

UNIVERSIDADE FEDERAL DO ESPÍRITO SANTO

CENTRO TECNOLÓGICO

PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

RODOLFO DE MERLO VENTUROT

**ANÁLISE TERMODINÂMICA E TERMOQUÍMICA VIA CFD DO PROCESSO DE
GASEIFICAÇÃO DE DIFERENTES AMOSTRAS DE BIOMASSA FECAL**

VITÓRIA

2017

RODOLFO DE MERLO VENTUROT

**ANÁLISE TERMODINÂMICA E TERMOQUÍMICA VIA CFD DO PROCESSO DE
GASEIFICAÇÃO DE DIFERENTES AMOSTRAS DE BIOMASSA FECAL**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica do Centro Tecnológico da Universidade Federal do Espírito Santo, como requisito parcial para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Mecânica.

Orientador: Prof. Márcio Ferreira Martins,
Ph. D.

VITÓRIA

2017

PÁGINA DESTINADA À FICHA CATALOGRÁFICA

RODOLFO DE MERLO VENTUROT

**ANÁLISE TERMODINÂMICA E TERMOQUÍMICA VIA CFD DO PROCESSO DE
GASEIFICAÇÃO DE DIFERENTES AMOSTRAS DE BIOMASSA FECAL**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica do Centro Tecnológico da Universidade Federal do Espírito Santo, como requisito parcial para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Mecânica.

Aprovado em 14 de Agosto de 2017.

COMISSÃO EXAMINADORA

Prof. Márcio Ferreira Martins, *Ph. D.*
Universidade Federal do Espírito Santo
Examinador

Prof. Rogério Lima Mota de Oliveira, *D. Sc.*
Universidade Federal do Espírito Santo
Examinador

Prof. Ramon Silva Martins, *Ph. D.*
Universidade Federal do Espírito Santo
Examinador

AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus por ter me dado a força necessária para realizar este trabalho.

Aos meus pais, Vera e Robson, pelo apoio incondicional em todos os momentos, e à minha irmã, Vanessa, pelo seu incentivo.

Ao meu orientador, professor Márcio Martins, por toda sua orientação e confiança ao longo deste trabalho.

Aos amigos da universidade, que compartilharam os momentos de dificuldade durante o curso.

Ao PPGEM, por ter me oferecido a oportunidade de me aprimorar no estudo da engenharia.

RESUMO

Existe atualmente um problema de saneamento básico que atinge bilhões de pessoas ao redor do mundo, especialmente em países subdesenvolvidos. A falta de tratamento das fezes ocasiona numa grande proliferação de doenças, como diarreia e cólera, causando desnutrição principalmente em crianças e podendo levar até a morte. O tratamento adequado destes dejetos é então fundamental para a melhoria da qualidade de vida das pessoas afetadas. Dentre as soluções existentes, uma pouco explorada diz respeito à gaseificação. Estudos indicam o potencial da utilização da biomassa fecal para a produção de gases combustíveis, uma vez que ela apresenta alto poder calorífico se adequadamente preparada, com valores maiores do que biomassas convencionais, como madeira. Neste contexto, a pesquisa apresenta uma abordagem numérica em CFD para a simulação de um gaseificador cocorrente utilizando a biomassa fecal. A metodologia considera que as partículas de biomassa que entram no gaseificador são analisadas num referencial lagrangeano usando o Modelo de Fase Discreta, com o gás que preenche o domínio sendo analisado em referencial euleriano. As duas fases interagem em alternância durante o cálculo da solução do problema até que se atinja a convergência. Os resultados buscaram considerar a influência de diversos parâmetros no processo da gaseificação. As diferentes composições das amostras utilizadas indicaram um impacto de uma maior quantidade de carbono fixo no aumento da temperatura do reator, o que também impacta na qualidade dos gases produzidos. O aumento da umidade reduziu o poder calorífico dos gases, assim como no aumento do alcatrão, e também diminuiu a temperatura média do reator. A umidade relativa alterou um pouco a produção de gás hidrogênio devido à adição do vapor de água no gaseificador. O estudo, porém, apresentou eficiências relativamente altas, o que pode se dever à especificação da pirólise, e também houve problemas de estabilidade, que foram resolvidos com a relaxação da solução.

Palavras-chave: Biomassa fecal. Gaseificação. Gaseificador cocorrente. Dinâmica dos Fluidos Computacional. Modelo de Fase Discreta.

ABSTRACT

Nowadays there is a sanitation problem that affects billions of people around the world, especially in least developed countries. The lack of treatment of feces generates a proliferation of diseases, as diarrhea and cholera, causing malnutrition mainly in children that can lead even to death. The proper treatment of this waste is therefore essential to improve the quality of life of these affected people. Among the exiting solutions, one that is not very explored is gasification. Studies indicate the potential in the usage of fecal biomass to the production of combustible gases, since it has a high heating value if properly prepared, showing higher values than conventional biomass, like wood. In this context, the research presents a numerical approach in CFD for the simulation of a downdraft gasifier using fecal biomass. The methodology considers that the biomass particles that enter in the gasifier are analyzed in a Lagrangian reference using the Discrete Phase Model, and the gas that occupies the domain is analyzed in an Eulerian reference. The two phases interact with each other alternatively during the solution calculation until convergence is reached. The results seek to consider the influence of various parameters in the gasification process. The different sample compositions that were used indicated an impact of a higher amount of fixed carbon in the increase of the reactor temperature, which also impacts in the quality of the produced gases. The increase in moisture content reduced the gases heating value, like in the increase of tar, and also reduced the reactor average temperature. The relative humidity has an impact on the hydrogen gas production due to the addition of water vapor in the gasifier. The study however presented relatively high efficiencies, which can be attributed to the pyrolysis specification, and there were also stability problems that were solved with solution relaxation.

Key-words: Fecal biomass. Gasification. Downdraft gasifier. Computational Fluid Dynamics. Discrete Phase Model.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1 - Zonas da gaseificação e perfil de temperatura usual de um gaseificador cocorrente.	31
Figura 2 - Gaseificador cocorrente.	36
Figura 3 - Esquema da simulação usando o Modelo de Fase Discreta.	39
Figura 4 - Condições para atingir as fases no Modelo de Fase Discreta.	39
Figura 5 - Dimensões do gaseificador cocorrente.	40
Figura 6 - Malha axissimétrica utilizada, com detalhamento em três regiões.	50
Figura 7 - Indicações das condições de contorno para as fases gasosa e sólida.	50
Figura 8 – Perfis de temperatura longitudinais a 0,038 m do eixo para cinco malhas diferentes usando o mecanismo Ibrahimoglu (2016).	56
Figura 9 – Perfis de temperatura longitudinais localizados em cinco distâncias do eixo e comparados com o perfil experimental nos mecanismos de reação: (I) Janajreh (2013), (II) Ibrahimoglu (2016), (III) Luan (2012), (IV) Combinação J-I.	59
Figura 10 - Gráfico das frações molares do gás de saída para os mecanismos de reação analisados e para o caso ideal calculado por Janajreh e Shrah (2013).	60
Figura 11 - Contornos de temperatura (I) e Vetores de velocidade (II) para a amostra HF10.	62
Figura 12 - Perfis de temperatura longitudinais para três amostras de biomassa fecal usando o mecanismo Ibrahimoglu (2016) distante do eixo: (I) 0,019 m, (II) 0,038 m.	63
Figura 13 - Perfis de temperatura longitudinais para três valores de umidade da amostra Dalvi usando o mecanismo Ibrahimoglu (2016) distante do eixo: (I) 0,019 m, (II) 0,038 m.	64
Figura 14 - Perfis de temperatura longitudinais para três valores de alcatrão na amostra Dalvi (10%) usando o mecanismo Luan (2012) distante do eixo: (I) 0,019 m, (II) 0,038 m.	66
Figura 15 - Perfis de temperatura longitudinais para três Umidades Relativas do ar com a amostra HF7 usando o mecanismo Ibrahimoglu (2016) distante do eixo: (I) 0,019 m, (II) 0,038 m.	67

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Umidade e geração de fezes por dia.....	26
Tabela 2 - Poder calorífico superior das fezes baseado na alimentação.	27
Tabela 3 - Análise Elementar e PCS das fezes comparada a outros materiais.	27
Tabela 4 - Composição do gás de saída na gaseificação da biomassa fecal.	28
Tabela 5 – Análises Imediata e Elementar e PCS das amostras de biomassa utilizadas nas simulações.....	28
Tabela 6 - Valores utilizados para as condições de contorno.	51
Tabela 7 - Valores das propriedades da biomassa.	51
Tabela 8 - Parâmetros cinéticos dos três mecanismos de reação analisados, para os quais Ar é o fator pré-exponencial, Er é a energia de ativação e Br é o expoente de temperatura. Os itens que contêm * tem suas reações multiplicadas por 2.....	52
Tabela 9 - Acoplamento Pressão-Velocidade e Métodos de Discretização Espacial utilizados.	53
Tabela 10 - Fatores de relaxação.....	54
Tabela 11 - Critérios de convergência para as equações do transporte utilizadas. ..	54
Tabela 12 - Fração molar do gás de saída e temperatura média das diferentes malhas analisadas com o mecanismo Ibrahimoglu (2016).....	57
Tabela 13 - Fração molar, PCI e PCS do gás de saída e temperatura média nos quatro mecanismos de reação analisados e no caso ideal calculado por Janajreh e Shrah (2013).	60
Tabela 14 - Frações molares, PCI e PCS do gás de saída, temperatura média e eficiência para três amostras de biomassa fecal usando o mecanismo Ibrahimoglu (2016).....	63
Tabela 15 - Frações molares, PCI e PCS do gás de saída, temperatura média e eficiência para três valores de umidade da amostra Dalvi usando o mecanismo Ibrahimoglu (2016).	65
Tabela 16 - Frações molares, PCI e PCS do gás de saída, temperatura média e eficiência para três valores de alcatrão na amostra Dalvi (10%) usando o mecanismo Luan (2012).....	67

Tabela 17 - Frações molares, PCI e PCS do gás de saída, temperatura média e eficiência para três Umidades Relativas do ar com a amostra HF7 usando o mecanismo Ibrahimoglu (2016).....	68
--	----

LISTA DE ABREVIATURAS

CDC – Centers for Disease Control and Prevention

CFD – Computational Fluid Dynamics

DPM – Discrete Phase Model

EEA – European Environmental Agency

PCS – Poder Calorífico Superior

REN21 – Renewable Energy Policy Network for the 21st Century

WEC – World Energy Council

WHO – World Health Organization

LISTA DE SÍMBOLOS

Alfabeto latino:

A – Constante

A_p – Área da partícula

A_r – Fator pré-exponencial

B – Constante

C – Constante

C_j – Concentração molar da espécie j

c_p – Calor específico

D – Coeficiente de difusão

d – Diâmetro

D_0 – Coeficiente de taxa de difusão

E – Energia

E_r – Energia de ativação

F – Força

f_v – Fração volátil

f_w – Fração de umidade

G – Geração

g – Gravidade

h – Entalpia sensível

h_c – Coeficiente de transferência de calor convectivo

h_{fg} – Calor latente

h^0 – Entalpia de formação

$\vec{j}$ – Fluxo de difusão de espécies

k – Energia cinética turbulenta

k_b – Constante de taxa reversa

k_f – Constante de taxa direta

m – Massa

M – Massa molar

$\mathcal{M}$ – Espécie química

N – Ordem aparente da reação

p – Pressão

p_n – Pressão parcial das espécies da fase gasosa

Pr – Número de Prandtl

R_i – Taxa líquida de produção da espécie i

R – Constante universal dos gases

$\hat{R}$ – Taxa molar de Arrhenius

$\bar{\mathfrak{R}}$ – Taxa de consumo na superfície

$\mathcal{R}$ – Taxa volumétrica de criação

$\mathfrak{R}$ – Taxa de reação de superfície por unidade de área

Re – Número de Reynolds

S – Termo fonte

S_d – Módulo da media do tensor taxa de deformação

Sc – Número de Schmidt

t – Tempo

T – Temperatura

T_{∞} – Temperatura da fase contínua

u – Velocidade

$\vec{u}$ – Vetor velocidade

v – Velocidade

$\vec{v}$ – Vetor velocidade

w' – Coeficiente estequiométrico

w'' – Coeficiente estequiométrico

x – Parâmetro espacial

Y – Fração mássica

Alfabeto grego:

β – Coeficiente de expansão térmica

β_r – Expoente de temperatura

ε – Taxa de dissipação

η' – Ordem de reação

η'' – Ordem de reação

η_r – Fator de efetividade

κ – Condutividade térmica

κ_{∞} – Condutividade térmica do gás

K – Taxa cinética

μ – Viscosidade dinâmica

ξ – Coordenada radial

ρ – Densidade

σ – Número de Prandtl

$\bar{\tau}$ – Tensor tensão

Subscritos:

0 – Inicial

b – Empuxo

$comb$ – Material combustível

D – Arrasto

$ebul$ – Ebulição

eff – Efetiva

ε – Taxa de dissipação

g – Gás

G – Fase gasosa da água

h – Energia

i – Parâmetro

j – Parâmetro

k – Energia cinética turbulenta

kin – Cinética

l – Líquido

L – Fase líquida da água

m – Massa

N – Número

p – Produto

$part$ – Partícula

ξ – Coordenada radial

r – Reação

$\mathcal{R}$ – Reagente

ref – Referência

t – Turbulenta

$umid$ – Umidade

vap – Vaporização

$vap - H_2O$ – Vaporização da água

$vap - vol$ – Vaporização dos voláteis

vol – Voláteis

x – Coordenada axial

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	18
1.1 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	20
1.2 OBJETIVOS	24
1.2.1 Objetivos gerais	25
1.2.2 Objetivos específicos	25
2 BIOMASSA FECAL	26
3 GASEIFICAÇÃO	30
3.1 ETAPAS DA GASEIFICAÇÃO	30
3.1.1 Secagem	31
3.1.2 Pirólise	32
3.1.3 Oxidação.....	33
3.1.4 Redução.....	34
3.2 GASEIFICADOR COCORRENTE.....	35
4 METODOLOGIA	38
4.1 GEOMETRIA.....	40
4.2 EQUAÇÕES GOVERNANTES	41
4.2.1 Equação da Continuidade	41
4.2.2 Equação do Momento.....	41
4.2.3 Equação da Energia.....	42
4.2.4 Modelo de Turbulência.....	43
4.2.5 Equação do Transporte de Espécies	44
4.2.5.1 Modelo de Taxa Finita Laminar	45
4.2.5.2 Modelo de Dissipação Turbulenta	46
4.2.6 Modelo de Fase Discreta	46
4.3 MALHA.....	49

4.4 CONDIÇÕES DE CONTORNO.....	50
4.5 PROPRIEDADES DA BIOMASSA	51
4.6 CINÉTICA DAS REAÇÕES	51
4.7 MÉTODOS E CONTROLE DE SOLUÇÃO	53
5 RESULTADOS.....	56
6 CONCLUSÃO	69
REFERÊNCIAS.....	72

1 INTRODUÇÃO

A liberação de gases do efeito estufa na atmosfera continua contribuindo para o aquecimento global, com grande parte do consumo de energia mundial sendo produzido a partir de petróleo, carvão ou gás natural (WEC, 2016). Notícias recentes indicam que a temperatura dos oceanos cresce rapidamente (ABRAHAM, 2017), a agricultura sofre instabilidades com excesso de luz solar na África (CBS, 2016) e a temperatura da superfície da Terra em 2016 foi a maior já registrada na história (NASA, 2017).

Neste contexto, as energias renováveis são uma das maneiras mais eficientes de combater este problema. A associação REN21 (2017), que busca a troca de conhecimentos para a difusão das energias renováveis, indicou em seu último relatório anual que elas já estão com preços comparáveis com combustíveis fósseis, e com um consumo anual crescente de 2015 até o ano seguinte.

O uso de energias renováveis pode trazer impactos significativos no meio ambiente. Na Europa, o consumo adicional de energia renovável permitiu reduzir em cerca de 10% a emissão de gases do efeito estufa de 2005 a 2015, além de diminuir a demanda de combustíveis fósseis em 11% (EEA, 2017). Akella, Saini e Sharma (2009) realizaram um estudo de caso de instalação de sistemas de energia renovável em áreas remotas, e indicam que é possível reduzir a emissão de dióxido de carbono em mais de 100 toneladas anualmente com o uso de biomassa.

A biomassa, que pode ser definida como qualquer material orgânico derivado de plantas e animais que vivem ou viveram em um passado recente (BASU, 2013), é uma fonte de energia renovável bastante presente num contexto mundial, suprimindo 10% de todo o fornecimento de energia (WEC, 2016). Podem ser definidos como biomassa, materiais como madeira e diversos resíduos agrícolas, porém, outro tipo de biomassa pouco mencionado, são as fezes humanas. Existe um grande problema sanitário ao redor do mundo atualmente e um tratamento adequado pode não só ajudar na questão da saúde, mas também suprir problemas energéticos devido ao seu grande potencial.

Segundo dados de 2011, anualmente, 200 milhões de toneladas de dejetos humanos não são tratados em todo o mundo (PAPPAS, 2011). Já dados de 2015 indicam que 13% de toda a população mundial defeca ao ar livre. Esta proporção é ainda mais grave nas áreas rurais, onde vivem nove a cada dez pessoas que defecam ao ar livre, e onde vivem sete a cada dez pessoas sem acesso a instalações sanitárias adequadas. Até mesmo nas áreas rurais do Brasil este número é preocupante, com 47% da população destes locais defecando ou a céu aberto, ou em instalações sem uma separação higiênica entre o excreto humano e o contato das pessoas. Ainda que 2,1 bilhões de pessoas tenham ganhado acesso a instalações sanitárias adequadas desde 1990, os números atuais continuam sendo alarmantes (WHO, 2015).

Os problemas causados pela falta de acesso a instalações adequadas são inúmeros. A falta de acesso à água limpa e saneamento básico é a causa de 88% das mortes por diarreia, principalmente em crianças. E 50% das crianças com desnutrição estão nesta situação devido a repetidas diarreias ou infecção intestinal (PRÜSS-ÜSTÜN, 2008). Além da diarreia, que é a segunda maior causa de morte em crianças em países em desenvolvimento, outras doenças surgem, como cólera, tracoma e esquistossomose (WHO, 2008). Estas doenças são espalhadas pelo solo contaminado, comida, água e até mesmo insetos, como moscas (CDC, 2015). E não apenas problemas de saúde estão relacionados à falta de saneamento. Em escolas onde estudantes do sexo feminino são forçadas a usar as mesmas instalações que estudantes do sexo masculino, a falta de privacidade gera ameaças e intimidação, que levam a aluna a faltar ou até deixar seus estudos (PLANET AID, 2015).

As fezes podem ser tratadas com diferentes processos. Um tratamento extensivamente usado é o das lagoas de estabilização, por serem de simples construção, baixo custo e terem confiabilidade (PHUNTSO ET AL., 2009). Outro tratamento é o uso de um digestor anaeróbio, com o objetivo de gerar biogás. Este reator pode ser produzido em pequena escala para poder ser utilizado em comunidades rurais, uma vez que o biogás pode ser usado para produzir calor, eletricidade ou luz (TILLEY ET AL., 2014). As fezes também podem ser usadas como fertilizante, contudo é necessário observar a possibilidade de acúmulo de elementos perigosos no solo (GEILING, 2014; PALMQUIST E JÖNSSON, 2004).

Outra possibilidade de tratamento é através da gaseificação. Dalvi (2015) estudou o potencial energético da biomassa fecal num gaseificador cocorrente, e observou que esta é uma opção para aproveitar a energia rejeitada, especialmente em regiões mais remotas. Monhol e Martins (2015) consideraram o potencial da gaseificação das fezes com polietileno em um gaseificador de leito fixo, observando vantagens econômicas, ambientais e energéticas. Loveldi (2014) desenvolveu um protótipo de queimador para um semi-gaseificador, destacando o potencial de ser usado em locais sem eletricidade ou água, e ainda com a capacidade de tratar os resíduos sólidos de uma família em menos de um dia.

