GAS SUBSTREAM=MIXED &  
COMPONENT=O2

DEFINE FMOLH2S MOLE-FRAC STREAM=GAS SUBSTREAM=MIXED &  
COMPONENT=H2S

DEFINE FMOLNO MOLE-FRAC STREAM=GAS SUBSTREAM=MIXED &  
COMPONENT=NO

DEFINE FMOLNO2 MOLE-FRAC STREAM=GAS SUBSTREAM=MIXED &  
COMPONENT=O2

DEFINE FMOLSO2 MOLE-FRAC STREAM=GAS SUBSTREAM=MIXED &  
COMPONENT=SO2

DEFINE FMOLSO3 MOLE-FRAC STREAM=GAS SUBSTREAM=MIXED &  
COMPONENT=SO3

DEFINE FMOLN2O MOLE-FRAC STREAM=GAS SUBSTREAM=MIXED &  
COMPONENT=N2O

DEFINE MFGAS STREAM-VAR STREAM=GAS SUBSTREAM=MIXED &  
VARIABLE=MASS-FLOW UOM="kg/hr"

DEFINE MFAIR STREAM-VAR STREAM=AIR SUBSTREAM=MIXED &  
VARIABLE=MASS-FLOW UOM="kg/hr"

DEFINE MFWETBIO STREAM-VAR STREAM=WET-BMSS SUBSTREAM=NC &  
VARIABLE=MASS-FLOW UOM="kg/hr"

DEFINE FMOLH2O MOLE-FRAC STREAM=GAS SUBSTREAM=MIXED &  
COMPONENT=H2O

DEFINE MOISTWB COMP-ATTR-VAR STREAM=WET-BMSS SUBSTREAM=NC &  
COMPONENT=BIOMASSA ATTRIBUTE=PROXANAL ELEMENT=1

VECTOR-DEF UAWETBIO COMP-ATTR STREAM=WET-BMSS SUBSTREAM=NC &  
COMPONENT=BIOMASSA ATTRIBUTE=ULTANAL

VECTOR-DEF PAWETBIO COMP-ATTR STREAM=WET-BMSS SUBSTREAM=NC &  
COMPONENT=BIOMASSA ATTRIBUTE=PROXANAL  
DEFINE WNET INFO-VAR INFO=WORK VARIABLE=POWER STREAM=W-NET &  
UOM="kW"  
DEFINE MFAIRMCI STREAM-VAR STREAM=AIR-MCI SUBSTREAM=MIXED &  
VARIABLE=MASS-FLOW UOM="kg/hr"  
DEFINE FMOLH21 MOLE-FRAC STREAM=GE-AP SUBSTREAM=MIXED &  
COMPONENT=H2  
DEFINE FMOLCH41 MOLE-FRAC STREAM=GE-AP SUBSTREAM=MIXED &  
COMPONENT=CH4  
DEFINE FMOLCO1 MOLE-FRAC STREAM=GE-AP SUBSTREAM=MIXED &  
COMPONENT=CO  
DEFINE FMOLCO21 MOLE-FRAC STREAM=GE-AP SUBSTREAM=MIXED &  
COMPONENT=CO2  
DEFINE FMOLN21 MOLE-FRAC STREAM=GE-AP SUBSTREAM=MIXED &  
COMPONENT=N2  
DEFINE FMOLO21 MOLE-FRAC STREAM=GE-AP SUBSTREAM=MIXED &  
COMPONENT=O2  
DEFINE FMOLH2S1 MOLE-FRAC STREAM=GE-AP SUBSTREAM=MIXED &  
COMPONENT=H2S  
DEFINE FMOLNO1 MOLE-FRAC STREAM=GE-AP SUBSTREAM=MIXED &  
COMPONENT=NO  
DEFINE FMOLNO21 MOLE-FRAC STREAM=GE-AP SUBSTREAM=MIXED &  
COMPONENT=O2  
DEFINE FMOLSO21 MOLE-FRAC STREAM=GE-AP SUBSTREAM=MIXED &  
COMPONENT=SO2  
DEFINE FMOLSO31 MOLE-FRAC STREAM=GE-AP SUBSTREAM=MIXED &  
COMPONENT=SO3  
DEFINE FMOLN2O1 MOLE-FRAC STREAM=GE-AP SUBSTREAM=MIXED &  
COMPONENT=N2O  
DEFINE FMOLH2O1 MOLE-FRAC STREAM=GE-AP SUBSTREAM=MIXED &  
COMPONENT=H2O  
DEFINE TEMPAPAFAP STREAM-VAR STREAM=AF-AP SUBSTREAM=MIXED &  
VARIABLE=TEMP UOM="C"  
DEFINE TEMPAPFBP STREAM-VAR STREAM=AF-BP SUBSTREAM=MIXED &  
VARIABLE=TEMP UOM="C"  
DEFINE TEMPGEBP STREAM-VAR STREAM=GE-BP SUBSTREAM=MIXED &  
VARIABLE=TEMP UOM="C"  
DEFINE TEMPGEAP STREAM-VAR STREAM=GE-AP SUBSTREAM=MIXED &

```
VARIABLE=TEMP UOM="C"
DEFINE WCOMP INFO-VAR INFO=WORK VARIABLE=POWER &
STREAM=W-COMP UOM="kW"
DEFINE QCOOLER1 BLOCK-VAR BLOCK=COOLER VARIABLE=NET-DUTY &
SENTENCE=RESULTS UOM="kW"
DEFINE TEMPHTAR STREAM-VAR STREAM=HOT-AIR SUBSTREAM=MIXED &
VARIABLE=TEMP UOM="C"
C CALCULO DO PCI DO SINGAS (NBR 15213)
F
C MASSA MOLAR (KG/KMOL)
F MMOLH2 = 2.0159
F MMOLCH4 = 16.043
F MMOLO2 = 31.9988
F MMOLN2 = 28.0135
F MMOLCO = 28.010
F MMOLCO2 = 44.010
F MMOLH2O = 18.0153
F MMOLH2S = 34.082
F MMOLNO = 30.006
F MMOLNO2 = 46.0055
F MMOLSO2 = 64.066
F MMOLSO3 = 80.066
F MMOLN2O = 44.0129
F
C PCI (MJ/KG) - 1 ATM/25 C
F PCIH2 = 119.95
F PCICH4 = 50.029
F PCICO = 10.10
F PCIH2S = 15.20
F
C CALCULO MASSA MOLAR DO GAS (KG/KMOL)
F MMOLGAS = FMOLH2*MMOLH2
F MMOLGAS = MMOLGAS + FMOLCH4*MMOLCH4
F MMOLGAS = MMOLGAS + FMOLO2*MMOLO2
F MMOLGAS = MMOLGAS + FMOLN2*MMOLN2
F MMOLGAS = MMOLGAS + FMOLCO*MMOLCO
F MMOLGAS = MMOLGAS + FMOLCO2*MMOLCO2
F MMOLGAS = MMOLGAS + FMOLH2O*MMOLH2O
F MMOLGAS = MMOLGAS + FMOLH2S*MMOLH2S
```