O trabalho então propõe o estudo da gaseificação de biomassa fecal através de uma modelagem usando a dinâmica dos fluidos computacional (CFD, do inglês *Computational Fluid Dynamics*). No segundo capítulo do desenvolvimento, serão apresentadas as características de interesse para a análise da biomassa fecal que são relacionadas à gaseificação. Serão revistos os estudos que envolvem este assunto, bem como os resultados obtidos. O capítulo seguinte dissertará sobre a gaseificação, os processos que ocorrem no reator e as características particulares do gaseificador cocorrente usado no estudo.

No capítulo Modelagem, serão apresentados a geometria, malha, equações regentes, condições de contorno e outros parâmetros numéricos utilizados, bem como será explicado o funcionamento do modelo propriamente dito. No capítulo Resultados, serão realizados teste de malha, validação e apresentação dos resultados das fezes, com variações de parâmetros importantes para a gaseificação. Por fim, são então apresentadas as conclusões do trabalho.

1.1 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Muitos estudos da gaseificação através de modelos computacionais foram feitos recentemente, porém existem pesquisas que tratam deste assunto desde a década de 70. Wen e Chaung (1979) desenvolveram um modelo matemático para simular um gaseificador de leito arrastado com resíduos de carvão. Foram calculados os perfis de temperatura e composição do gás na saída, e observou-se uma boa

concordância entre a simulação e os dados experimentais, destacando-se a proximidade dos valores entre as principais espécies. Ainda assim, os autores destacam a dificuldade em se modelar este problema devido aos diferentes graus de mistura entre o sólido e o gás ao longo do gaseificador e às diferentes geometrias do leito que também afetam esta mistura. Também mencionam a falta de dados experimentais nas mudanças estruturais das partículas e nas taxas de reação para diferentes tipos de carvão.

Até a década de 90, era comum principalmente o desenvolvimento de modelos particulares para determinado caso, como Yan, Heidenreich e Zhang (1998), que propuseram um modelo para gaseificadores de leito fluidizado. Os autores assumiam diversas hipóteses no problema, dentre elas modelo unidimensional, isotérmico e em regime permanente, com a pirólise ocorrendo instantaneamente, porém ainda assim foi possível obter resultados satisfatórios.

Com a maior difusão dos programas de CFD, mais estudos da gaseificação utilizando este recurso passaram a surgir. Fletcher et al. (2000) usaram o programa CFX para simular o uso de serragem e resíduos de algodão num gaseificador de leito arrastado, modelando o combustível através de partículas num referencial lagrangeano. A pirólise foi simulada com a determinação das espécies que seriam liberadas, devido à dependência da temperatura, da taxa de aquecimento e do combustível original. A malha típica usada continha cerca de 90.000 células e o problema era inicializado na temperatura de 1.000 K na câmara inferior do gaseificador para que a pirólise ocorresse. Os autores também destacam a dificuldade de se obter uma solução para o problema devido à forte interação entre as reações químicas e a turbulência pela existência da combustão. Os resultados para ambos os combustíveis foram satisfatórios, sendo que os resíduos de algodão mostraram uma alta temperatura (cerca de 1.900 K) na região inferior do gaseificador, onde se localizava a zona de combustão, com os gases saindo na região superior com cerca de 1.050 K, o que foi considerado consistente com os valores de operação. A composição do gás também foi consistente, ainda que tenha sido gerado mais gás hidrogênio do que experimentalmente.

Já Vicente et al. (2003) usaram uma abordagem euleriana para a simulação do combustível, em um gaseificador de leito arrastado para carvão. Foram

considerados também os efeitos de radiação em uma geometria bidimensional, com resultados considerados satisfatórios tanto para o perfil de temperatura quanto para os gases produzidos.

A abordagem euleriana também foi usada por Gao et al. (2006) num gaseificador de leito fluidizado, considerando o sólido e o fluido como duas fases contínuas e completamente misturadas. A análise ocorreu de maneira transiente em uma malha de 5.900 células. Foi possível observar a evolução da bolha, bem como seu efeito na uniformidade da temperatura do gaseificador, que ficou em torno de 1.180 K na maior parte do domínio. A dinâmica da evolução das espécies também pode ser analisada, como na troca de monóxido de carbono entre a bolha e o domínio entre 0,24 e 0,39 segundos.

Janajreh e Shrah (2013) avaliaram a gaseificação de lascas de madeira através de experimentos e simulação em um gaseificador do tipo cocorrente. A simulação se deu usando o programa ANSYS Fluent, com um modelo axissimétrico e referencial lagrangeano para as partículas. O perfil de temperatura obtido com este modelo foi condizente com os experimentos, porém a temperatura média foi maior do que a esperada, possivelmente devido à alta perda de calor em gaseificadores de pequena escala. Nas espécies químicas geradas houve uma maior produção de monóxido de carbono, gás hidrogênio e nitrogênio, o que coincidiu com os cálculos para o equilíbrio químico, porém com valores diferentes.

Meenaroach, Kerdsuwan e Laohalidanond (2015) usaram o mesmo modelo de partículas que Janajreh e Shrah (2013) em suas simulações também para lascas de madeira em um gaseificador cocorrente com uma geometria simplificada. Os autores aumentaram a vazão de ar injetada no domínio e foi observada uma maior dominância da combustão nestes processos. A temperatura máxima no domínio aumentou, enquanto a qualidade do gás gerado caiu, com a diminuição das espécies de interesse e aumento de nitrogênio e dióxido de carbono.

Luan, Chyou e Wang (2013) avaliaram o efeito de um injetor do gaseificador de leito arrastado no desempenho da gaseificação usando como combustível o carvão numa geometria tridimensional. Assim como na maior parte das simulações, o modelo de turbulência k- ϵ padrão foi utilizado, bem como um modelo que considera tanto os parâmetros de Arrhenius como os efeitos turbulentos no cálculo das reações

químicas. Isto é feito porque apenas um dos dois pode não ser capaz de reproduzir o fenômeno apropriadamente. O mecanismo de reação utilizado considera também como espécie química o acetileno, podendo ser usado para simular a produção de alcatrão, que é comum na gaseificação.

Os estudos de Ibrahimoglu, Cucen e Yilmazoglu (2016) apresentaram simulações de um gaseificador cocorrente que usa tecnologia de plasma para manter o fornecimento de calor com carvão como combustível. Com um mecanismo contendo onze reações, a malha tridimensional usada permite um efeito em redemoinho para a injeção do ar. Os resultados mostram uma maior concentração de dióxido de carbono na região de combustão, que é onde também se tem a menor concentração de monóxido de carbono, enquanto o oxigênio é prontamente consumido pelas reações de combustão. A região de combustão atingiu uma temperatura de 1.400 K, enquanto a maior parte do reator permaneceu em 1.250 K, o que é adequado para gaseificação.

Jeong et al. (2017) avaliaram a gaseificação de uma mistura de carvão e biomassa em um gaseificador Shell, no qual o agente gaseificante entra pela região inferior e o gás de síntese sai pelo topo. É possível observar a estrutura de uma chama de difusão próxima aos queimadores, onde o monóxido de carbono e hidrogênio eram oxidados. Quanto maior a quantidade de biomassa na mistura com o carvão, menor a temperatura máxima da chama e maior a quantidade de voláteis na região de chama, devido à quantidade de material volátil que é maior na biomassa. A menor temperatura com a biomassa fez com que as reações de gaseificação se tornassem mais lentas, gerando mais dióxido de carbono e menos monóxido de carbono na região da chama quando comparado ao combustível composto apenas por carvão. A quantidade de gás hidrogênio na saída, por outro lado, aumentou devido à maior quantidade do elemento hidrogênio no reator.

Já Patel, Shah e Patel (2013) utilizam o programa Fluent para simular um gaseificador cocorrente. As reações químicas são desenvolvidas usando a função densidade de probabilidade para resolver a interação entre a química e a turbulência. Assim, assume-se que sempre há equilíbrio químico a nível molecular. Os resultados mostram o consumo do carbono da biomassa próximo à entrada de ar e uma maior concentração de monóxido de carbono na zona de pirólise, variando

entre 10 e 30% da fração mássica, porém chegando à saída com 20%, o que foi considerado convincente. É encontrada uma grande quantidade de dióxido de carbono e água na saída, porém uma baixa quantidade de gás hidrogênio, sendo que os autores atribuem este desvio do hidrogênio a uma distribuição desigual do gás na câmara de reação.

A utilização de CFD para a simulação de biomassa fecal, porém, não é muito explorada. Em termos de simulação computacional, Onabanjo et al. (2016) utilizaram o programa Aspen Plus para o desenvolvimento de um modelo em equilíbrio termodinâmico da gaseificação, assim como também caracterizaram algumas amostras de fezes para usar na simulação. A validação do modelo, porém, foi feita em comparação com outros tipos de biomassa, como carvão e madeira. Já a biomassa fecal foi simulada tanto úmida (com umidade acima de 70% em peso) quanto seca para a avaliação do desempenho. Foi necessário um aumento na quantidade de ar injetado, o que aproximou a razão de equivalência a da combustão. Assim, as quantidades de gás hidrogênio e monóxido de carbono diminuíram, enquanto a de gás nitrogênio aumentou. Observou-se então uma queda da qualidade do gás produzido na amostra úmida, possivelmente devido a uma maior quantidade de energia para evaporar a água contida na biomassa.

Dadas as diferentes abordagens, Che et al. (2012) faz um comparativo entre os programas Aspen Plus e Fluent para a simulação numérica da gaseificação da biomassa. O primeiro usa as relações de propriedades básicas (como balanço de massa e energia, a reação e relações de equilíbrio) para simular e prever, dentre outras coisas, a composição e as propriedades do material. O segundo lê uma malha, onde são inseridos diversos modelos (como turbulência ou modelos de duas fases) e, após processos iterativos, uma resposta é obtida. Os autores concluem que, hipoteticamente, o ideal seria o uso do Aspen Plus para o cálculo da pirólise, porque no Fluent isto é considerado extremamente inconveniente, e o Fluent para o cálculo da gaseificação.

1.2 OBJETIVOS

Os objetivos do trabalho serão divididos em gerais, com as ideias que são aqui pretendidas, e específicos, com os pontos detalhados do que se pretende alcançar.

1.2.1 Objetivos gerais

Avaliar o comportamento da gaseificação da biomassa fecal em um gaseificador cocorrente por meios de simulações usando CFD, considerando diferentes composições das fezes e variação de diferentes parâmetros.

1.2.2 Objetivos específicos

Os objetivos específicos do trabalho são:

- Validar a simulação com os resultados experimentais para a madeira;
- Avaliar a influência de diferentes mecanismos de reação no resultado obtido;
- Analisar os perfis de temperatura e composições dos gases de saída para três biomassas fecais de diferentes composições;
- Analisar a influência da umidade da biomassa fecal nos perfis de temperatura e composição do gás de saída;
- Analisar a influência da quantidade de alcatrão na biomassa fecal nos perfis de temperatura e composição do gás de saída;
- Analisar a influência da umidade relativa do ar nos perfis de temperatura e composição do gás de saída.

2 BIOMASSA FECAL

A caracterização da biomassa fecal é bastante dependente de cada situação. São produzidos diariamente por pessoa entre 100 e 200 g de fezes, em média, conforme mostrado na Tabela 1. Este valor ainda pode ter grandes mudanças dependendo do local, conforme Feachem et al. (1983), e da alimentação da pessoa. A umidade das fezes também é um fator muito importante na caracterização da amostra, pois, da massa medida, grande parte é água, com os estudos mostrando uma variação entre 63% e 86%. Isto impacta diretamente no processo de gaseificação, conforme analisado por Kumar e Singh (2013), que mostraram que um aumento da umidade da amostra causou uma queda na eficiência da gaseificação, podendo ocorrer devido ao aumento da quantidade de alcatrão na saída. De acordo com Basu (2013), a maioria dos sistemas de gaseificação usam biomassa contendo entre 10 e 20% de umidade para se obter um gás combustível de alto poder calorífico. Desta forma, para a utilização da biomassa fecal, é necessário que ocorra um processo de secagem prévia para viabilizar o processo de gaseificação.

Tabela 1 - Umidade e geração de fezes por dia.

Referência	Umidade das fezes (%)	Geração de fezes úmidas (g/pessoa/dia)	Local
Rose et al. (2015)	63-86	128	-
Chaggu (2003)	66-85	70-520	-
Feachem et al. (1983)	75	100-200	Europa e Estados Unidos
		130-520	Países em desenvolvimento

Outro fator importante é como a alimentação influencia as propriedades da biomassa fecal. A Tabela 2, obtida de Dalvi (2015), mostra a grande variação do poder calorífico de acordo com os alimentos consumidos pelas pessoas, chegando a mais de 30% de diferença quando se compara uma alimentação rica em gorduras com uma rica em frutas e verduras. Desta forma, dependendo do local onde a tecnologia da gaseificação for usada, é possível que sejam obtidos gases de diferente qualidade e eficiência.

Tabela 2 - Poder calorífico superior das fezes baseado na alimentação.

Tipo de alimentação	PCS em base seca (kJ/kg)
Rica em gorduras	26.882 ± 117
Rica em carboidratos	22.995 ± 92
Rica em frutas e verduras	19.773 ± 71

Fonte: Dalvi (2015)

As fezes apresentam características químicas semelhantes a outros tipos de biomassas, conforme a Tabela 3. A composição elementar das fezes se aproxima do que é obtido em materiais de origem vegetal, como bagaço de cana-de-açúcar, palha de trigo, madeira de salgueiro e cascas de amêndoa, principalmente em relação à quantidade de carbono. Nos casos citados, as fezes apresentam menos oxigênio, porém mais hidrogênio e nitrogênio. O poder calorífico das fezes se mostrou maior, mostrando assim um bom potencial para gaseificação. Até mesmo o linhito, que é um tipo de carvão, apresenta uma composição similar à biomassa fecal, contendo, porém, mais carbono. E, ainda que num primeiro momento estas amostras apresentem diferenças que podem ser muito significativas, quando se compara a composição das biomassas com um material plástico como o polietileno, cuja composição é completamente diferente, é possível considerar que as composições das biomassas são relativamente próximas.

Tabela 3 - Análise Elementar e PCS das fezes comparada a outros materiais.

Amostra	Referência	Análise Elementar (%)				PCS (MJ/kg)
		C	H	O	N	
Fezes	Dalvi (2015)	48,25	7,15	30,02	4,57	23,22
	Monhol e Martins (2015)	48,25	7,15	32,10	5,49	23,20
	Onabanjo et al. (2016)	50,83	6,80	20,91	4,09	-
Bagaço de cana-de-açúcar	Jenkins et al. (1998)	48,64	5,87	42,82	0,16	18,99
Palha de trigo	Jenkins et al. (1998)	44,92	5,46	41,77	0,44	17,94
Madeira de salgueiro	Jenkins et al. (1998)	49,90	5,90	41,80	0,61	19,59
Cascas de amêndoa	Jenkins et al. (1998)	49,30	5,97	40,63	0,76	19,49
Linhito	Jenkins et al. (1998)	60,97	4,07	18,50	1,02	23,35
Polietileno	Jin, Singh e Zondlo (2013)	83,29	13,93	2,51	0,20	47,64

O gás produzido pela gaseificação biomassa fecal apresenta como principais espécies o monóxido de carbono e gás hidrogênio, conforme os estudos de Dalvi (2015) e Onabanjo et al. (2016), mostrados na Tabela 4. Isso é desejado na gaseificação para se obter um gás de alto poder calorífico. Há também geração de dióxido de carbono, que pode ser produzido da queima do monóxido de carbono

durante a gaseificação. No caso de Dalvi (2015), por ser um estudo experimental, obtém-se certa quantidade de oxigênio na saída, uma vez que as reações não ocorrem de maneira ideal. Nos estudos de Onabanjo et al. (2016) não há oxigênio na saída, pois os resultados são obtidos por simulações numéricas, porém é apresentada uma pequena quantidade de água, também podendo indicar uma combustão do gás hidrogênio.

Tabela 4 - Composição do gás de saída na gaseificação da biomassa fecal.

Referência	Espécies						
	O_2	CO_2	H_2O	CH_4	H_2	CO	N_2
Dalvi (2015)	5,7%	6,67%	7,06%	3,7%	9,70%	17,72%	46,31%
Onabanjo et al. (2016)	0,00%	4,80%	2,50%	0,40%	19,00%	22,80%	50,50%

As amostras utilizadas na simulação que será aqui proposta seguem as composições mostradas na Tabela 5. A amostra Janajreh segue a composição para lascas de madeira conforme estudado pelos autores Janajreh e Shrah (2013). As amostras HF5, HF7, HF10 e HF12 seguem a composição de Onabanjo et al. (2016) para diferentes fezes humanas, com os valores de umidade ajustados para 10% (uma vez que é mostrada a composição úmida da biomassa fecal e o valor para o qual elas foram ajustadas é considerado adequado para a gaseificação) e o PCS calculado conforme equação citada no texto pelos autores. As amostras Dalvi seguem a composição de Dalvi (2015) também para fezes, alterando mais uma vez a umidade (agora nos valores de 0%, 5% e 10%) e ajustando o PCS para cada situação analisada.

Tabela 5 – Análises Imediata e Elementar e PCS das amostras de biomassa utilizadas nas simulações.

Amostras	Análise Imediata				Análise elementar				PCS (kJ/kg)
	Voláteis	Carbono Fixo	Cinzas	Umidade	C	H	O	N	
Janajreh	56,39	31,46	2,44	9,71	49,59	6,28	43,74	0,39	18,00
HF5	33,68	40,23	16,09	10,00	49,20	6,59	20,40	6,03	21,18
HF7	35,25	41,47	13,27	10,00	48,25	6,65	23,44	6,87	20,22
HF10	40,41	34,44	15,15	10,00	46,04	5,84	25,61	5,71	18,59
HF12	43,53	29,35	17,12	10,00	50,83	6,80	19,43	4,09	22,46
Dalvi (0%)	60,64	32,81	6,56	0,00	48,25	7,15	30,02	4,57	23,22
Dalvi (5%)	57,61	31,17	6,23	5,00	48,25	7,15	30,02	4,57	22,06
Dalvi (10%)	54,57	29,53	5,90	10,00	48,25	7,15	30,02	4,57	20,90

Fonte: Janajreh e Shrah (2013), Onabanjo et al. (2016) e Dalvi (2015)

A variação das amostras permitirá avaliar a eficiência do método numérico na obtenção dos resultados, bem como a influência da composição da amostra no problema da gaseificação. Outros parâmetros, como umidade do ar e presença do alcatrão, serão também analisados dentro do contexto das amostras apresentadas na Tabela 5.

3 GASEIFICAÇÃO

A gaseificação possui uma definição bastante similar entre diferentes autores. Basu (2013) a define como a conversão de uma matéria-prima sólida ou líquida em gases combustíveis que podem ser usados para produção de energia ou em uma matéria-prima química com um alto valor agregado. Higman e Burgt (2008) dizem que a gaseificação é a conversão de qualquer combustível composto de carbono em um gás de poder calorífico utilizável. Pereira et al. (2012) são precisos ao dizer que gaseificação é a conversão termoquímica de um material carbonáceo em um gás rico em CO e H_2 , chamado de gás de síntese.

Ainda que estejam relacionados, é importante esclarecer a diferença entre os processos de gaseificação e combustão. Enquanto o primeiro armazena energia nas ligações químicas do gás produzido, o segundo quebra estas ligações, liberando a energia. Por este motivo é importante injetar a quantidade necessária do agente gaseificante (que reage com a matéria-prima para gerar o gás) para que não se tenha um gás produzido de baixa energia (BASU, 2013).

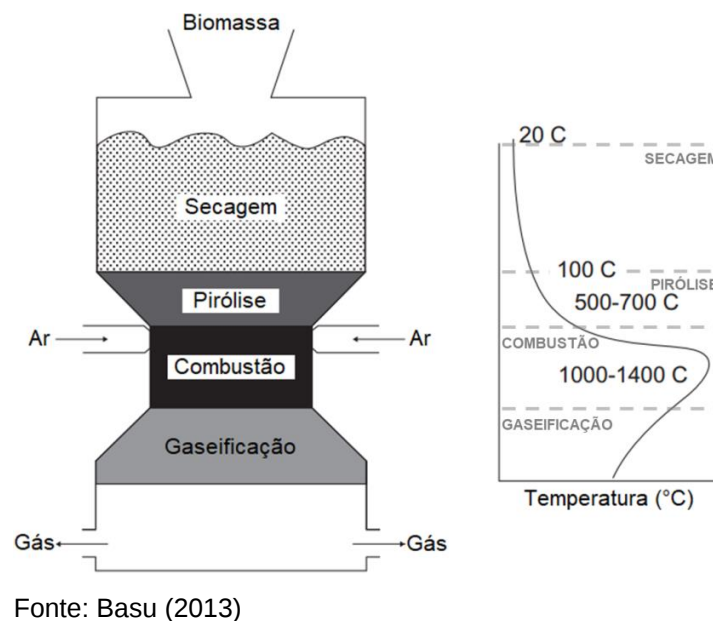
3.1 ETAPAS DA GASEIFICAÇÃO

Dentro de um gaseificador ocorrem diversos processos químicos. Alguns autores (BASU, 2013; DEJTRAKULWONG e PATUMSAWAD; 2013; YUCEL e HASTAOGLU, 2015; SIKARWAR et al., 2016) consideram que a gaseificação ocorre em quatro etapas: secagem, pirólise, oxidação e redução. Estas etapas, contudo, ocorrem de maneira sobreposta, não havendo um limite claro onde se inicia uma e termina a outra (SIKARWAR et al., 2016). Existem autores (MAHINPEY e GOMEZ, 2016; HIGMAN e BURGT, 2008) que consideram apenas as três últimas etapas, desconsiderando a secagem. Em cada uma das etapas ocorrem determinadas reações de acordo com as suas características (BASU, 2013).

Na maioria dos casos, o processo de gaseificação apresenta uma sequência semelhante. A matéria-prima é aquecida, sofrendo a secagem, e em seguida ocorre

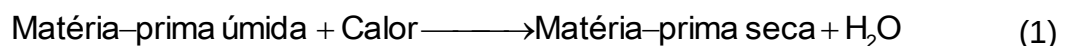
o processo de pirólise. Os produtos gerados reagem então entre eles e com o agente gaseificante, formando o produto final. A energia para as reações endotérmicas muitas vezes é fornecida por reações exotérmicas de combustão que ocorrem de forma controlada dentro do gaseificador, ou ainda por uma fonte externa (BASU, 2013; SADHUKHAN, NG, e HERNANDEZ, 2014). A identificação das zonas e o perfil de temperatura usual em cada uma delas para um gaseificador cocorrente são mostrados na Figura 1.

Figura 1 - Zonas da gaseificação e perfil de temperatura usual de um gaseificador cocorrente.



3.1.1 Secagem

A secagem, também chamada de desumidificação, consiste na absorção do calor adicionado ao gaseificador pela matéria-prima úmida, ocasionando seu pré-aquecimento e seguinte evaporação da água existente. O processo ocorre a partir de 100°C, com a evaporação da água mais facilmente liberável, até cerca de 200°C, temperatura na qual toda a água já foi evaporada (BASU, 2013). A reação que ocorre na zona de secagem é descrita por Rezaiyan e Cheremisinoff (2005) na equação (1).

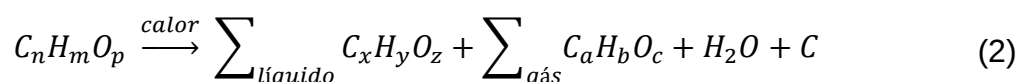


Este processo pode ser dividido em três etapas: primeiramente ocorre o aquecimento da matéria-prima sólida; em seguida há secagem a uma taxa constante, pois ocorre apenas a evaporação da água na superfície, sendo de certa forma independente da natureza do sólido; e, por fim, há uma etapa de secagem decrescente, onde não há mais água livre na superfície e a mudança de fase ocorre no interior da matéria-prima, sofrendo então uma resistência na transferência de calor e massa (SOUZA-SANTOS, 2004).

3.1.2 Pirólise

A pirólise (ou desvolatilização) é definida como sendo a reação de degradação química causada apenas por energia térmica, sem a presença de algum outro reagente adicionado para promovê-la. Ocorre então uma decomposição do material original, formando moléculas menores. A energia térmica descrita está mais relacionada à temperatura do corpo, de maneira que para que um processo seja caracterizado como pirólise é necessário que a transformação química do material ocorra numa temperatura muito maior do que a temperatura ambiente (MOLDOVEANU, 1998).

São produzidos então gases não condensáveis (CO_2 , CO , C_2H_2 , e C_2H_4 , por exemplo), material carbonáceo sólido e um produto líquido (conhecido como alcatrão), de acordo com Basu (2013). Ele representa o processo de pirólise com uma reação genérica no formato da equação (2).



Diversos fatores influenciam no processo de pirólise. A temperatura e a taxa de aquecimento são dois exemplos. Higman e Burgt (2008) indicam que a pirólise costuma ocorrer em baixas temperaturas, entre 350 e 800°C. Souza-Santos (2004) afirma que alguns componentes da matéria-prima podem ter seus picos de liberação em diferentes temperaturas, o que leva a proposições de distintos mecanismos de reação para o processo. O fato das análises térmicas serem realizadas em diferentes taxas de aquecimento também implica em resultados variados para cada

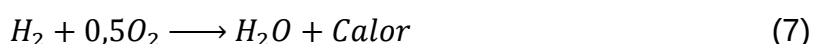
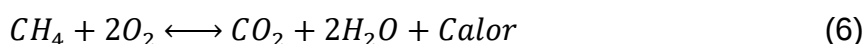
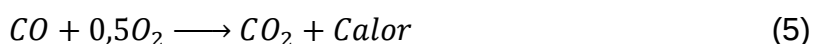
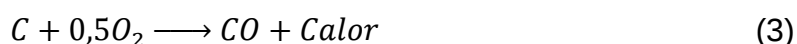
caso. A composição e a estrutura da matéria prima original também afetam a composição final do gás, bem como o aumento da pressão no gaseificador, já que o aumento da pressão aumenta também o tempo de residência do material volátil dentro da matéria-prima inserida.

Devido às diversas maneiras pelas quais o processo de pirólise pode ser afetado, a sua simulação é bastante complexa. Assim, ainda de acordo com Souza-Santos (2004), qualquer modelo que tente aproximar a pirólise da realidade é apenas uma aproximação bruta da realidade. Alguns modelos então calculam a pirólise dentro de uma ampla faixa de precisão quando comparada ao resultado real.

3.1.3 Oxidação

A zona de oxidação é a região onde ocorre a combustão do material carbonáceo, sendo a região também conhecida como zona de combustão. A combustão pode ser definida como a rápida combinação de oxigênio com um combustível na presença de uma fonte de ignição, o que resulta na liberação de calor (PETCHERS, 2003). As reações de combustão fornecem energia ao gaseificador, que é necessária para que os outros processos, como secagem e pirólise, possam ocorrer (BASU, 2013).

Algumas reações de oxidação são mostradas nas equações (3)-(7), conforme indicado por Basu (2013). Neste caso, a energia térmica é adicionada ao processo de maneira direta, através da combustão de material carbonáceo, matéria-prima seca e, em alguns casos, voláteis dentro do gaseificador. A energia também pode ser adicionada de maneira indireta, com a queima da matéria-prima, material carbonáceo ou gás de síntese separadamente e a transferência do calor necessário para o gaseificador (REZAIYAN e CHEREMISINOFF, 2005).

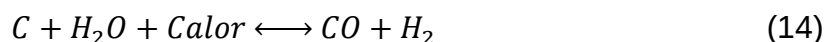
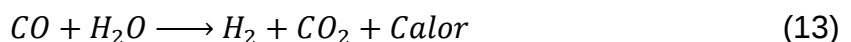
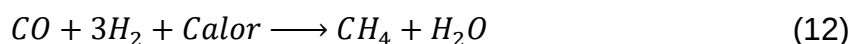
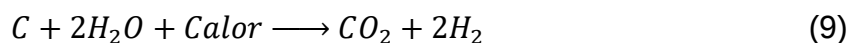
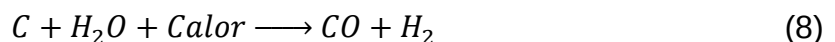


É necessário um balanço entre a quantidade de combustível, oxidante e vapor (se for usado) no gaseificador. Isso influencia na ocorrência das reações (3) e (4). Além disso, a presença de oxidante em excesso pode aumentar a temperatura do gaseificador desnecessariamente e reduzir a qualidade do produto, com uma maior presença de dióxido de carbono (BASU, 2013).

3.1.4 Redução

A zona de redução, também conhecida como zona de gaseificação, é onde ocorrem as reações entre o material carbonáceo e o vapor, dióxido de carbono e hidrogênio no gaseificador, bem como as reações químicas entre os gases resultantes. (REZAIYAN e CHEREMISINOFF, 2005). As reações heterogêneas (entre o material carbonáceo e o gás) são as mais lentas do processo de gaseificação, limitando então a taxa global de conversão (HIGMAN E BURGT, 2008).

Muitas das reações que ocorrem na zona de redução são endotérmicas, porém existem também algumas reações exotérmicas, que na maioria das vezes ocorrem em reação com o oxigênio ou hidrogênio. Algumas destas reações são relacionadas por Basu (2013) e Rezaiyan e Cheremisinoff (2005) nas equações (8)-(15), com a indicação da geração de calor.



Dentre as equações mostradas, três costumam ter um maior destaque. A equação (10) é conhecida como reação de Boudouard, e é muito importante porque converte o dióxido de carbono em monóxido de carbono, que é combustível. A equação (13) é conhecida como reação de deslocamento gás-água (do inglês *water-gas shift*

reaction). Ela acontece no sentido direto da reação por volta de 700°C e, devido a esta baixa temperatura, ela ocorre numa zona onde muitas das reações são endotérmicas (WANG e STIEGEL, 2017). A equação (14) é conhecida como reação gás-água, e Basu (2013) indica que talvez esta seja a equação de gaseificação mais importante, possivelmente devido à transformação de um material sólido e água em dois gases combustíveis.

3.2 GASEIFICADOR COCORRENTE

Existem diversos tipos de combustíveis passíveis de serem gaseificados, cada um com suas próprias características físico-químicas. Por este motivo, existem vários tipos de gaseificadores, cada um visando a atender matérias-primas com determinadas características. Foram desenvolvidos diversos tipos de gaseificadores durante mais de um século, tentando atender a um tipo específico de combustível ou mesmo uma vasta gama (SPEIGHT, 2014). Atualmente, os gaseificadores são geralmente classificados em três tipos básicos: leito fixo, leito fluidizado e leito arrastado. Cada um dos tipos também possui configurações próprias, com características particulares. Características dos gaseificadores de leito fluidizado e leito arrastado podem ser encontradas nos trabalhos de Basu (2013) e Speight (2014).

Os gaseificadores de leito fixo contêm a matéria-prima alimentada pelo topo e apoiada sobre uma grelha, formando um leito. Os gases passam pelos espaços vazios e o calor é fornecido internamente ou de uma fonte externa. Ao longo do seu funcionamento, o leito de combustíveis sólidos vai descendo do topo do gaseificador lentamente, ao mesmo tempo em que se formam as quatro zonas do reator (NEUBAUER e LIU, 2013; SPEIGHT, 2014). A sua nomenclatura vem do fato da velocidade do gás ser bem maior do que a descida do leito, fazendo com que este possa até mesmo ser considerado fixo. A escória e as cinzas são retiradas pela parte de baixo do gaseificador e ele pode funcionar continuamente ou em bateladas (LI e ZHANG, 2017).

Li e Zhang (2017) afirmam que este tipo de gaseificador possui uma boa adaptabilidade. Ele aceita diversos tipos de material, diferentes agentes gaseificadores e funciona tanto em pressão atmosférica quanto pressurizado, além de possuir também uma taxa relativamente alta de conversão de carbono. Já de acordo com Sadhukhan, Ng e Hernandez (2014), o gaseificador de leito fixo necessita de poucos oxidantes para o seu funcionamento, porém tem alto custo de manutenção, uma mistura e transferência de calor ruins e produz uma considerável quantidade de alcatrão. Os autores indicam que a eficiência de gás frio deste modelo fica em torno de 80% e dizem que ele possui uma capacidade baixa de gerar potência (10 kW a 10 MW), ainda mais se comparado ao gaseificador de leito fluidizado (5MW a 100 MW) ou de leito arrastado (mais que 50 MW).

Um dos tipos de gaseificadores de leito fixo é a configuração cocorrente (mostrada na Figura 2), que foi usada nas simulações. Nela, o agente gaseificante é injetado a certa altura do fundo do gaseificador, para seguir com o fluxo para baixo, e assim o gás segue a mesma direção do leito (SADHUKHAN, NG e HERNANDEZ, 2014). Existe, no topo, a zona de secagem, seguida pela zona de pirólise. Depois, o agente gaseificante é adicionado, oxidando o combustível e gerando a zona de combustão, que fornece calor às duas zonas anteriores. Por fim, o material carbonáceo restante e os produtos da combustão passam pela zona de redução, onde são gerados monóxido de carbono e hidrogênio (QUAAK, KNOEF e STASSEN, 1999).

Figura 2 - Gaseificador cocorrente.



Fonte: Dalvi (2015)

O gaseificador cocorrente em particular tem como vantagem apresentar uma quantidade baixa de alcatrão no gás produzido. Como o alcatrão gerado na pirólise passa pela zona de combustão, a maior parte do seu conteúdo é transformada em gases mais leves (KUMAR, SHARMA e BHANDARI, 2014). Outras vantagens são que os minerais da matéria-prima são carregados nas cinzas, diminuindo a necessidade de um pós-tratamento, e este é um gaseificador relativamente simples e de baixo custo (SPEIGHT, 2014).

Já em relação às suas desvantagens, de acordo com Quaak, Knoef e Stassen (1999), é possível encontrar grandes quantidades de partículas de cinzas e areia no gás produzido, uma vez que ele as captura pela zona de combustão. A matéria-prima inserida no reator também deve ter uma granulometria adequada, de maneira a não impedir a entrada do ar pelas laterais, permitir que o gás desça até a saída do reator e que o calor possa fluir. A temperatura alta do gás no reator não é aproveitada como na configuração contracorrente (na qual o gás quente passa pela matéria prima), de maneira que a sua umidade deve ser pequena e a eficiência de gaseificação também pode ser pequena se esta temperatura elevada não for aproveitada (QUAAK, KNOEF e STASSEN, 1999; DUTTA e ACHARYA, 2011). De acordo com Speight (2014), porém, muitas vezes este calor carregado pelo gás é transferido ao agente gaseificante, fazendo com que a eficiência de gaseificação, calculada aqui conforme a equação (16), seja quase equivalente à configuração contracorrente, por exemplo. Além disso, o material combustível deve possuir uma baixa umidade, menor que 20%. Uma alta umidade da biomassa diminui a temperatura do gaseificador, o que também reduz a sua eficiência.

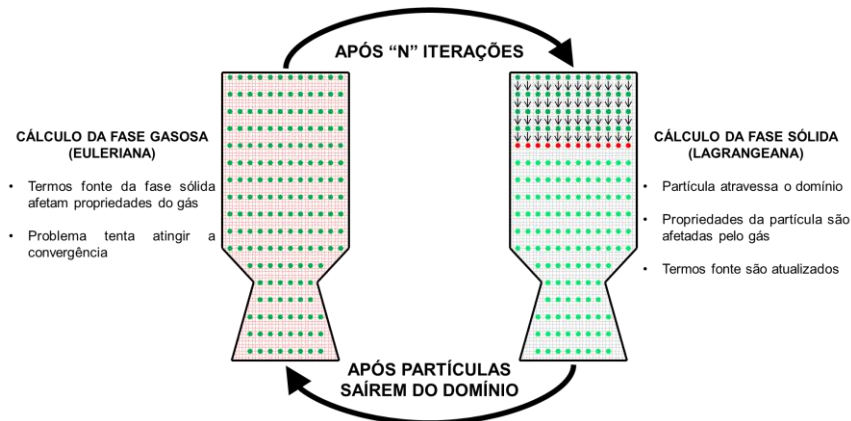
$$Eficiência = \frac{Vazão\ do\ gás\ produzido \times PCS\ do\ gás\ produzido}{Vazão\ da\ biomassa \times PCS\ da\ biomassa} \quad (16)$$

4 METODOLOGIA

Para a realização das análises numéricas, foi utilizado o programa de simulação para CFD ANSYS Fluent. O ANSYS Fluent possui modelos físicos validados para a simulação de diversas situações, dentre elas escoamentos, transferência de calor, turbulência e reações químicas. O programa também permite a análise de sistemas multifásicos, apresentando diferentes modelos para certas características físicas.

A simulação do gaseificador foi realizada utilizando o Modelo de Fase Discreta (ou DPM, do inglês *Discrete Phase Model*), que é um dos modelos multifásicos disponíveis no programa. A característica deste modelo é que ele realiza uma análise lagrangeana da fase sólida, em alternância com a análise euleriana da fase gasosa (ANSYS INC., 2013b). Na análise lagrangeana, a partícula de interesse é acompanhada por todo o domínio analisado, enquanto na análise euleriana são avaliadas as propriedades de um escoamento num determinado ponto do espaço. (FOX, PRITCHARD e MCDONALD, 2010). Assim, na simulação o gás tenta atingir a convergência em um determinado número de iterações, sendo que aqui foram usadas 40 iterações por apresentar resultados satisfatórios. Se a convergência não for atingida dentro destas iterações, o cálculo da fase gasosa é interrompido momentaneamente, e as partículas do sólido são injetadas. As partículas percorrem o domínio interagindo com o que foi calculado pelo gás anteriormente, através de trocas de calor e reações químicas, por exemplo. São gerados assim termos fonte para a fase gasosa desta interação. Quando as partículas saem do domínio o cálculo do gás é retomado, porém agora ele está impactado pelos termos fonte gerados pelas partículas e a convergência tentará ser atingida novamente. Se ela não for atingida no número de iterações especificado, o cálculo é novamente interrompido e as partículas são injetadas. As partículas então interagem mais uma vez com o gás, que tem novos valores agora, e assim os termos fonte gerados anteriormente são atualizados. Ao saírem as partículas, é retomado o cálculo da fase gasosa. Este ciclo ocorre diversas vezes, até que o cálculo de uma fase não altere significativamente a outra. Neste momento, a convergência é atingida no cálculo da fase gasosa. Um esquema é mostrado na Figura 3.

Figura 3 - Esquema da simulação usando o Modelo de Fase Discreta.