F MMOLGAS = MMOLGAS + FMOLNO\*MMOLNO  
F MMOLGAS = MMOLGAS + FMOLNO2\*MMOLNO2  
F MMOLGAS = MMOLGAS + FMOLSO2\*MMOLSO2  
F MMOLGAS = MMOLGAS + FMOLSO3\*MMOLSO3  
F MMOLGAS = MMOLGAS + FMOLN2O\*MMOLN2O  
F  
C CALCULO PCI DO GAS (MJ/KG)  
F PCIGAS = FMOLH2\*MMOLH2\*PCIH2/MMOLGAS  
F PCIGAS = PCIGAS + FMOLCH4\*MMOLCH4\*PCICH4/MMOLGAS  
F PCIGAS = PCIGAS + FMOLCO\*MMOLCO\*PCICO/MMOLGAS  
F PCIGAS = PCIGAS + FMOLH2S\*MMOLH2S\*PCIH2S/MMOLGAS  
F  
C CALCULO DA POTENCIA TERMICA DO GAS (KW)  
F PTGAS = MFGAS\*(PCIGAS\*1000)/3600  
F  
C RAZAO AR COMBUSTIVEL  
F RAC = MFAIR/MFWETBIO  
F  
C CALCULO DO PCS DA BIOMASSA [MJ/KG]  
F CC = UAWETBIO(2)  
F HH = UAWETBIO(3)  
F SS = UAWETBIO(6)  
F OO = UAWETBIO(7)  
F NN = UAWETBIO(4)  
F CZ = UAWETBIO(1)  
F  
F PCSBIO = 0.349\*CC + 1.1783\*HH + 0.1005\*SS - 0.134\*OO  
F PCSBIO = PCSBIO - 0.151\*NN - 0.0211\*CZ  
F  
C CALCULO DO PCI DA BIOMASSA [MJ/KG]  
F WW = PAWETBIO(1)  
F  
F PCIBIO = PCSBIO - 2.44\*(9\*(HH/100) + (WW/100))  
F  
C EFICIENCIA DE GAS FRIO  
F EGF = MFGAS\*PCIGAS/(MFWETBIO\*PCIBIO)  
F  
C EFICIENCIA DO MOTOR  
F POTLIQ = -WNET

F EMCI = (POTLIQ/PTGAS)