As partículas usadas no DPM, que representam o combustível utilizado, possuem suas características físicas bem definidas. São especificados composição química, teor de umidade, temperatura de entrada, calor específico e densidade, por exemplo. Considerando essas propriedades, a partícula injetada passa por diferentes fases durante a sua trajetória. Primeiramente, ocorre uma fase na qual a partícula é apenas aquecida, o que ocorre até que se alcance a temperatura de ebulição da água. Quando isto é atingido, ocorre a liberação desta água no gás (sempre através da geração de termos fonte) até que não se tenha mais umidade. A fase seguinte ocorre quando se atinge a chamada temperatura de desvolatilização, na qual ocorrerá a liberação do material volátil. Por fim, ocorre a fase das reações de superfície, na qual componentes da fase gasosa reagem com o material da partícula, gerando também troca de calor com o gás. Um esquema resumindo as fases do Modelo de Fase Discreta é mostrado na Figura 4.

Figura 4 - Condições para atingir as fases no Modelo de Fase Discreta.

FASE I: AQUECIMENTO Ocorre quando a partícula está a uma temperatura menor que a de vaporização $T_{part} < T_{vap-H_2O}$	FASE II: EVAPORAÇÃO Ocorre quando a temperatura da partícula atinge a temperatura de ebulição e enquanto a massa da gotícula excede a fração não-volátil $T_{part} \geq T_{ebul}$ $m_{part} > (1 - f_{v,0})m_{part,0}$
FASE III: DESVOLATILIZAÇÃO Ocorre quando a temperatura da partícula atinge a da vaporização dos voláteis e enquanto houver massa deste material $T_{part} \geq T_{vap-vol}$ $m_{vol} > 0$	FASE IV: REAÇÕES DE SUPERFÍCIE Ocorre enquanto há a massa de material combustível na partícula e toda a massa volátil é consumida $m_{vol} = 0$ $m_{comb} > 0$

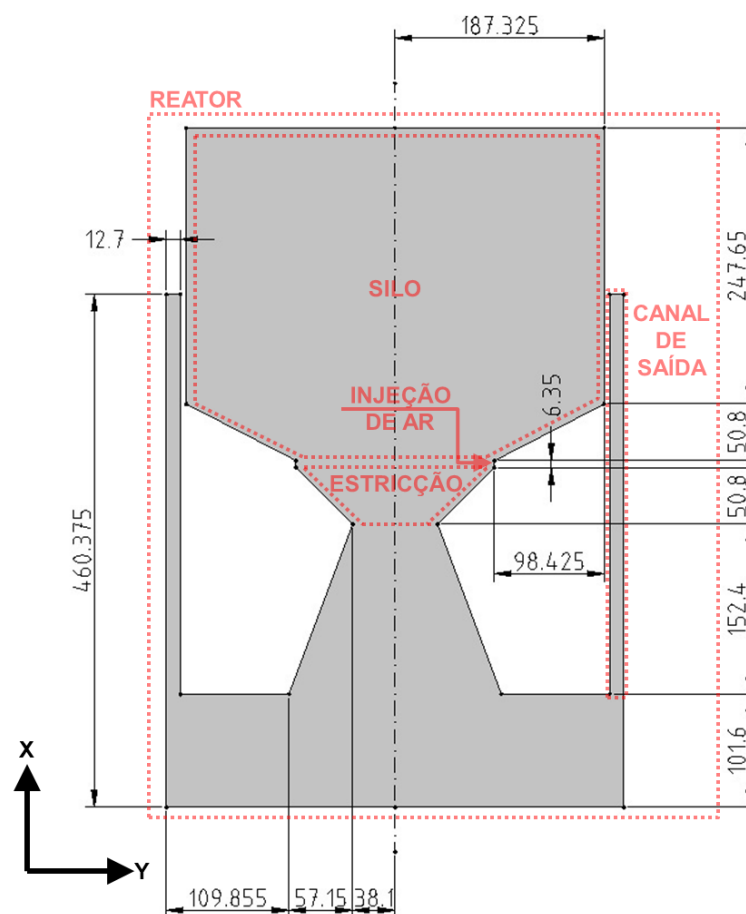
O DPM possui como limitação uma recomendação do desenvolvedor de que o volume ocupado pelas partículas seja de no máximo 10% do volume do

gaseificador, ainda que também seja determinado que se possa utilizar para volumes maiores. Devido a esta limitação, é considerado que a partícula tenha um tamanho muito pequeno (0,0001 m).

4.1 GEOMETRIA

A geometria simulada é baseada no gaseificador GEK Gasifier (ALL POWER LABS, 2010), conforme a Figura 5. Esse é um modelo do tipo cocorrente, havendo um silo que contém a biomassa, que por sua vez é inserida pela parte superior do gaseificador. O combustível então atravessa uma região de estricção, logo depois de ocorrer a injeção do agente gaseificante pela lateral. O gás produzido na gaseificação então ascende por um canal até finalmente sair do reator.

Figura 5 - Dimensões do gaseificador cocorrente.



Fonte: ALL POWER LABS (2010)

4.2 EQUAÇÕES GOVERNANTES

As equações governantes seguem o guia teórico do programa Fluent, conforme desenvolvido pela fabricante ANSYS INC. (2013a). São utilizadas as equações da continuidade e do momento devido ao movimento do fluido no gaseificador. A equação da energia é usada na consideração da temperatura e troca de calor nas reações calculadas. O modelo de turbulência acrescenta o efeito da turbulência, existente no problema analisado, no cálculo da média do escoamento do fluido. As equações do transporte de espécies consideram a distribuição das espécies químicas no reator, bem como as reações entre si. E as equações do modelo de fase discreta calculam a movimento da partícula ao longo do gaseificador e sua interação com a fase gasosa.

4.2.1 Equação da Continuidade

A equação da continuidade é dada pela expressão (17).

$$\nabla \cdot (\rho \vec{v}) = S_m \quad (17)$$

Na qual ρ é a densidade, $\vec{v}$ é o vetor velocidade e S_m é um termo fonte de massa. Contudo, para geometrias bidimensionais axissimétricas, a continuidade é dada pela equação (18).

$$\frac{\partial}{\partial x}(\rho v_x) + \frac{\partial}{\partial \xi}(\rho v_\xi) + \frac{\rho v_\xi}{\xi} = S_m \quad (18)$$

Sendo x a coordenada axial, ξ a coordenada radial, v_x a velocidade axial e v_ξ a velocidade radial.

4.2.2 Equação do Momento

Para a conservação do momento, a equação (19) mostra a expressão para o momento axial e a equação (20) para o momento radial.

$$\begin{aligned} \frac{1}{\xi} \frac{\partial}{\partial x} (\xi \rho v_x v_x) + \frac{1}{\xi} \frac{\partial}{\partial \xi} (\xi \rho v_\xi v_x) \\ = -\frac{\partial p}{\partial x} + \frac{1}{\xi} \frac{\partial}{\partial x} \left[\xi \mu \left(2 \frac{\partial v_x}{\partial x} - \frac{2}{3} (\nabla \cdot \vec{v}) \right) \right] \\ + \frac{1}{\xi} \frac{\partial}{\partial \xi} \left[\xi \mu \left(\frac{\partial v_x}{\partial \xi} + \frac{\partial v_\xi}{\partial x} \right) \right] + F_x \end{aligned} \quad (19)$$

$$\begin{aligned} \frac{1}{\xi} \frac{\partial}{\partial x} (\xi \rho v_x v_\xi) + \frac{1}{\xi} \frac{\partial}{\partial \xi} (\xi \rho v_\xi v_\xi) \\ = -\frac{\partial p}{\partial \xi} + \frac{1}{\xi} \frac{\partial}{\partial x} \left[\xi \mu \left(\frac{\partial v_\xi}{\partial x} + \frac{\partial v_x}{\partial \xi} \right) \right] \\ + \frac{1}{\xi} \frac{\partial}{\partial \xi} \left[\xi \mu \left(2 \frac{\partial v_\xi}{\partial \xi} - \frac{2}{3} (\nabla \cdot \vec{v}) \right) \right] - 2\mu \frac{v_\xi}{\xi^2} + \frac{2}{3} \frac{\mu}{\xi} (\nabla \cdot \vec{v}) + F_\xi \end{aligned} \quad (20)$$

Sendo p a pressão, μ a viscosidade dinâmica e F_x e F_ξ termos fonte para forças de corpo externas nas direções axial e radial, respectivamente. O divergente do vetor velocidade é dado pela equação (21).

$$\nabla \cdot \vec{v} = \frac{\partial v_x}{\partial x} + \frac{\partial v_\xi}{\partial \xi} + \frac{v_\xi}{\xi} \quad (21)$$

4.2.3 Equação da Energia

A conservação da energia é dada pela equação (22).

$$\nabla \cdot (\vec{v}(\rho E + p)) = \nabla \cdot \left(\kappa_{eff} \nabla T - \sum_j h_j \vec{J}_j + (\bar{\tau}_{eff} \cdot \vec{v}) \right) + S_h \quad (22)$$

Na qual κ_{eff} é a condutividade efetiva ($\kappa + \kappa_t$, sendo κ_t a condutividade turbulenta de acordo com o modelo de turbulência adotado), T é a temperatura, $\vec{J}_j$ é o fluxo de difusão da espécie j e $\bar{\tau}_{eff}$ é o tensor tensão efetivo. O termo de energia E é dado pela equação (23).

$$E = h - \frac{p}{\rho} + \frac{v^2}{2} \quad (23)$$

Na qual v é a velocidade. A entalpia sensível h é dada conforme a expressão (24) para gases ideais.

$$h = \sum_j Y_j h_j \quad (24)$$

Sendo que Y_j é a fração mássica da espécie j . A entalpia da espécie j , dada por h_j , é calculada pela equação (25).

$$h_j = \int_{T_{ref}}^T c_{p,j} dT \quad (25)$$

Na qual T_{ref} é a temperatura de referência definida pelo usuário e $c_{p,j}$ é o calor específico da espécie j . O termo S_h na equação (22) diz respeito aos termos fonte existentes na equação da energia. No caso analisado este termo fonte é usado para o calor trocado nas reações químicas, assumindo assim o formato da equação (26).

$$S_h = - \sum_j \frac{h_j^0}{M_j} \mathcal{R}_j \quad (26)$$

Na qual h_j^0 é a entalpia de formação, M_j é a massa molar e $\mathcal{R}_j$ é a taxa volumétrica de criação, todos referentes à espécie j .

4.2.4 Modelo de Turbulência

Para a turbulência foi escolhido o modelo $k - \varepsilon$ padrão, por ter apresentado resultados satisfatórios em relação aos resultados experimentais em comparação com outras formulações. O cálculo do transporte da energia cinética turbulenta (k) e taxa de dissipação (ε) são representados pelas equações (27) e (28), respectivamente, sendo que são apresentadas variáveis médias.

$$\frac{\partial}{\partial x_i} (\rho k u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + G_k + G_b - \rho \varepsilon + S_k \quad (27)$$

$$\frac{\partial}{\partial x_i}(\rho \varepsilon u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] + C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon}{k} (G_k + C_{3\varepsilon} G_b) - C_{2\varepsilon} \rho \frac{\varepsilon^2}{k} + S_\varepsilon \quad (28)$$

Nas quais u_i é a velocidade na direção i e σ_k e σ_ε são números de Prandtl turbulentos para k e ε , respectivamente. O termo μ_t é a viscosidade turbulenta, e é calculado pela equação (29).

$$\mu_t = \rho C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (29)$$

Sendo que são constantes os termos $C_{1\varepsilon} = 1,44$, $C_{2\varepsilon} = 1,92$, $C_\mu = 0,09$, $\sigma_k = 1,0$ e $\sigma_\varepsilon = 1,3$. O termo G_k , dado pela equação (30), representa a geração de energia cinética turbulenta devido a gradientes de velocidade média.

$$G_k = \mu_t S_d^2 \quad (30)$$

Sendo $S_d \equiv \sqrt{2S_{ij}S_{ij}}$ o módulo da média do tensor taxa de deformação. O termo G_b , dado pela equação (31), é a geração de energia cinética turbulenta devido ao empuxo.

$$G_b = \beta g_i \frac{\mu_t}{Pr_t} \frac{\partial T}{\partial x_i} \quad (31)$$

Na qual g_i é o valor da gravidade na direção i e Pr_t é o número de Prandtl turbulento para a energia. O termo β é o coeficiente de expansão térmica, e é dado pela equação (32).

$$\beta = -\frac{1}{\rho} \left(\frac{\partial \rho}{\partial T} \right)_p \quad (32)$$

4.2.5 Equação do Transporte de Espécies

A equação do transporte de espécies é representada pela expressão (33).

$$\nabla \cdot (\rho \vec{v} Y_i) = -\nabla \cdot \vec{J}_i + R_i + S_i \quad (33)$$

Na qual Y_i é a fração mássica da espécie i , $\vec{v}$ é o vetor velocidade e S_i é a produção por alguma fase dispersa ou outro termo fonte. O fluxo de difusão da espécie i , dado por $\vec{J}_i$, é calculado pela equação (34).

$$\vec{J}_i = -\left(\rho D_{i,m} + \frac{\mu_t}{Sc_t}\right) \nabla Y_i - D_{T,i} \frac{\nabla T}{T} \quad (34)$$

Na qual $D_{i,m}$ é o coeficiente de difusão mássica da espécie i , Sc_t é o número de Schmidt turbulento e $D_{T,i}$ é o coeficiente de difusão térmico.

4.2.5.1 Modelo de Taxa Finita Laminar

Para o modelo de taxa finita laminar (do inglês *Laminar Finite-Rate Model*) a taxa líquida de produção da espécie i através de reações químicas, dada por R_i na equação (33), é calculada pela equação (35).

$$R_i = M_{w,i} \sum_{r=1}^{N_R} \hat{R}_{i,r} \quad (35)$$

Sendo que $M_{w,i}$ é a massa molecular da espécie i , N_R é o número de reações e $\hat{R}_{i,r}$ é a taxa molar de Arrhenius de criação ou destruição da espécie i na reação r . As reações são definidas de acordo com o formato da equação (36).

$$\sum_{i=1}^N w'_{i,r} \mathcal{M}_i \xrightleftharpoons[k_{b,r}]{k_{f,r}} \sum_{i=1}^N w''_{i,r} \mathcal{M}_i \quad (36)$$

Sendo que N é o número de espécies na reação, $w'_{i,r}$ e $w''_{i,r}$ são os coeficientes estequiométricos dos reagentes e produtos, respectivamente, $\mathcal{M}_i$ é a representação da espécie química e $k_{f,r}$ e $k_{b,r}$ são as constantes de taxa direta e reversa da reação. Desta forma, o valor da taxa molar de Arrhenius $\hat{R}_{i,r}$ é dado pela equação (37).

$$\hat{R}_{i,r} = (w'_{i,r} - w''_{i,r}) \left(k_{f,r} \prod_{j=1}^N [C_{j,r}]^{(\eta'_{j,r} + \eta''_{j,r})} \right) \quad (37)$$

Na qual $C_{j,r}$ é a concentração molar da espécie j e $\eta'_{j,r}$ e $\eta''_{j,r}$ são as ordens de reação da espécie j como reagente e produto na reação r . A constante de taxa direta $k_{f,r}$ é dada pela equação (38).

$$k_{f,r} = A_r T^{\beta_r} e^{-E_r/RT} \quad (38)$$

Sendo A_r o fator pré-exponencial, β_r é o expoente de temperatura, E_r é a energia de ativação e R é a constante universal dos gases.

4.2.5.2 Modelo de Dissipação Turbulenta

No modelo de dissipação turbulenta (do inglês *Eddy-Dissipation Model*) a taxa líquida de produção da espécie i através de reações químicas, dada por R_i na equação (33), é calculada pelas equações (39) e (40). Ambas são calculadas e é usado o menor valor dentre as duas, ou seja, o valor limitante.

$$R_{i,r} = w'_{i,r} M_{w,i} A \rho \frac{\varepsilon}{k} \min_{\mathcal{R}} \left(\frac{Y_{\mathcal{R}}}{w'_{\mathcal{R},r} M_{w,\mathcal{R}}} \right) \quad (39)$$

$$R_{i,r} = w'_{i,r} M_{w,i} A B \rho \frac{\varepsilon}{k} \frac{\sum_P Y_P}{\sum_j^N w''_{j,r} M_{w,j}} \quad (40)$$

Nas quais A e B são constantes iguais a 4,0 e 0,5, respectivamente, $Y_{\mathcal{R}}$ é fração mássica de um reagente e Y_P é a fração mássica de um produto.

4.2.6 Modelo de Fase Discreta

Para a previsão do movimento da partícula no domínio, é integrado o balanço de força que nela age, o que é dado pela equação (41).

$$\frac{d\vec{u}_{part}}{dt} = F_D(\vec{u} - \vec{u}_{part}) + \frac{\vec{g}(\rho_{part} - \rho)}{\rho_{part}} + \vec{F} \quad (41)$$

Na qual $\vec{u}_{part}$ é a velocidade da partícula, t é o tempo, $\vec{u}$ é a velocidade do fluido, ρ_{part} é a densidade da partícula e $\vec{F}$ é um termo de aceleração adicional. A força de arrasto F_D é calculada pela equação (42).

$$F_D = \frac{18\mu}{\rho_{part} d_{part}^2} \frac{C_D Re}{24} \quad (42)$$

Na qual μ é a viscosidade molecular do fluido, d_{part} é o diâmetro da partícula e C_D é o coeficiente de arrasto. O número de Reynolds Re é dado pela equação (43).

$$Re \equiv \frac{\rho d_{part} |\vec{u}_{part} - \vec{u}|}{\mu} \quad (43)$$

Com a velocidade calculada, é possível prever a trajetória da partícula através da equação (44).

$$\frac{dx}{dt} = u_{part} \quad (44)$$

Contudo, para a simulação das trocas de calor e massa entre as partículas e o fluido, é necessário que algumas condições sejam atingidas para que sejam ativadas determinadas fases da simulação. Na primeira fase há o aquecimento ou resfriamento inerte, que ocorre enquanto a temperatura da partícula está abaixo da temperatura de vaporização, conforme a equação (45), e depois que toda a fração volátil tenha sido consumida, como mostra a equação (46), na qual $f_{v,0}$ é a fração volátil, $m_{part,0}$ é a massa inicial e m_{part} é a massa atual da partícula.

$$T_{part} < T_{vap} \quad (45)$$

$$m_{part} \leq (1 - f_{v,0})m_{part,0} \quad (46)$$

Nesta primeira fase, a equação regente do processo será o balanço de energia mostrado na expressão (47), na qual $c_{p,part}$ é o calor específico da partícula, h_c é o coeficiente de transferência de calor convectivo, A_{part} é a área superficial da partícula e T_∞ é a temperatura local da fase contínua.

$$m_{part} c_{p,part} \frac{dT_{part}}{dt} = h_c A_{part} (T_\infty - T_{part}) \quad (47)$$

A segunda fase se refere a evaporação da partícula, que ocorre quando a temperatura da partícula atinge a temperatura de ebulição, representada por T_{ebul} , e enquanto a massa da gotícula excede a fração não-volátil, conforme as equações (48) e (49).

$$T_{part} \geq T_{ebul} \quad (48)$$

$$m_{part} > (1 - f_{v,0})m_{part,0} \quad (49)$$

Quando as situações especificadas são atingidas, a equação (50) de ebulição é aplicada à simulação.

$$\frac{d(d_{part})}{dt} = \frac{4\kappa_{\infty}}{\rho_{part}c_{p,g}d_{part}} \left(1 + 0,23\sqrt{Re} \ln \left[1 + \frac{c_{p,g}(T_{\infty} - T_{part})}{h_{fg}} \right] \right) \quad (50)$$

Na qual κ_{∞} é a condutividade térmica do gás. O valor de h_{fg} é calculado pela equação (51).

$$h_{fg} = - \int_{T_{part}}^{T_{ebul}} c_{p,g} dT + h_{fg,ebul} + \int_{T_{part}}^{T_{ebul}} c_{p,L} dT \quad (51)$$

Na qual $c_{p,g}$ é o calor específico da fase gasosa da água, $c_{p,L}$ é o calor específico da fase líquida da água e $h_{fg,ebul}$ é o calor latente no ponto de ebulição. A terceira fase da simulação é a desvolatilização, que é a liberação dos materiais voláteis. Ela vai ocorrer quando a temperatura da partícula for maior do que a temperatura de vaporização, conforme a equação (52), e enquanto a massa da partícula for maior do que a massa dos não-voláteis, como mostra a equação (53), na qual $f_{w,0}$ é a fração mássica da água.

$$T_{part} > T_{vap} \quad (52)$$

$$m_{part} > (1 - f_{v,0})(1 - f_{w,0})m_{part,0} \quad (53)$$

Atendidas as condições, a equação atuante será a (54), que representa o modelo de taxa cinética única (do inglês *Single Kinetic Rate Model*), na qual K é a taxa cinética representada pela equação (55). Os parâmetros cinéticos de fator pré-exponencial (A_r) e energia de ativação (E_r) são definidos pelo usuário.

$$-\frac{dm_{part}}{dt} = K[m_{part} - (1 - f_{v,0})(1 - f_{w,0})m_{part,0}] \quad (54)$$

$$K = A_r e^{-(E_r/RT)} \quad (55)$$

A quarta fase diz respeito à combustão de superfície (do inglês *Surface Combustion*), na qual as reações definidas pelo usuário com base na composição da partícula passarão a ocorrer. Ela se inicia depois que o material volátil foi consumido, como mostrado na equação (56), e continua até que a fração combustível (f_{comb}) tenha sido consumida, conforme a equação (57).

$$m_{part} < (1 - f_{v,0})(1 - f_{w,0})m_{part,0} \quad (56)$$

$$m_{part} > (1 - f_{v,0} - f_{comb})(1 - f_{w,0})m_{part,0} \quad (57)$$

As reações de superfície são definidas conforme a equação (58). O termo $\bar{\mathfrak{R}}_{j,r}$ representa a taxa de consumo da espécie na superfície da partícula, η_r é um fator

de efetividade e Y_j é a fração mássica da espécie de superfície. O termo $\mathfrak{R}_{j,r}$, dado pela equação (59), é a taxa de reação da espécie de superfície por unidade de área.

$$\bar{\mathfrak{R}}_{j,r} = A_{part} \eta_r Y_j \mathfrak{R}_{j,r} \quad (58)$$

$$\mathfrak{R}_{j,r} = \mathfrak{R}_{kin,r} \left(p_n - \frac{\mathfrak{R}_{j,r}}{D_{0,r}} \right)^{N_r} \quad (59)$$

Na qual p_n é a pressão parcial das espécies da fase gasosa, N_r é a ordem aparente da reação r e o termo $D_{0,r}$ é o coeficiente de taxa de difusão para a reação r , sendo calculado pela equação (60). A taxa cinética da reação $\mathfrak{R}_{kin,r}$ é calculada pela equação (61), com os parâmetros cinéticos definidos pelo usuário.

$$D_{0,r} = C_{1,r} \frac{[(T_{part} + T_{\infty})/2]^{0,75}}{d_{part}} \quad (60)$$

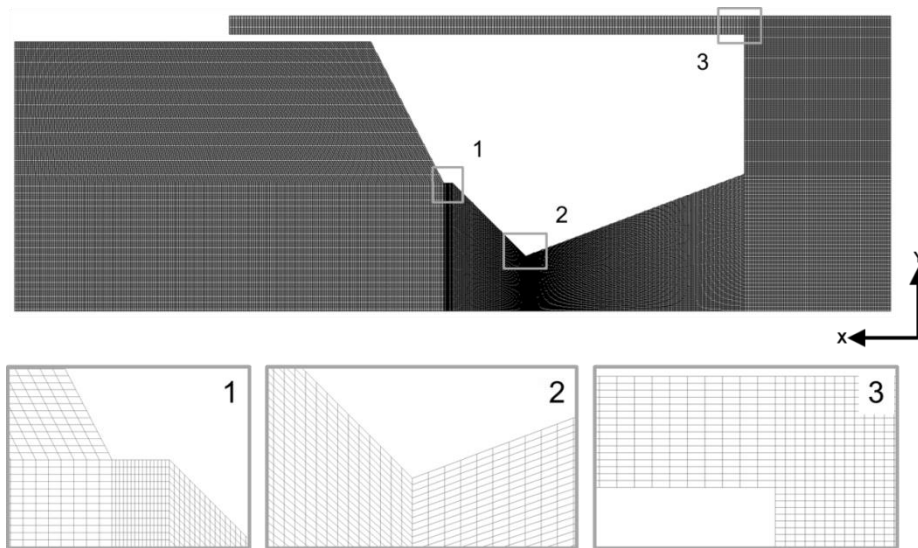
$$\mathfrak{R}_{kin,r} = A_r T_{part}^{\beta_r} e^{-(E_r/RT_{part})} \quad (61)$$

Sendo $C_{1,r}$ uma concentração determinada pelo programa. Também é incluída na simulação a dispersão turbulenta das partículas pelo modelo *Stochastic Tracking Model*, que considera o efeito turbulento instantâneo das flutuações de velocidade na trajetória das partículas usando métodos estocásticos.

4.3 MALHA

A malha utilizada para a obtenção dos resultados foi desenvolvida com o programa ICEM CFD, da ANSYS. Ela possui 107.118 células (Figura 6), é axissimétrica, não-estruturada e possui um refinamento próximo à estricção do gaseificador, para um cálculo mais preciso dos grandes gradientes das propriedades avaliadas nesta região.

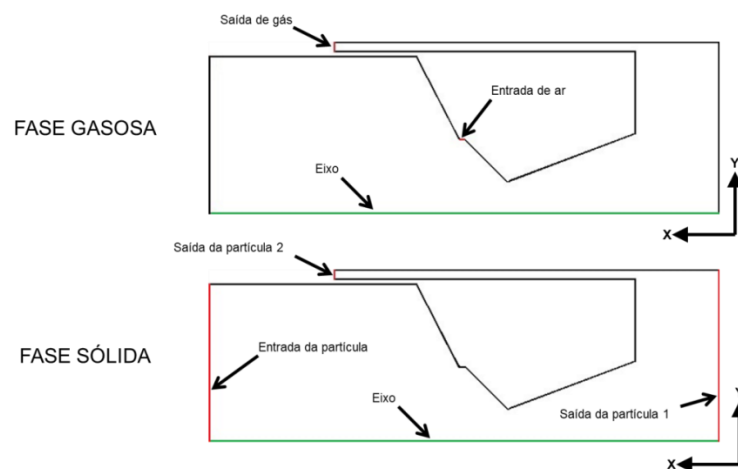
Figura 6 - Malha axissimétrica utilizada, com detalhamento em três regiões.



4.4 CONDIÇÕES DE CONTORNO

Como a simulação ocorre com alternâncias entre uma fase contínua e uma fase discreta, é necessário definir condições de contorno para cada uma destas situações. A Figura 7 indica a localização de cada uma destas condições para ambas as fases.

Figura 7 - Indicações das condições de contorno para as fases gasosa e sólida.



Em cada uma destas condições são definidas diversas propriedades do fluido. Assim, pode ser visto na Tabela 6 cada descrição estabelecida na figura 3, com a definição do Fluent usada para esta condição de contorno, a propriedade definida

em cada condição com seus respectivos valores. As condições de contorno de vazão e temperatura foram obtidas a partir dos estudos de Dalvi (2015), já outras foram adaptadas para uma melhor adequação ao problema analisado.

Tabela 6 - Valores utilizados para as condições de contorno.

FASE GASOSA				FASE SÓLIDA			
Descrição	Definição Fluent	Propriedade	Valor	Descrição	Definição Fluent	Propriedade	Valor
Entrada de ar	mass-flow-inlet	Vazão (kg/s)	0,00248	Entrada da partícula	surface	Diâmetro (m)	0,0001
		Temperatura (°C)	30			Temperatura (°C)	25
		Intensidade Turb. (%)	10			Vazão (kg/s)	0,00208
		Diâmetro Hidráulico (m)	0,00635			Velocidade (m/s)	0,1
Saída de gás	outflow	Composição	0,21 O_2 0,79 N_2	Saída da partícula 1	escape	-	-
		-	-	Saída da partícula 2	escape	-	-
Eixo	axis	-	-	Eixo	axis	-	-

4.5 PROPRIEDADES DA BIOMASSA

As propriedades para a biomassa fecal utilizadas na simulação seguem na Tabela 7. Os valores de densidade e calor específico foram definidos de valores já conhecidos, enquanto o fator pré-exponencial e energia de ativação para a pirólise foram estimados a partir dos estudos de Dalvi (2015).

Tabela 7 - Valores das propriedades da biomassa.

PROPRIEDADE	VALOR
Densidade (kg/m ³)	400
Calor Específico (J/kg.K)	2430
Fator Pré-Exponencial - Pirólise	102
Energia de Ativação - Pirólise (kJ/mol)	14

4.6 CINÉTICA DAS REAÇÕES

A cinética das reações químicas segue o modelo proposto por três autores. Como o desenvolvimento de mecanismos de reação para a biomassa fecal ainda não é

significativo, foram escolhidos alguns que representam diferentes materiais para observar se um deles pode se adaptar melhor ao material em análise em relação aos outros. Ibrahimoglu, Cucen e Yilmazoglu (2016) utilizaram seu mecanismo para a análise de carvão, Janajreh e Shrah (2013) utilizaram para a análise de madeira e Luan, Chyou e Wang (2013) também para a análise de carvão, porém com a inclusão de um termo para representar a geração de alcatrão, o que não ocorre nos outros dois. Todos estes parâmetros estão sintetizados na Tabela 8.

Além dos três mecanismos mencionados, foi experimentado um quarto mecanismo que é uma mistura entre o proposto por Ibrahimoglu, Cucen e Yilmazoglu (2016) e Janajreh e Shrah (2013). Como o primeiro propõe o mecanismo com mais reações dentre os analisados, foi observado se elas eram realmente necessárias ao se usar as reações de Janajreh e Shrah (2013) com os parâmetros de Ibrahimoglu, Cucen e Yilmazoglu (2016).

Tabela 8 - Parâmetros cinéticos dos três mecanismos de reação analisados, para os quais A_r é o fator pré-exponencial, E_r é a energia de ativação e β^r é o expoente de temperatura. Os itens que contêm * tem suas reações multiplicadas por 2.

Reações	Ibrahimoglu (2016)			Luan (2013)			Janajreh (2013)		
	A_r	E_r (kJ/mol)	β^r	A_r	E_r (kJ/mol)	β^r	A_r	E_r (kJ/mol)	β^r
$vol \rightarrow xCO + yH_2O + zH_2 + wN_2$	$1,00 \cdot 10^{30}$	$1,00 \cdot 10^{-4}$	0	$1,00 \cdot 10^{30}$	$1,00 \cdot 10^{-4}$	0	$1,00 \cdot 10^{30}$	$1,00 \cdot 10^{-4}$	0
$C_s + 0,5O_2 \rightarrow CO$	$1,13 \cdot 10^2$	120	0	$5,20 \cdot 10^{-2}$	61	0	—	—	—
$C_s + CO_2 \rightarrow 2CO$	$6,27 \cdot 10^5$	283	0	$7,32 \cdot 10^{-2}$	113	0	$7,92 \cdot 10^4$	218	0
$C_s + H_2O \rightarrow CO + H_2$	$4,18 \cdot 10^4$	252	0	$7,82 \cdot 10^{-2}$	115	0	$7,92 \cdot 10^4$	218	0
$CO + 0,5O_2 \rightarrow CO_2$	$2,24 \cdot 10^{12}$	167	0	$2,20 \cdot 10^{12}$	167	0	$1,00 \cdot 10^{18*}$	166*	0
$H_2 + 0,5O_2 \rightarrow H_2O$	$6,80 \cdot 10^{15}$	167	-1	$6,80 \cdot 10^{15}$	168	0	$1,00 \cdot 10^{11*}$	42*	0
$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$	$2,34 \cdot 10^{10}$	288	0	$2,75 \cdot 10^2$	83,8	0	$2,65 \cdot 10^{-2}$	65,8	0
$CO_2 + H_2 \rightarrow CO + H_2O$	$2,20 \cdot 10^7$	190	0	—	—	—	—	—	—
$CH_4 + O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2$	$4,40 \cdot 10^{11}$	125	0	—	—	—	—	—	—
$CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$	$8,00 \cdot 10^7$	251	0	—	—	—	—	—	—
$CO + 3H_2 \rightarrow CH_4 + H_2O$	$5,12 \cdot 10^{-14}$	$2,73 \cdot 10^{-2}$	0	—	—	—	—	—	—
$CH_4 + 0,5O_2 \rightarrow CO + 2H_2$	—	—	—	$1,00 \cdot 10^{30}$	$1,00 \cdot 10^{-4}$	0	—	—	—
$C_6H_6 + 3O_2 \rightarrow 6CO + 3H_2$	—	—	—	$1,00 \cdot 10^{30}$	$1,00 \cdot 10^{-4}$	0	—	—	—
$C_s + O_2 \rightarrow CO_2$	—	—	—	—	—	—	$5,67 \cdot 10^9$	160	0
$C_s + 2H_2 \rightarrow CH_4$	—	—	—	—	—	—	$7,92 \cdot 10^1$	218	0

Fonte: Ibrahimoglu, Cucen e Yilmazoglu (2016); Luan, Chyou e Wang (2013) e Janajreh e Shrah (2013)

Para a liberação do material volátil, utiliza-se um artifício de criar primeiro uma espécie química que representa um pacote de outras espécies, que quase instantaneamente é convertido nestes materiais que o compõem, conforme é

mostrado na primeira reação dentre as listadas. Isso é feito devido a uma certa limitação do modelo de fase discreta, que permite que apenas uma espécie seja liberada na ocorrência da desvolatilização.

O cálculo das propriedades do pacote de material volátil é desenvolvido pelo programa. Já a transformação de uma espécie nas outras ocorre conforme proposto pelos autores Janajreh e Shrah (2013). Se a quantidade de oxigênio for maior do que a de carbono, todo carbono é convertido em monóxido de carbono (CO), o oxigênio restante é convertido em vapor de água ($H_2O_{(g)}$) e o hidrogênio restante é convertido em gás hidrogênio (H_2). Porém se houver mais carbono que oxigênio, o oxigênio é convertido em monóxido de carbono (CO), o carbono restante é convertido em gás metano (CH_4) e o hidrogênio restante é convertido em gás hidrogênio (H_2).

4.7 MÉTODOS E CONTROLE DE SOLUÇÃO

Os métodos de discretização usados para a obtenção da solução final estão listados na Tabela 9. O método de discretização para a pressão foi escolhido como PRESTO! devido à maior estabilidade comparada à segunda ordem (*Second Order*). Esta estabilidade se refere a uma solução do problema na qual as variáveis de interesse, como espécies químicas na saída, não apresentassem variações aleatórias ao longo do processo, especialmente na injeção das partículas, o que diminuiria a confiabilidade dos resultados. Em relação às outras equações do transporte, os métodos padrão do Fluent foram mantidos.

Tabela 9 - Acoplamento Pressão-Velocidade e Métodos de Discretização Espacial utilizados.

Acoplamento Pressão-Velocidade		Discretização Espacial	
Esquema	SIMPLE	Gradiente	Least Squares Cell Based
		Pressão	PRESTO!
		Momento	Second Order Upwind
		Energia Cinética Turbulenta	First Order Upwind
		Taxa de Dissipação Turbulenta	First Order Upwind
		Espécies	Second Order Upwind
		Energia	Second Order Upwind

A Tabela 10 sumariza os fatores de relaxação para o controle de solução das equações de conservação utilizadas. Os valores para momento, energia, espécies e termos fonte da fase discreta foram levemente reduzidos em relação aos valores padrão (0,5 para momento, 1 para energia e espécies e 0,5 para os termos fonte da fase discreta). Buscou-se mais uma vez garantir que a solução convergisse de maneira mais estável possível, evitando grandes variações durante o cálculo da solução que causam uma grande instabilidade nos resíduos. A Tabela 11 mostra os critérios de convergência para as equações do transporte utilizadas.

Tabela 10 - Fatores de relaxação.

Termo considerado	Fator de Relaxação
Pressão	0,3
Densidade	1
Forças de corpo	1
Momento	0,5
Energia Cinética Turbulenta	0,8
Taxa de Dissipação Turbulenta	0,8
Viscosidade Turbulenta	1
Espécies	0,95
Energia	0,95
Fontes da Fase Discreta	0,3

Tabela 11 - Critérios de convergência para as equações do transporte utilizadas.

Equação	Critério de convergência
Continuidade	1E-03
Velocidade-x	1E-03
Velocidade-y	1E-03
Energia	1E-06
k	1E-03
ε	1E-03
vol	1E-03
O_2	1E-03
CO_2	1E-03
H_2O	1E-03
CH_4	1E-03
H_2	1E-03
CO	1E-03

A simulação é inicializada em uma temperatura de 1.000 K, de maneira a induzir que as reações envolvendo as partículas aconteçam. Uma vez que os termos fonte das reações são gerados, elas continuam a acontecer até que seja atingida a

convergência. Além disso, as discretizações espaciais de espécie e energia são inicializadas em primeira ordem (*First Order Upwind*), e após uma primeira convergência elas são colocadas em segunda ordem, conforme mostrado na Tabela 9. Isto é feito para, novamente, se ter uma maior estabilidade durante a simulação. Já em relação ao tempo computacional, a solução em um processador Intel i7 demorava cerca de um dia, não havendo uma variação significativa deste tempo em diferentes mecanismos de reação.

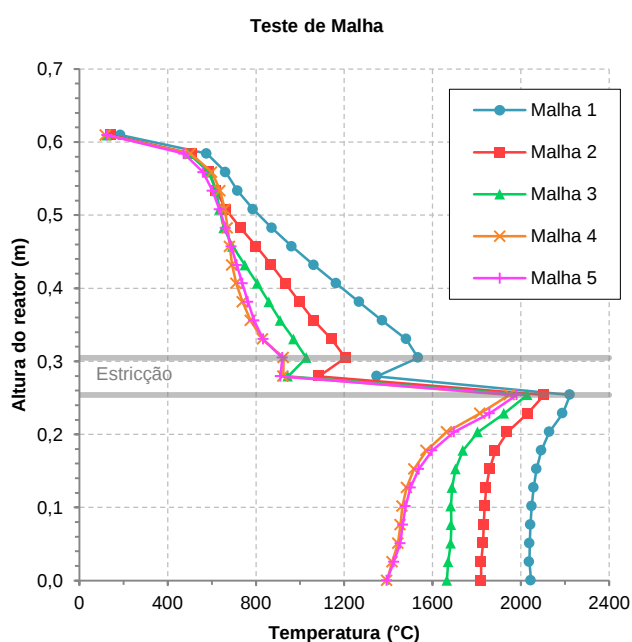
5 RESULTADOS

São mostrados aqui os resultados obtidos por meio das simulações numéricas. Primeiramente, foi realizado um teste de malha para verificar a independência dos resultados em quatro diferentes malhas. Em seguida, foi feita a validação dos resultados, de acordo com dados experimentais de Janajreh e Shrah (2013), que usam como biomassa a madeira e em diferentes mecanismos de reação. Por fim, são mostrados os resultados para a biomassa fecal, variando diferentes parâmetros e avaliando suas influências nos resultados obtidos.

5.1 Teste de Malha

A simulação foi realizada de acordo com os experimentos de Janajreh e Shrah (2013). Foram utilizadas cinco malhas, que foram sendo refinadas à medida que os resultados não coincidiam de um teste ao outro. Os resultados são mostrados na Figura 8.

Figura 8 – Perfis de temperatura longitudinais a 0,038 m do eixo para cinco malhas diferentes usando o mecanismo Ibrahimoglu (2016).