F

C EFICIENCIA GLOBAL

F EGLOBAL = EGF\*EMCI

F

C RAZAO AR COMBUSTIVEL

F RAF = MFAIRMC/MFGAS

F

F QCOOLERP = -QCOOLER1

F

F

TABULATE 19 "TEMPGAS"

TABULATE 13 "MFGAS"

TABULATE 14 "MFAIR"

TABULATE 15 "MFWETBIO"

TABULATE 21 "POTLIQ"

TABULATE 22 "MFAIRMC"

TABULATE 40 "RAF"

TABULATE 41 "EMCI"

TABULATE 42 "EGF"

TABULATE 43 "EGLOBAL"

TABULATE 44 "RAC"

TABULATE 45 "PTGAS"

TABULATE 46 "WCOMP"

TABULATE 47 "QCOOLERP"

TABULATE 48 "TEMPHTAR"

VARY COMP-ATTR-VAR STREAM=WET-BMSS SUBSTREAM=NC &

COMPONENT=BIOMASSA ATTRIBUTE=PROXANAL ELEMENT=1

RANGE LOWER="0"UPPER="50"INCR="0.1"

STREAM-REPOR MOLEFLOW

## Anexos

ANEXO A – Análises elementar e imediata retiradas da literatura (ONABANJO et al., 2016b),(DALVI, 2015) e (DOGRU et al., 2002).

| Carvão   |         | Palha    |         |
|----------|---------|----------|---------|
| PROXANAL |         | PROXANAL |         |
| MOISTURE | 11,50 % | MOISTURE | 12,70 % |
| FC       | 80,00 % | FC       | 80,90 % |
| VM       | 0,00 %  | VM       | 0,00 %  |
| ASH      | 8,50 %  | ASH      | 6,40 %  |
| UTANAL   |         | UTANAL   |         |
| ASH      | 9,60 %  | ASH      | 7,33 %  |
| CARBON   | 70,96 % | CARBON   | 45,41 % |
| HYDROGEN | 4,52 %  | HYDROGEN | 5,56 %  |
| NITROGEN | 12,02 % | NITROGEN | 40,77 % |
| CHLORINE | 0,00 %  | CHLORINE | 0,00 %  |
| SULFUR   | 1,54 %  | SULFUR   | 0,19 %  |
| OXYGEN   | 1,36 %  | OXYGEN   | 0,74 %  |

| <b>Estrume</b>  |         |
|-----------------|---------|
| <b>PROXANAL</b> |         |
| MOISTURE        | 43,60 % |
| FC              | 39,20 % |
| VM              | 0,00 %  |
| ASH             | 17,20 % |
| <b>UTANAL</b>   |         |
| ASH             | 30,50 % |
| CARBON          | 35,86 % |
| HYDROGEN        | 4,66 %  |
| NITROGEN        | 24,67 % |
| CHLORINE        | 0,00 %  |
| SULFUR          | 0,63 %  |
| OXYGEN          | 3,68 %  |

| <b>Fezes Humanas</b> |         |
|----------------------|---------|
| <b>PROXANAL</b>      |         |
| MOISTURE             | 20,00 % |
| FC                   | 20,89 % |
| VM                   | 49,11 % |
| ASH                  | 10,00 % |
| <b>UTANAL</b>        |         |
| ASH                  | 12,50 % |
| CARBON               | 48,25 % |
| HYDROGEN             | 7,15 %  |
| NITROGEN             | 4,57 %  |
| CHLORINE             | 0,00 %  |
| SULFUR               | 0,01 %  |
| OXYGEN               | 27,52 % |

| <b>Lodo sanitário</b> |         |
|-----------------------|---------|
| <b>PROXANAL</b>       |         |
| MOISTURE              | 32,50 % |
| FC                    | 41,80 % |
| VM                    | 0,00 %  |
| ASH                   | 25,70 % |
| <b>UTANAL</b>         |         |
| ASH                   | 38,07 % |
| CARBON                | 31,21 % |
| HYDROGEN              | 4,40 %  |
| NITROGEN              | 21,67 % |
| CHLORINE              | 0,00 %  |
| SULFUR                | 1,11 %  |
| OXYGEN                | 3,53 %  |

| <b>Casca Avelã</b> |         |
|--------------------|---------|
| <b>PROXANAL</b>    |         |
| MOISTURE           | 12,45 % |
| FC                 | 24,08 % |
| VM                 | 62,70 % |
| ASH                | 0,77 %  |
| <b>UTANAL</b>      |         |
| ASH                | 0,88 %  |
| CARBON             | 46,76 % |
| HYDROGEN           | 5,76 %  |
| NITROGEN           | 0,22 %  |
| CHLORINE           | 0,00 %  |
| SULFUR             | 0,67 %  |
| OXYGEN             | 45,71 % |