De acordo com os perfis apresentados, há uma queda contínua da temperatura com o refinamento da malha de 1 até 4, indicando que o resultado ainda é dependente da malha utilizada. Da malha 1 a 2 houve um erro médio de 4,38%, da 2 para a 3 de 8,86% e da 3 para a 4 de 8,76%. Dos perfis das malhas 4 e 5, porém, não é mais observada esta tendência de queda contínua, e o perfil de temperaturas praticamente se mantém estável. A diferença média das malhas cai aqui para apenas 2,31%, com desvio padrão de 1,89% e erro máximo de 6,71% em um dos pontos analisados.

Tabela 12 - Fração molar do gás de saída e temperatura média das diferentes malhas analisadas com o mecanismo Ibrahimoglu (2016).

Nome	Número de Células	Espécie (fração molar)							Temperatura Média (°C)
		O_2	CO_2	H_2O	CH_4	H_2	CO	N_2	
Malha 1	19710	0,00%	8,14%	1,96%	0,00%	29,16%	27,31%	33,43%	1775,2
Malha 2	34372	0,00%	7,33%	2,55%	0,00%	28,85%	28,25%	33,02%	1589,8
Malha 3	59798	0,00%	7,30%	2,64%	0,00%	29,04%	28,29%	32,73%	1496,5
Malha 4	107118	0,00%	4,00%	4,54%	0,00%	27,16%	32,47%	31,82%	1320,4
Malha 5	151345	0,00%	4,51%	4,67%	0,00%	27,15%	31,52%	32,16%	1323,4

A Tabela 12 mostra a composição do gás de saída e temperatura média para cada malha analisada. A temperatura média indica a tendência mostrada na Figura 8, com uma queda contínua da temperatura até a comparação das malhas 4 e 5, entre as quais a diferença é de apenas 0,2%. Em relação às espécies químicas, é interessante notar a proximidade entre os resultados das malhas 2 e 3, contudo a temperatura média se mostra mais de 90°C distante, o que é considerável. Assim, mais uma vez, as malhas 4 e 5 mostram resultados similares, distanciando-se no máximo em 0,95%, para valores absolutos, na espécie CO . Desta maneira, como os resultados são repetitivos e suficientemente próximos, optou-se por usar a malha 4 nas simulações por ela apresentar menos células e consequentemente menor esforço computacional.

5.2 Validação

Os resultados de validação foram feitos de acordo com os experimentos de Janajreh e Shrah (2013), que usaram a madeira como combustível na simulação. Foram

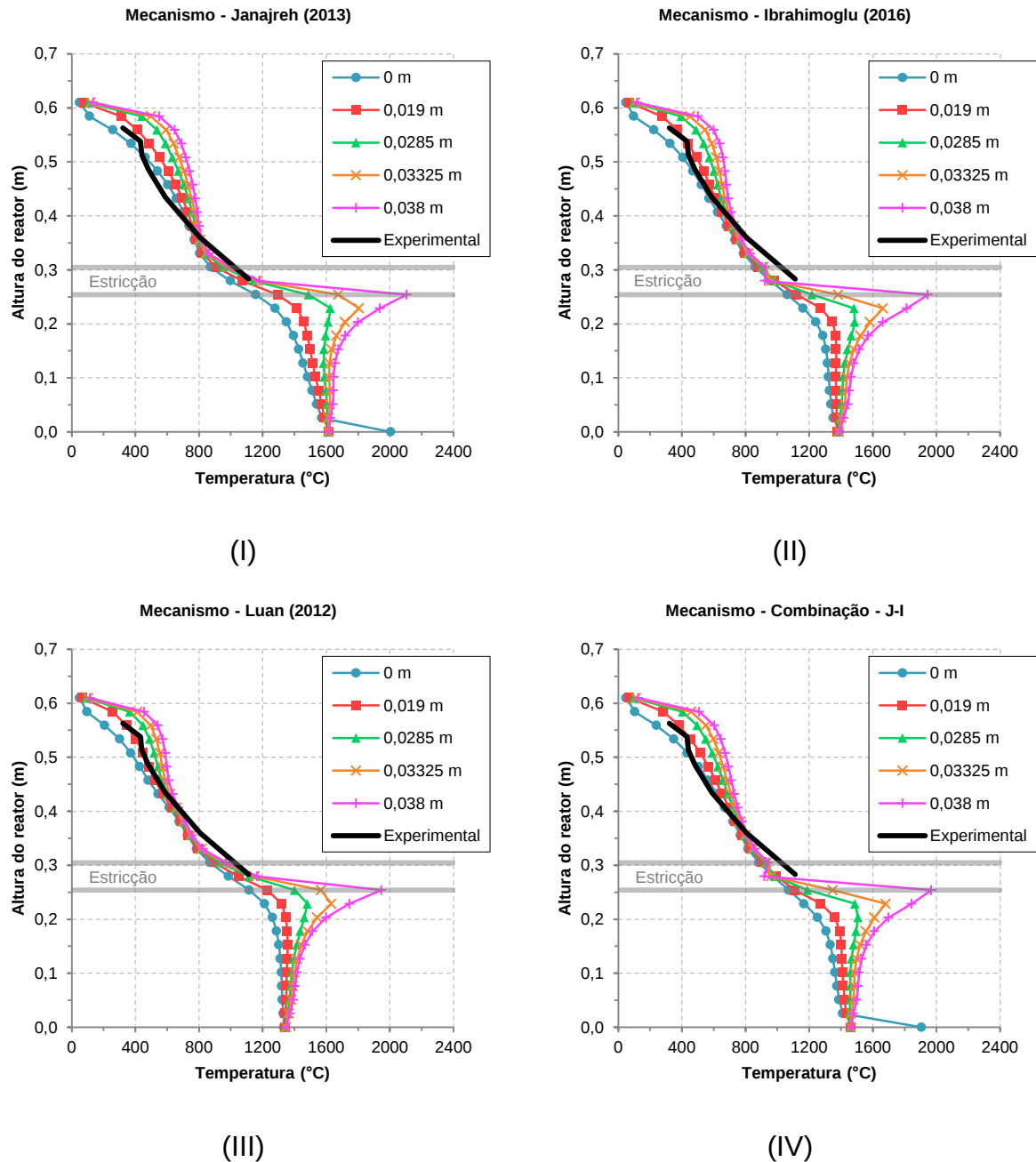
usados quatro mecanismos de reação, cada um com uma determinada particularidade, dos autores:

- Janajreh e Shrah (2013), que usaram como combustível madeira, e será chamado de “Janajreh (2013)”;
- Ibrahimoglu, Cucen e Ilmazoglu (2016), que usaram como combustível carvão, e será chamado de “Ibrahimoglu (2016)”;
- Luan, Chyou e Wang (2012), que usaram como combustível carvão, com geração de alcatrão no mecanismo, e será chamado de “Luan (2012)”;
- Uma mistura entre dois dos mecanismos anteriores, com as reações de Janajreh e Shrah (2013) e a cinética química de Ibrahimoglu, Cucen e Ilmazoglu (2016), e será chamado de “Combinação J-I”.

O objetivo com isso é analisar a influência do mecanismo de reação no resultado final, bem como sua relação com o combustível original, de maneira a permitir uma extrapolação para a biomassa fecal. Os resultados dos perfis de temperatura obtidos em cada mecanismo para diferentes linhas longitudinais, com a distância de cada linha em relação eixo do gaseificador especificada nas legendas, e o resultado experimental no eixo são mostrados na Figura 9.

Em relação ao resultado experimental de Janajreh e Shrah (2013), todos os mecanismos analisados apresentaram resultados satisfatórios, especialmente em linhas mais próximas ao eixo (que é a linha “0 m”). Nas linhas mais distantes do eixo a temperatura nas simulações tende a aumentar, também nas regiões de desumidificação e pirólise para comparação com o perfil experimental. Uma perda de calor nas paredes, que ocorreria num experimento prático, poderia uniformizar as temperaturas. O fato dos mecanismos Ibrahimoglu (2016) e Luan (2012) terem se aproximado de um resultado cujo combustível é madeira sugere que os mecanismos têm a possibilidade de serem usados em combustíveis diferentes do seu uso inicial, abrindo opção de usá-los para a biomassa fecal.

Figura 9 – Perfis de temperatura longitudinais localizados em cinco distâncias do eixo e comparados com o perfil experimental nos mecanismos de reação: (I) Janajreh (2013), (II) Ibrahimoglu (2016), (III) Luan (2012), (IV) Combinação J-I.



O formato do gráfico conhecido da literatura, com um grande aumento de temperatura na zona de combustão e uma diminuição na zona de redução, pode ser visto principalmente na região mais afastada do eixo. Isso provavelmente ocorre devido a uma maior concentração de oxigênio mais próximo às paredes, já que ele é rapidamente consumido. Nos mecanismos Janajreh (2013) e Combinação – J-I há um grande aumento da temperatura próximo à base do gaseificador. Isto pode ocorrer devido a uma característica particular do mecanismo proposto por Janajreh e

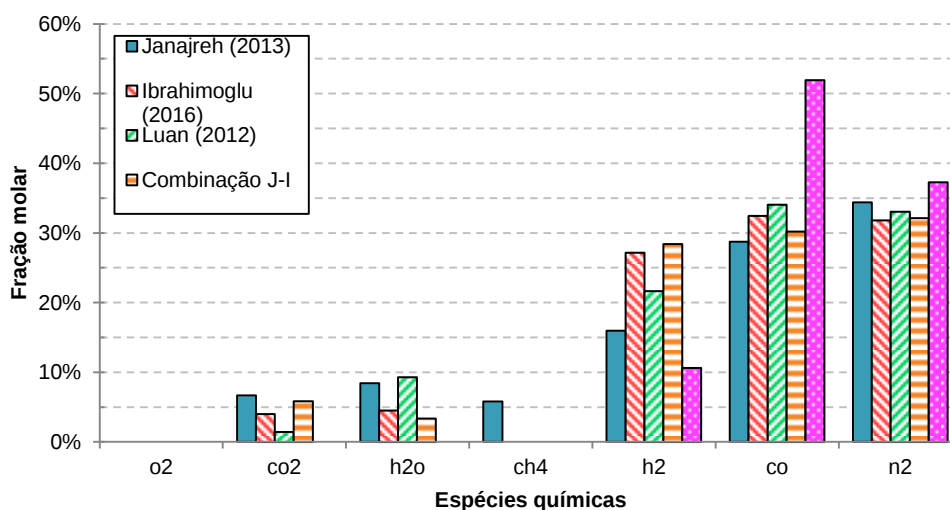
Shrah (2013), visto que o mecanismo Combinação – J-I considera os parâmetros químicos do mecanismo de Janajreh (2013).

O mecanismo Ibrahimoglu é o que possui mais reações (11), porém apresentou um resultado semelhante ao mecanismo Janajreh (8 reações). Isso é um indicativo de que muitas reações podem não estar gerando um efeito significativo no domínio, de maneira que o mecanismo ainda possa ser simplificado. Reforça isso o fato de que os resultados apresentados pela combinação entre os mecanismos Janajreh e Ibrahimoglu não se afastaram muito do resultado mostrado pelos dois, sendo que ele contém apenas 7 reações.

Tabela 13 - Fração molar, PCI e PCS do gás de saída e temperatura média nos quatro mecanismos de reação analisados e no caso ideal calculado por Janajreh e Shrah (2013).

Mecanismo	Espécie (fração molar)							Temperatura Média (°C)	PCI (kJ/kg)	PCS (kJ/kg)
	O ₂	CO ₂	H ₂ O	CH ₄	H ₂	CO	N ₂			
Janajreh (2013)	0,00%	6,66%	8,42%	5,83%	15,96%	28,73%	34,40%	1403,9	7139,8	7663,5
Ibrahimoglu (2016)	0,00%	4,00%	4,54%	0,00%	27,16%	32,47%	31,82%	1320,4	7482,9	8052,7
Luan (2012)	0,00%	1,43%	9,29%	0,00%	21,68%	34,06%	33,08%	1101,1	6933,0	7379,1
Combinação J-I	0,00%	5,84%	3,39%	0,00%	28,44%	30,21%	32,12%	1383,1	7297,1	7891,5
Ideal (Equilíbrio)	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	10,65%	51,93%	37,29%	1080,0	6885,5	7072,8

Figura 10 - Gráfico das frações molares do gás de saída para os mecanismos de reação analisados e para o caso ideal calculado por Janajreh e Shrah (2013).



A Tabela 13 mostra composição do gás de saída obtida em cada mecanismo, com a temperatura média do domínio e poder calorífico do gás. A Figura 10 também traz estas informações de maneira gráfica, para facilitar a comparação entre os resultados. Em todas as situações simuladas as espécies em maior quantidade são

de H_2 , CO e N_2 , com menores quantidades de CO_2 e H_2O , o que é desejado pela gaseificação na geração do gás de síntese, visto que as duas primeiras espécies citadas são gases combustíveis. Os valores das espécies em cada mecanismo também não se alteram muito, o que reforça a ideia de expandir o mecanismo para outros materiais. O CH_4 , também um gás combustível, é uma exceção aos valores semelhantes por aparecer em quantidades significativas apenas no mecanismo Janajreh (2013). Isso ocorre possivelmente devido a existência de reações no mecanismo Janajreh que apenas produzem CH_4 , diferente de Ibrahimoglu, por exemplo, que possui também duas reações de consumo de CH_4 que não tem no primeiro. Já o PCI e o PCS têm uma média das simulações de 7.213 kJ/kg e 7.747 kJ/kg, respectivamente, com variações relativamente pequenas dos resultados em torno destes valores para a validação. Isso se dá exatamente pela similaridade das composições dos gases de saída na maioria dos mecanismos simulados.

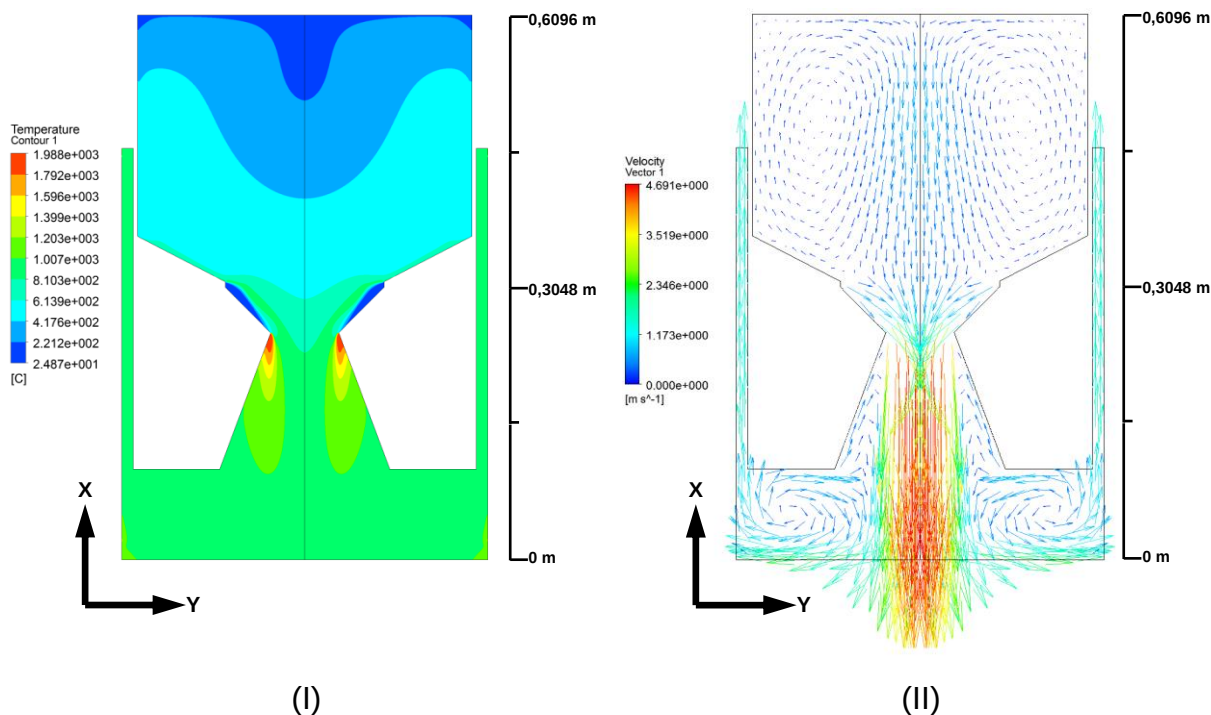
Existe também na Tabela 13 a indicação de um resultado chamado pelos autores Janajrah e Shrah (2013) como ideal, calculado em relação ao equilíbrio químico. Este resultado diverge um pouco dos que foram aqui simulados, existindo praticamente apenas CO , H_2 e N_2 na composição do gás, com o primeiro em quantidade muito maior. A diferença provavelmente se dá exatamente pela idealização das condições de gaseificação, uma vez que este é um processo envolvendo diversas reações químicas simultâneas e complexas que inevitavelmente acabam gerando elementos indesejados no resultado, como H_2O e CO_2 .

5.3 Biomassa Fecal

Os resultados seguintes foram realizados de acordo com composições das biomassas fecais conforme a Tabela 5. Elas foram simuladas usando o mecanismo Ibrahimoglu (2016), por ele apresentar nos casos já estudados um comportamento esperado no perfil de temperatura e na composição do gás de saída, mas também por ter o maior número de reações, de maneira que ele pode se adaptar melhor a variações na composição da amostra. Isto foi sugerido nos resultados anteriores ao

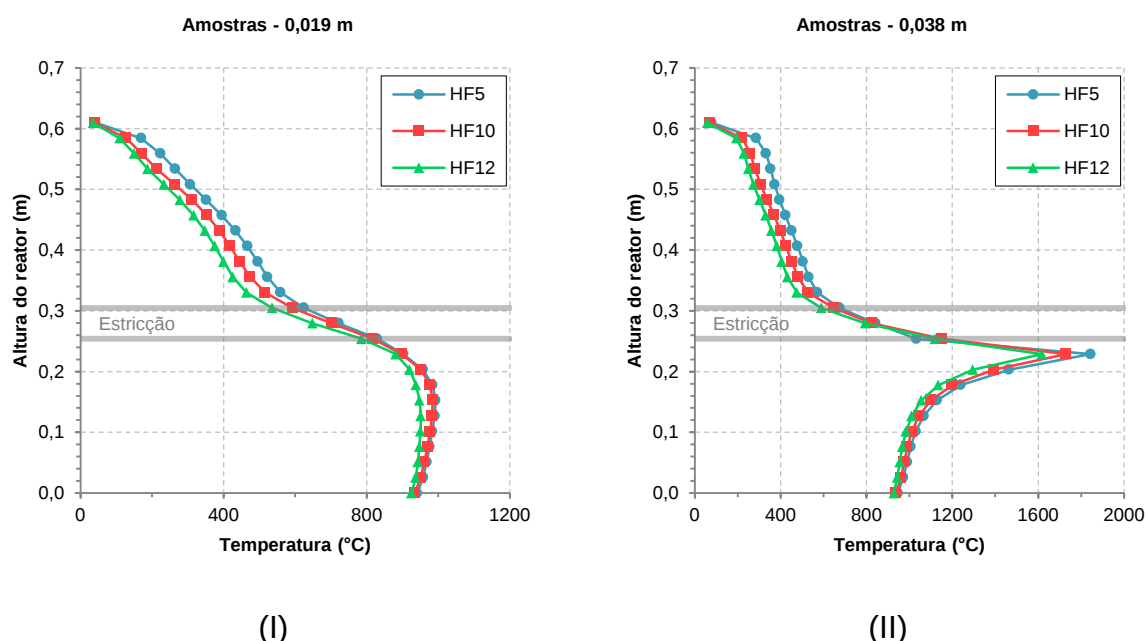
se usar este mecanismo para a madeira, mesmo ele sendo originalmente usado para o carvão.

Figura 11 - Contornos de temperatura (I) e Vetores de velocidade (II) para a amostra HF10.



A Figura 11 mostra os contornos de temperatura e os vetores de velocidade para a simulação com a amostra HF10. A temperatura mostra um aumento mais concentrado na região da estricção, onde é injetado o ar e ocorrem as reações de combustão. No topo do reator, assim como na injeção de ar, a temperatura é baixa devido à entrada das partículas e ar frios, respectivamente. Nos vetores de velocidade, observa-se um grande aumento na estricção, justamente por ser o encontro do ar injetado com os gases gerados na pirólise numa região que possui uma área menor. Existem três regiões que contêm recirculação do gás: uma logo antes da condução do gás produzido para a saída, na parte inferior do gaseificador, outra logo depois da estricção, ao lado dos vetores de maior velocidade, e na parte superior, onde ocorre a pirólise. Esta recirculação na parte superior, por sua vez, também leva calor para a região de cima, conforme pode ser observado nos contornos de temperatura. Há uma região com um formato de “U”, mais quente que os contornos superiores, exatamente pelo carregamento do gás quente gerado na zona de combustão para as partes superiores. Nesta região, porém, a velocidade é menor, uma vez que não há a aceleração do fluido que acontece na redução da área.

Figura 12 - Perfis de temperatura longitudinais para três amostras de biomassa fecal usando o mecanismo Ibrahimoglu (2016) distante do eixo: (I) 0,019 m, (II) 0,038 m.



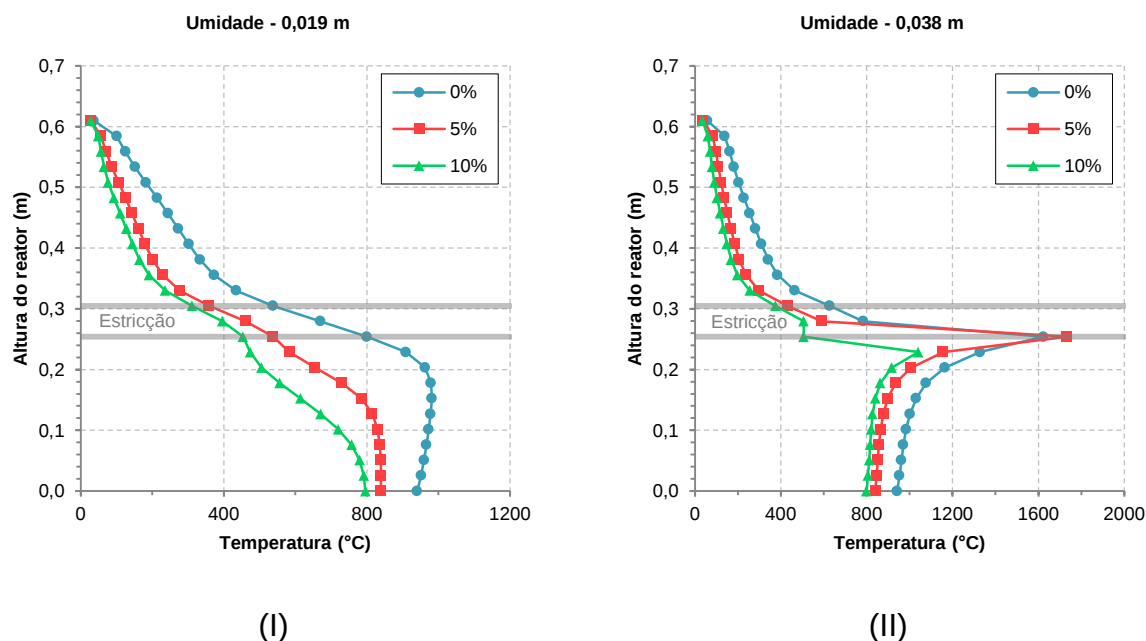
A primeira simulação com biomassas fecais foi realizada com três diferentes amostras de Onabanjo et al. (2016). A Figura 12 mostra os perfis de temperatura obtidos em cada situação, em duas linhas longitudinais do gaseificador, localizadas a 0,019 m e 0,038 m do eixo. Apesar da aparente proximidade dos resultados, há uma diferença considerável entre as temperaturas em alguns pontos, com uma diferença média da amostra HF10 (que se encontra no meio) em relação às outras duas em torno de 40°C nos pontos analisados, chegando a mais de 100°C em alguns pontos na distância de 0,038 m. Nas duas situações apresentadas, a amostra HF5 apresentou as maiores temperaturas. Isto pode ocorrer por esta ser a amostra com maior quantidade de carbono fixo, de maneira que mais calor fica disponível no domínio. A amostra HF12, que apresentou as menores temperaturas, possui a menor quantidade de carbono fixo e a maior de voláteis, o que pode indicar que parte do calor foi usada para as reações de redução dos voláteis liberados.

Tabela 14 - Frações molares, PCI e PCS do gás de saída, temperatura média e eficiência para três amostras de biomassa fecal usando o mecanismo Ibrahimoglu (2016).

Amostra	Espécie (fração molar)							Temperatura Média (°C)	PCI (kJ/kg)	PCS (kJ/kg)	Eficiência
	O ₂	CO ₂	H ₂ O	CH ₄	H ₂	CO	N ₂				
HF5	0,00%	0,08%	0,20%	0,00%	30,96%	31,04%	37,73%	715,6	8181,9	8869,9	78,64%
HF10	0,00%	0,21%	0,67%	0,00%	27,66%	33,63%	37,82%	665,4	7826,7	8416,8	88,04%
HF12	0,00%	0,69%	0,65%	1,36%	31,91%	30,74%	34,66%	624,9	8957,2	9740,5	83,32%

A Tabela 14 mostra as frações molares de cada espécie, o PCI e o PCS na saída do gás, a eficiência de gás frio e a temperatura média das amostras. Esta última acompanha o comportamento observado nos gráficos da Figura 12, reforçando a ideia descrita anteriormente. Em todos os casos, as únicas espécies com frações significativas são o H_2 , o CO e o N_2 . Confrontando os poderes caloríficos com as espécies produzidas, observa-se que maiores quantidades de H_2 geram um poder calorífico maior que quantidades grandes de CO , como mostra a comparação entre HF5 e HF10, que têm valores semelhantes de N_2 . Desta maneira, a amostra que possui o maior poder calorífico é a HF12, que contém também a maior quantidade de H_2 . Isto pode ocorrer por esta biomassa ter mais hidrogênio em sua composição elementar em comparação com as outras duas e também por ter maior composição de volátil na análise imediata, uma vez que a pirólise foi definida de maneira que grande parte do hidrogênio gere H_2 neste processo. Em relação à eficiência, a amostra HF10 apresentou o maior valor, sendo este até maior do que o valor de referência, que é em torno de 80%. Isto pode ser um impacto de como foi definida a pirólise, que pode gerar gases com um poder calorífico maior do que na realidade, junto do menor poder calorífico da amostra original, o que na relação entre as duas gera uma eficiência mais alta.

Figura 13 - Perfis de temperatura longitudinais para três valores de umidade da amostra Dalvi usando o mecanismo Ibrahimoglu (2016) distante do eixo: (I) 0,019 m, (II) 0,038 m.



Outro teste realizado foi com relação à variação da umidade da amostra Dalvi, para os valores de 0%, 5% e 10%, com os perfis de temperatura mostrados na Figura 13. Observa-se claramente uma diminuição da temperatura no gaseificador com o aumento da umidade em praticamente todas as regiões analisadas, uma vez que mais energia é necessária para evaporar quantidades cada vez maiores de água na matéria prima. Enquanto na distância 0,038 m todos os gráficos têm um aumento súbito na temperatura e uma redução em seguida, na distância 0,019 m as umidades 5% e 10% este fenômeno não ocorre. Um motivo pode ser o fato de o oxigênio estar mais concentrado nas paredes, de maneira que isto aliado à natural menor temperatura devido à umidade maior faz com que as reações exotérmicas ocorram principalmente nestas regiões. Um resultado divergente das ideias apresentadas diz respeito à maior temperatura obtida pela amostra com 5% de umidade. Isto pode ocorrer por causa de uma possível maior quantidade de H_2 naquela região em específico, uma vez que mais hidrogênio é injetado no reator em forma de água e as reações podem convertê-lo no gás combustível. Pode ser inferido também que, apesar dos valores de umidade testados indicarem que é possível realizar a gaseificação, os perfis de temperatura sugerem que cada vez mais os resultados ficam distantes do que é esperado em relação ao aumento de temperatura na estricção, de maneira que a partir de um momento não será mais viável este processo.

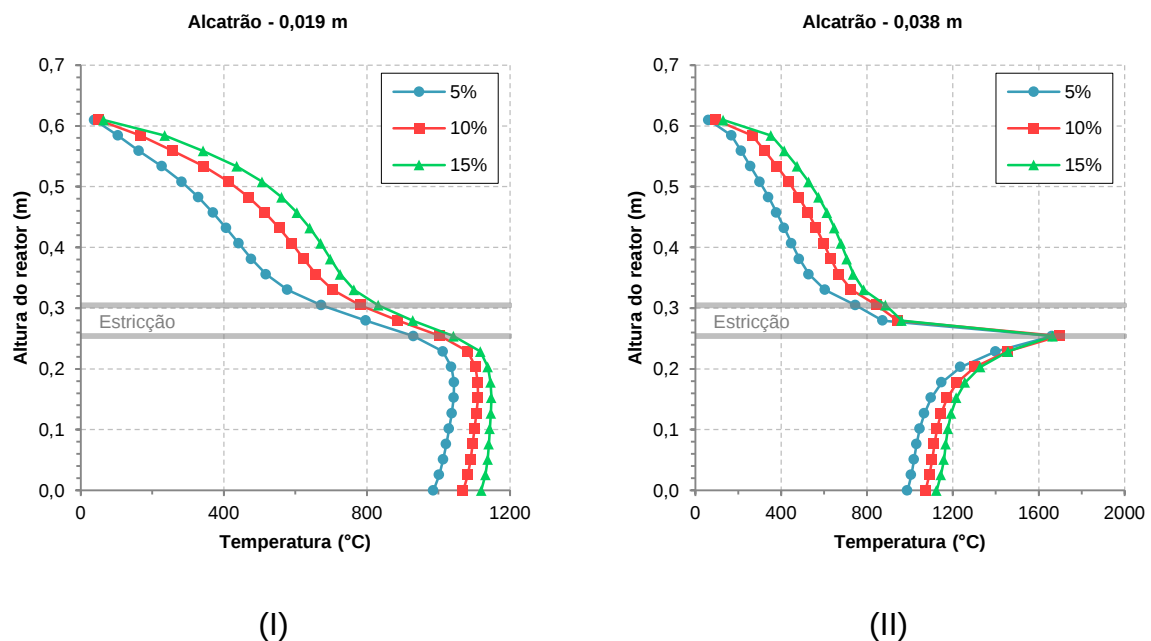
Tabela 15 - Frações molares, PCI e PCS do gás de saída, temperatura média e eficiência para três valores de umidade da amostra Dalvi usando o mecanismo Ibrahimoglu (2016).

Umidade	Espécie (fração molar)							Temperatura Média (°C)	PCI (kJ/kg)	PCS (kJ/kg)	Eficiência
	O_2	CO_2	H_2O	CH_4	H_2	CO	N_2				
0%	0,00%	0,34%	0,63%	0,00%	35,14%	33,58%	30,31%	589,9	9573,9	10399,7	91,34%
5%	0,00%	1,02%	3,51%	0,00%	33,34%	30,25%	31,88%	468,2	8706,3	9477,9	86,61%
10%	0,00%	1,11%	5,72%	0,00%	31,88%	29,23%	32,05%	429,5	8297,6	9029,0	87,21%

A Tabela 15 mostra as composições dos gases para a situação das três diferentes umidades da amostra Dalvi. Por consequência do aumento da umidade, há um aumento na quantidade de H_2O nas amostras de 5% e 10%, e, possivelmente pela diminuição da temperatura, há uma redução no H_2 e no CO , diminuindo a ação das reações de redução e gerando também mais CO_2 . Os poderes caloríficos superior e inferior seguiram, por consequência, a mesma tendência de queda com o aumento da umidade, caindo 9% do primeiro para o segundo e 5% do segundo para o terceiro

caso. Desta maneira, a eficiência do gaseificador caiu das unidades 0% para 5%, porém teve um leve aumento, de menos de 1%, quando a umidade foi variada de 5% para 10%. Isto pode ter ocorrido, mais uma vez, por uma superestimação dos gases combustíveis pela pirólise, ou mesmo por uma maior produção de H_2 com a maior quantidade de hidrogênio presente aliado ao menor poder calorífico da amostra de maior umidade. A temperatura média também caiu, corroborando com o que foi observado na Figura 13, em 14% da amostra seca para a de 5%, e em 5% da amostra contendo 5% de umidade para 10%.

Figura 14 - Perfis de temperatura longitudinais para três valores de alcatrão na amostra Dalvi (10%) usando o mecanismo Luan (2012) distante do eixo: (I) 0,019 m, (II) 0,038 m.



A Figura 14 mostra o efeito da variação da quantidade de alcatrão na biomassa no perfil de temperatura longitudinal, usando o mecanismo Luan (2012), uma vez que ele considera a sua produção. As amostras que continham menos alcatrão apresentaram menor temperatura, indicando que a energia das reações pode ter se acumulado nas espécies combustíveis geradas no reator. Por outro lado, as amostras com mais alcatrão não aproveitaram a energia disponível apropriadamente, fazendo com que o gás saísse mais aquecido. O único ponto que se mantém próximo, porém, é a temperatura máxima em todos os casos. Os resultados indicam também que, apesar das diferenças, nenhum perfil desvia muito do que é esperado para o gaseificador cocorrente, e assim apesar de se obter

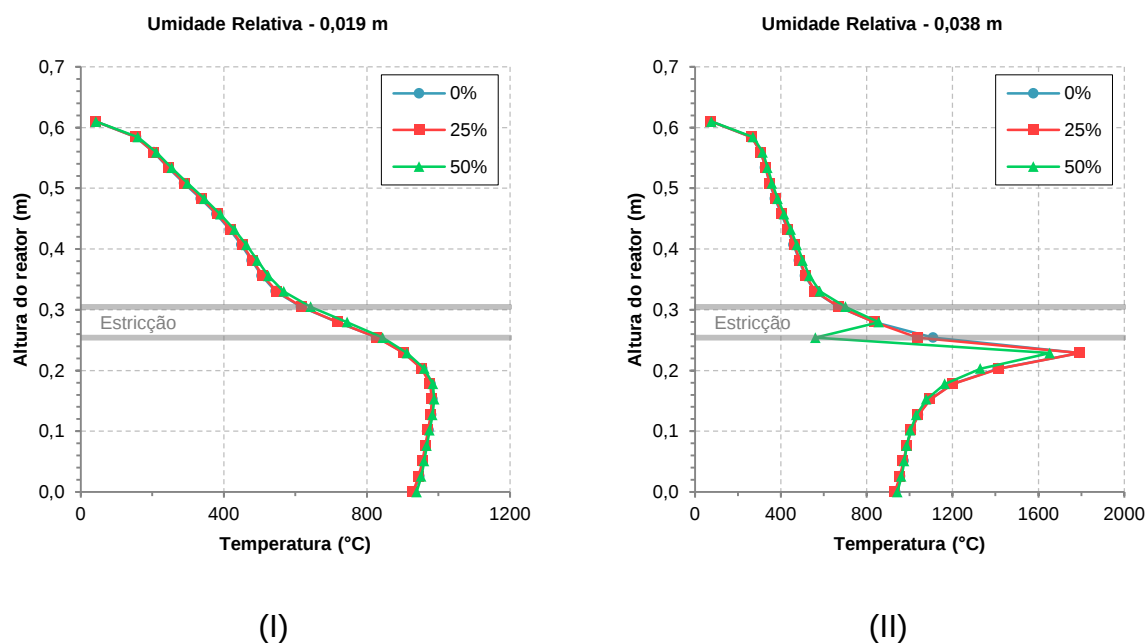
resultados melhores com determinado valor de alcatrão, pode ser possível realizar a gaseificação com teores um pouco mais elevados.

Tabela 16 - Frações molares, PCI e PCS do gás de saída, temperatura média e eficiência para três valores de alcatrão na amostra Dalvi (10%) usando o mecanismo Luan (2012).

Alcatrão	Espécie (fração molar)								Temperatura Média (°C)	PCI (kJ/kg)	PCS (kJ/kg)	Eficiência
	O_2	CO_2	H_2O	CH_4	H_2	CO	C_6H_6	N_2				
5%	0,00%	0,13%	0,54%	0,00%	32,65%	34,65%	0,17%	31,86%	690,3	9137,3	9882,0	99,04%
10%	0,00%	0,07%	0,21%	0,00%	31,51%	35,12%	0,47%	32,62%	830,7	8955,6	9665,6	97,51%
15%	0,00%	0,32%	0,74%	0,00%	30,49%	34,61%	0,85%	32,99%	917,2	8692,2	9374,2	95,15%

Já a Tabela 16 mostra as composições dos gases de saída para o caso da variação da quantidade de alcatrão. A temperatura mantém a tendência de aumento já observada na Figura 14. A quantidade de H_2 diminuiu constantemente com o aumento do alcatrão, enquanto a outra espécie do gás de síntese, o CO , variou sem apresentar uma tendência. A queda no H_2 foi o fator de maior impacto na diminuição dos poderes caloríficos com o aumento do alcatrão, assim como na queda da eficiência. Esta, por sua vez, se mostra extremamente alta, o que não é esperado, e pode ocorrer pelos motivos mencionados anteriormente da definição da pirólise. Observa-se também um baixo teor de C_6H_6 na saída, que representa o alcatrão. É uma característica do gaseificador cocorrente que se tenha pouco alcatrão na saída devido à passagem pela zona de combustão, o que também pode ser visto aqui.

Figura 15 - Perfis de temperatura longitudinais para três Umidades Relativas do ar com a amostra HF7 usando o mecanismo Ibrahimoglu (2016) distante do eixo: (I) 0,019 m, (II) 0,038 m.



Diferentes valores de umidade relativa do ar foram testados na Figura 15. O perfil em 0,019 m indicou praticamente o mesmo comportamento em ar seco e com 25% e 50%. No caso da posição 0,038 m também se observa em quase todos os pontos um resultado extremamente semelhante, exceto próximo à estricção do gaseificador, onde há uma queda brusca da temperatura no caso com 50%, seguida de uma recuperação que ainda não chega ao máximo dos outros dois casos. A queda pode ser atribuída a uma maior influência da temperatura do ar frio naquela região, que não deve ser sentida nos outros casos possivelmente pela menor quantidade de água para absorver mais calor. E a recuperação menor pode ser um reflexo desta redução anterior. Ainda assim, como quase todos os pontos coincidem, pelo gráfico de temperatura não é possível notar uma influência muito grande da umidade relativa.

Tabela 17 - Frações molares, PCI e PCS do gás de saída, temperatura média e eficiência para três Umidades Relativas do ar com a amostra HF7 usando o mecanismo Ibrahimoglu (2016).

UR	Espécie (fração molar)							Temperatura Média (°C)	PCI (kJ/kg)	PCS (kJ/kg)	Eficiência
	O_2	CO_2	H_2O	CH_4	H_2	CO	N_2				
0%	0,00%	0,12%	0,41%	0,00%	29,61%	31,37%	38,49%	695,3	7932,0	8579,1	80,99%
25%	0,00%	0,15%	0,51%	0,00%	29,73%	31,43%	38,18%	694,2	7968,6	8619,3	81,35%
50%	0,00%	0,07%	0,29%	0,00%	30,43%	32,19%	37,03%	710,3	8228,0	8899,8	84,26%

Em relação à composição do gás de saída, mostrada na Tabela 17, aparentemente há um impacto maior da umidade relativa. A adição de água pode ter contribuído para o aumento de H_2 na saída no caso de 50%, produzindo então um gás com maior poder calorífico, que é observado apenas levemente no caso de 25%. Contudo, era de se esperar que isso acontecesse à custa de uma queda de temperatura para a ocorrência de reações endotérmicas de geração de gases combustíveis, o que não acontece. O aumento de temperatura, porém, pode ocorrer devido a uma instabilidade da solução, visto que a variação de cerca de 15 °C representa apenas 1,5% das temperaturas.

6 CONCLUSÃO

O tratamento das fezes humanas é um elemento básico para que se tenha um mínimo de qualidade de vida. Diante das diversas consequências advindas da falta de tratamento adequado, é necessário propor soluções visando a superar este problema, sendo a gaseificação uma alternativa promissora que merece uma maior atenção.

O estudo proposto buscou, portanto, avaliar a gaseificação da biomassa fecal através de uma simulação numérica em CFD, com a variação de diversos parâmetros. Primeiramente, foi realizada a validação da metodologia usando como biomassa a madeira com diferentes mecanismos de reação. Foi observado que a mudança dos mecanismos de reação não alterou significativamente os resultados, sugerindo então que estes resultados pudessem ser extrapolados para a biomassa fecal.

Ainda que os resultados de diferentes mecanismos tenham sido satisfatórios, a abordagem ideal seria a proposição um mecanismo específico para a biomassa fecal. Contudo, para isso seria necessário um resultado experimental com suas características muito bem definidas, que permitisse o ajuste ideal dos parâmetros para a situação analisada.

Os resultados indicaram que uma maior quantidade de carbono fixo nas amostras pode aumentar também a temperatura média do reator, assim como a presença de mais hidrogênio na composição elementar produz mais gás hidrogênio. O aumento da umidade reduziu a temperatura média do gaseificador, diminuindo, por consequência, a qualidade do gás produzido. Também teve efeito negativo o aumento do alcatrão, que gerou gases com poder calorífico cada vez menor. A umidade relativa do ar, a princípio, afetou pouco, porém foi gerado um pouco mais de H_2 com o aumento da umidade, possivelmente pelo aumento da quantidade de hidrogênio adicionado.

Uma parte extremamente importante na análise do processo de gaseificação é a pirólise. Esta etapa do processo é aqui definida de maneira simplificada, quando na realidade as mudanças que ocorrem no material são muito complexas e

dependentes de diversos parâmetros. Desta forma, uma definição mais precisa da pirólise passaria por uma análise em paralelo com resultados experimentais. Isto, de certa forma, tiraria a grande vantagem da simulação CFD em prever resultados sem realizá-los na prática. Por outro lado, os resultados obtidos podem ser superestimados, uma vez que é gerada uma quantidade grande de gases combustíveis da maneira que a pirólise foi definida e que pode não ocorrer na realidade.

O uso do modelo de fase discreta traz algumas limitações à simulação. A limitação em relação à simplificação da pirólise é uma delas. A sugestão de que as partículas tenham volume muito inferior ao gás também pode fazer com que a solução fluidodinâmica não seja a real, uma vez que não se considera a grande interação que ocorre entre o gás e os poros da matéria-prima, esta que geralmente tem dimensões na ordem de centímetros. Desta forma, o modelo aqui utilizado talvez seja mais apropriado para o uso em gasificadores de leito arrastado, por exemplo, cuja matéria-prima tem dimensões de fato muito pequenas, da ordem de micrometros.

Um problema encontrado durante os cálculos da solução diz respeito à sua estabilidade. Devido às interações térmicas, químicas, fluidodinâmicas e a turbulência existentes no processo, chegar a uma convergência estável da solução envolve vários cuidados, como diminuir a ordem da solução e fatores de relaxação. Desta maneira, buscou-se fazer com que o impacto de uma variável física em outra ocorresse gradualmente, mesmo que a resposta final fosse atingida de maneira mais lenta.

Para trabalhos futuros, uma possibilidade seria realizar experimentalmente uma caracterização mais bem definida da biomassa fecal, especialmente do processo de pirólise, que pudesse servir de base para o trabalho computacional. Desta forma, o estudo com o modelo de fase discreta poderia ser mais especificamente validado em relação à biomassa fecal e mecanismos de reação poderiam ser desenvolvidos considerando suas particularidades.

Muitos estudos são reportados de maneira a indicar a evolução das propriedades do gaseificador com o tempo, uma vez que o tempo de ignição também é um fator de interesse. Assim, pode ser avaliada a adaptação do estudo para um regime

transiente. O desenvolvimento de uma geometria tridimensional também pode trazer um maior realismo aos resultados, conforme foi realizado em outras pesquisas envolvendo gaseificação.

Outra possibilidade para trabalhos futuros é o uso de uma nova metodologia de simulação para o estudo do gaseificador cocorrente. Algumas limitações do modelo utilizado são difíceis de contornar, e novas abordagens podem trazer resultados que superam estas limitações ou até mesmo validem as considerações que são aqui feitas.

REFERÊNCIAS

ABRAHAM, John. **New study confirms the oceans are warming rapidly**. 2017. Disponível em: <<https://www.theguardian.com/environment/climate-consensus-97-per-cent/2017/jun/26/new-study-confirms-the-oceans-are-warming-rapidly>>. Acesso em: 04 jul. 2017.

AKELLA, A.K.; SAINI, R.P.; SHARMA, M.P.. Social, economical and environmental impacts of renewable energy systems. **Renewable Energy**, Jamshedpur, v. 34, n. 2, p.390-396, fev. 2009.

ALL POWER LABS. **11 Inch Reactor**. 2010. Disponível em: <<http://wiki.gekgasifier.com/w/page/6123670/11%20Inch%20Reactor>>. Acesso em: 04 jul. 2017.

ANSYS INC.. **ANSYS Fluent Theory Guide**. 15. ed. Canonsburg, 2013a. 780 p.

ANSYS INC.. **ANSYS Fluent User's Guide**. 15. ed. Canonsburg, 2013b. 2620 p.

BASU, Prabir. **Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction: Practical Design and Theory**. 2. ed. London: Academic Press, 2013. 548 p.

CBS. **For many, coffee really is a matter of life and death**. 2016. Disponível em: <<http://www.cbsnews.com/news/climate-change-killing-coffee-uganda-hitting-worlds-poorest-hard/>>. Acesso em: 04 jul. 2017.

CDC. **Toilets & Latrines**. 2015. Disponível em: <<https://www.cdc.gov/healthywater/global/sanitation/toilets.html>>. Acesso em: 04 jul. 2017.

CHAGGU, Esnati James. **Sustainable Environmental Protection Using Modified Pit-Latrines**. 2003. 149 f. Tese (Doutorado) - Wageningen Universiteit, Wageningen, 2003.

CHE, Deyong; LI, Shaohua; YANG, Wenguang; JIA, Jia; ZHENG, Nan. Application of Numerical Simulation on Biomass Gasification. **Energy Procedia**, Jilin, v. 17, n. Part A, p.49-54, 2012.

DALVI, Elias Antonio. **Gaseificação da Biomassa Fecal para Produção de Biocombustível: Estudo da Conversão Termoquímica e Avaliação Exergoecológica**. 2015. 185 f. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2015.

DEJTRAKULWONG, C.; PATUMSAWAD, S.. Four Zones Modeling of the Downdraft Biomass Gasification Process: Effects of moisture content and air to fuel ratio. **Energy Procedia**, Bangkok, v. 52, p.142-149, 2013.

DUTTA, A.; ACHARYA, B.. Production of bio-syngas and biohydrogen via gasification. In: LUQUE, Rafael; CAMPELO, Juan; CLARK, James (Ed.). **Handbook of biofuels production: Processes and technologies**. Cambridge: Woodhead Publishing, 2011. Cap. 16. p. 420-459.

EEA. **Renewable energy in Europe 2017**. Copenhagen: European Environment Agency, 2017. 65 p.

FEACHEM, Richard G.; BRADLEY, David J.; GARELICK, Hemda; MARA, D. Duncan. **Sanitation and Disease: Health Aspects of Excreta and Wastewater Management**. 1. ed. John Wiley & Sons, Ltd, 1983. 534 p.

FLETCHER, D.F.; HAYNES, B.S.; CHRISTO, F.C.; JOSEPH, S.D.. A CFD based combustion model of an entrained flow biomass gasifier. **Applied Mathematical Modelling**, Sydney, v. 24, n. 3, p.165-182, mar. 2000.

FOX, Robert W.; PRITCHARD, Philip J.; MCDONALD, Alan T.. **Introdução à Mecânica dos Fluidos**. 7. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2010. 710 p.

GAO, Kun; WU, Jinhu; WANG, Yang; ZHANG, Dong-ke. Bubble dynamics and its effect on the performance of a jet fluidised bed gasifier simulated using CFD. **Fuel**, Taiyuan, v. 85, n. 9, p.1221-1231, jun. 2006.

GEILING, Natasha. **The Stink About Human Poop As Fertilizer**. 2014. Disponível em: <<http://modernfarmer.com/2014/07/stink-human-poop-fertilizer/>>. Acesso em: 04 jul. 2017.

HIGMAN, Christopher; BURGT, Maarten J. van der. **Gasification**. 2. ed. Oxford: Gulf Professional Publishing, 2008. 456 p.

IBRAHIMOGLU, Beycan; CUCEN, Ahmet; YILMAZOGLU, M. Zeki. Numerical modeling of a downdraft plasma gasification reactor. **International Journal of Hydrogen Energy**, Giresun, v. 42, n. 4, p.2583-2591, jan. 2016.

JANAJREH, I.; SHRAH, M. Al. Numerical and experimental investigation of downdraft gasification of wood chips. **Energy Conversion And Management**, Abu Dhabi, v. 65, p.783-792, jan. 2013.

JENKINS, B.M.; BAXTER, L.L.; MILES JR., T.R.; MILES, T.R.. Combustion properties of biomass. **Fuel Processing Technology**, Davis, v. 54, n. 1-3, p.17-46, mar. 1998.

JEONG, Hyo Jae; HWANG, In Sik; PARK, Sang Shin; HWANG, Jungho. Investigation on co-gasification of coal and biomass in Shell gasifier by using a validated gasification model. **Fuel**, Yongin, v. 196, p.371-377, mai. 2017.

JIN, Wenjia; SINGH, Kaushlendra; ZONDLO, John. Pyrolysis Kinetics of Physical Components of Wood and Wood-Polymers Using Isoconversion Method. **Agriculture**, Morgantown, v. 3, n. 1, p.12-32, jan. 2013.

KUMAR, Ajay; SHARMA, Ashokkumar; BHANDARI, Pushpak. Biomass Gasification and Syngas Utilization. In: WANG, Lijun (Ed.). **Sustainable Bioenergy Production**. Boca Raton: Crc Press, 2014. Cap. 17. p. 341-360.

KUMAR, Sachin; SINGH, R. K.. Thermolysis of High-Density Polyethylene to Petroleum Products. **Journal of Petroleum Engineering**, Orissa, 7 páginas, 2013.

LI, Qiang; ZHANG, Jiansheng. Coal Gasification. In: CHENG, Yi; WEI, Fei; JIN, Yong (Ed.). **Multiphase Reactor Engineering for Clean and Low-Carbon Energy Applications**. Hoboken: John Wiley & Sons, Ltd, 2017. Cap. 3. p. 65-118.

LOVELDI, Nathan. **Development of a Solid Human Waste Semigasifier Burner for Use in Developing Countries**. 2014. 139 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Mecânica, Colorado State University, Fort Collins, 2014.

LUAN, Yan-Tsan; CHYOU, Yau-Pin; WANG, Ting. Investigation of the Gasification Performance of Lignite Feedstock and the Injection Design of an E-Gas like Gasifier. **Energy Fuels**, Taoyuan, v. 27, n. 6, p.3110-3121, jun. 2013.

MAHINPEY, Nader; GOMEZ, Arturo. Review of gasification fundamentals and new findings: Reactors, feedstock , and kinetic studies. **Chemical Engineering Science**, Calgary, v. 148, p.14-31, jul. 2016.

MEENAROCH, Pubet; KERDSUWAN, Somrat; LAOHALIDANOND, Krongkaew. Development of Kinetics Models in Each Zone of a 10 kg/hr Downdraft Gasifier using Computational Fluid Dynamics. **Energy Procedia**, Bangkok, v. 79, p.278-283, nov. 2015.

MOLDOVEANU, Serban C.. **Analytical Pyrolysis of Natural Organic Polymers**. 1. ed. Amsterdam: Elsevier Science B.V., 1998. 510 p.

MONHOL, F.A.F.; MARTINS, M.F.. Cocurrent Combustion of Human Feces and Polyethylene Waste. **Waste Biomass Valorization**, São Mateus, v. 6, n. 3, p.425-432, jun. 2015.

NASA. **NASA, NOAA Data Show 2016 Warmest Year on Record Globally**. 2017. Disponível em: <<https://www.nasa.gov/press-release/nasa-noaa-data-show-2016-warmest-year-on-record-globally>>. Acesso em: 04 jul. 2017.

NEUBAUER, Y.; LIU, H.. Biomass gasification. In: ROSENDAHL, Lasse (Ed.). **Biomass combustion science, technology and engineering**. Cambridge: Woodhead Publishing, 2013. Cap. 6. p. 106-129.

ONABANJO, T.; PATCHIGOLLA, K.; WAGLAND, S.T.; FIDALGO, B.; KOLIOS A.; MCADAM, E.; PARKER, A.; WILLIAMS, L.; TYRREL, S.; CARTMELL, E.. Energy recovery from human faeces via gasification: A thermodynamic equilibrium modelling approach. **Energy Conversion And Management**, Cranfield, v. 118, p.364-376, jun. 2016.

PALMQUIST, Helena; JÖNSSON, Håkan. Urine, faeces, greywater, and biodegradable solid waste as potential fertilisers. **Proceedings of the 2nd International Symposium on Ecological Sanitation, Incorporating the 1st IWA Specialist Group Conference on Sustainable Sanitation**, Luleå, p.587-594, abr. 2004.

PAPPAS, Stephanie. **With 7 Billion People, World Has a Poop Problem**. 2011. Disponível em: <<https://www.livescience.com/16713-7-billion-people-world-poop-problem.html>>. Acesso em: 04 jul. 2017.

PATEL, Keran D.; SHAH, N.K.; PATEL, R.N.. CFD Analysis of Spatial Distribution of Various Parameters in Downdraft Gasifier. **Procedia Engineering**, Ahmedabad, v. 51, p.764-769, 2013.

PEREIRA, Emanuele Graciosa; SILVA, Jadir Nogueira da; OLIVEIRA, Jofran L. de; MACHADO, Cássio S.. Sustainable energy: A review of gasification technologies. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, Vicoso, v. 16, n. 7, p.4753-4762, set. 2012.

PETCHERS, Neil. **Combined Heating, Cooling & Power Handbook: Technologies & Applications**. 1. ed. Lilburn: The Fairmont Press, Inc, 2003. 838 p.

PHUNTSO, S.; SHON, H.K.; VIGNESWARAN, S.; KANDASAMY, J.. Wastewater Stabilization Ponds (WSP) for Wastewater Treatment. In: VIGNESWARAN, Saravanamuthu (Ed.). **Waste Water Treatment Technologies - Volume II**. Oxford: Eolss Publishers Co. Ltd., 2009. p. 44-75.

PLANET AID. **Getting Kids in School: the Problem of Water and Sanitation**. 2015. Disponível em: <<http://www.planetaid.org/blog/getting-kids-in-school-the-problem-of-water-and-sanitation>>. Acesso em: 04 jul. 2017.

PRÜSS-ÜSTÜN, Annette; BOS, Robert; GORE, Fiona; BARTRAM, Jamie. **Safer water, better health: Costs, benefits and sustainability of interventions to protect and promote health**. Geneva: Who Press, 2008. 53 p.

QUAAK, Peter; KNOEF, Harrie; STASSEN, Hubert. **Energy from Biomass: A Review of Combustion and Gasification Technologies**. 1. ed. Washington, D.C.: The World Bank, 1999. 78 p.

REN21. **Renewables 2017 Global Status Report**. Paris: Ren21 Secretariat, 2017. 301 p.

REZAIYAN, John; CHEREMISINOFF, Nicholas P.. **Gasification Technologies: A Primer for Engineers and Scientists**. 1. ed. Boca Raton: CRC Press, 2005. p.

ROSE, C.; PARKER, A.; JEFFERSON, B.; CARTMELL, E.. The Characterization of Feces and Urine: A Review of the Literature to Inform Advanced Treatment Technology. **Critical Reviews in Environmental Science and Technology**, Cranfield, v. 45, n. 17, p.1827-1879, 2015.

SADHUKHAN, Jhuma; NG, Kok Siew; HERNANDEZ, Elias Martinez. **Biorefineries and Chemical Processes: Design, Integration and Sustainability Analysis**. 1. ed. West Sussex: John Wiley & Sons, Ltd, 2014. 625 p.

SIKARWAR, Vineet Singh; ZHAO, Ming; CLOUGH, Peter; YAO, Joseph; ZHONG, Xia; MEMON, Mohammad Zaki; SHAH, Nilay; ANTHONY, Edward J.; FENNELL, Paul S.. An overview of advances in biomass gasification. **Energy Environ. Sci**, Beijing, v. 9, p.2939-2977, jun. 2016.

SOUZA-SANTOS, Marcio L. de. **Solid Fuels Combustion and Gasification: Modeling, Simulation, and Equipment Operation**. 1. ed. New York: Marcel Dekker, Inc., 2004. 431 p.

SPEIGHT, James G.. **Gasification of Unconventional Feedstocks**. 1. ed. Waltham: Gulf Professional Publishing, 2014. 152 p.

TILLEY, Elizabeth; ULRICH, Lukas; LÜTHI, Christoph; REYMOND, Philippe; ZURBRÜGG, Christian. **Compendium of Sanitation Systems and Technologies**. 2. ed. Dübendorf: Swiss Federal Institute Of Aquatic Science And Technology, 2014. 174 p.

VICENTE, William; OCHOA, Salvador; AGUILLÓN, Javier; BARRIOS, Esteban. An Eulerian model for the simulation of an entrained flow coal gasifier. **Applied Thermal Engineering**, México, D.F., v. 23, n. 15, p.1993-2008, out. 2003.

WANG, Ting; STIEGEL, Gary. **Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) Technologies**. 1. ed. Oxford: Woodhead Publishing, 2017. 913 p.

WEC. **World Energy Resources**. London: World Energy Council, 2016.

WEN, C. Y.; CHAUNG, T.Z.. Entrainment Coal Gasification Modeling. **Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.**, Morgantown, v. 18, n. 4, p.684-695, out. 1979.

WHO. **Poor sanitation threatens public health**. 2008. Disponível em: <<http://www.who.int/mediacentre/news/releases/2008/pr08/en/>>. Acesso em: 04 jul. 2017.

WHO. **Progress on sanitation and drinking water**. Geneva: Who Press, 2015. 80 p.

YAN, Hong-ming; HEIDENREICH, Craig; ZHANG, Dong-ke. Mathematical modelling of a bubbling fluidised-bed coal gasifier and the significance of 'net flow'. **Fuel**, Adelaide, v. 77, n. 9/10, p.1067-1079, jul-ago. 1998.

YUCEL, Ozgun; HASTAOGLU, Mehmet Alaittin. Kinetic modeling and simulation of throated downdraft gasifier. **Fuel Processing Technology**, Gebze, v. 144, p.145-154, abr. 2016.