

PONTIFÍCIA UNIVERSIDADE CATÓLICA
DO RIO DE JANEIRO



Ananda Lemos Carvalho

**Análise termodinâmica de um gaseificador de
resíduos sólidos em operação concorrente**

Projeto de Graduação

Projeto de Graduação apresentado ao Departamento de Engenharia
Mecânica da PUC-Rio

Orientador: Prof. Florian Alain Yannick Pradelle

Rio de Janeiro
Dezembro de 2021

Agradecimentos

Ao Professor Florian Alain Yannick Pradelle, meu orientador, que me inspirou a unir os estudos de sistemas térmicos à análise econômica e ambiental, um tema tão instigante como necessário nos dias atuais.

A todos os professores que fizeram parte da minha graduação de diversas formas, em especial as professoras Mônica Feijó Naccache, Carla Gobel Burlamaqui, Débora Mondaini, Adriana Gioda e Daniela Soluri nas quais pude me inspirar durante os anos de curso.

À PUC-Rio pelos auxílios concedidos, sem os quais minha graduação não poderia se realizar e, em especial, ao departamento de Educação Física que me proporcionou a possibilidade de estudar em uma das melhores universidades em Engenharia Mecânica do Rio de Janeiro.

Espero que esse estudo possa inspirar outros estudantes a aprofundar o assunto, tão novo e tão repleto de potenciais descobertas.

Resumo

Carvalho, Ananda Lemos; Pradelle, Florian Alain Yannick. Análise termodinâmica de um gaseificador de resíduos sólidos em operação concorrente. Rio de Janeiro, 2021. 63p. Projeto de Graduação - Departamento de Engenharia Mecânica, Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro.

A disposição final dos resíduos sólidos urbanos, em aterro ou lixões, é um dos problemas que as grandes cidades brasileiras possuem. A utilização de RSU em processos de tratamento térmico com recuperação energética (tecnologias *Waste-to-energy*) vem ao encontro da busca de fontes alternativas de preferência renováveis, para geração de energia. O objetivo do presente trabalho é avaliar de maneira quantitativa um sistema de geração de energia elétrica operando com gás de síntese proveniente de um gaseificador de resíduos sólidos urbanos (RSU), com possibilidade de gaseificação com bagaço de cana de açúcar. É estudada uma mistura de RSU com até 40% em massa de bagaço de cana de açúcar como matéria prima do processo de gaseificação em um gaseificador de leito fixo concorrente. O syngas produzido alimenta um motor a combustão interna que alimenta um gerador de eletricidade. O sistema estudado é composto por uma ilha de separação, tratamento e secagem da fração que pode ser gaseificada dos resíduos, um gaseificador, um sistema de purificação e um motor a combustão interna acoplado a um gerador. A partir da determinação da vazão mássica e do poder calorífico inferior a cada etapa do processo, é possível determinar a potência disponível que o sistema proposto oferece e determinar sua eficiência. Já ao analisar o mesmo sistema utilizando a co-gaseificação de bagaço de cana-de-açúcar, com diferentes porcentagens, pode-se analisar a diferença da qualidade de cada combustível gerado e sua respectiva disponibilidade de energia. Concluiu-se que um sistema de gaseificação utilizando proporções de resíduo sólido urbano e bagaço de cana-de-açúcar como combustível é capaz de gerar mais energia elétrica que a energia despendida durante o processo.

Palavras chaves: Waste-to-energy (WtE); resíduos sólidos urbanos (RSU); bagaço de cana de açúcar; co-gaseificação; eficiência.

Abstract

Carvalho, Ananda Lemos; Pradelle, Florian Alain Yannick. Thermodynamic analysis of a solid waste gasifier in concurrent operation. Rio de Janeiro, 2021. 63p. Projeto de Graduação - Departamento de Engenharia Mecânica, Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro.

The final disposal of urban solid waste, in landfills or dumps, is one of the problems that large Brazilian cities endure. The use of MSW in thermal treatment processes with energy recovery (waste-to-energy technologies) meets the search for alternative sources, preferably renewable, for energy generation. The objective of the present work is to quantitatively evaluate an electric energy generation system operating with synthesis gas from a solid urban waste (MSW) gasifier, with the possibility of gasification with sugar cane bagasse. A mixture of MSW with up to 40% by mass of sugarcane bagasse as feedstock for the gasification process in a fixed-bed co-concurrent gasifier is studied. The syngas produced powers an internal combustion engine that powers an electricity generator. The system studied is composed of a separation, treatment and drying island for the fraction that can be gasified from the waste, a gasifier, a purification system and an internal combustion engine coupled to a generator. By determining the mass flow rate and the net calorific value at each stage of the process, it is possible to determine the available power that the proposed system offers and to determine the efficiency. By analyzing the same system using the co-gasification of sugarcane bagasse with different percentages, it is possible to analyze the difference in quality of each fuel generated and its respective energy availability. It was concluded that a gasification system using proportions of urban solid waste and sugarcane bagasse as fuel is able to generate more electricity than the energy expended during the process.

Keywords: Waste-to-energy (WtE); Municipal Solid Wastes (MSW); sugarcane bagasse; co-gasification; efficiency.

Sumário

1. Introdução	12
1.1. Contexto	12
1.2. Objetivo	15
2. Revisão Bibliográfica	16
2.1. Biomassa	16
2.2. Conceitos gerais a respeito da gaseificação	17
2.2.1. Secagem	18
2.2.2. Pirólise	19
2.2.3. Oxidação Parcial	19
2.2.4. Redução	20
2.3. Tipos de gaseificadores	20
2.3.1. Gaseificadores de leito fixo	21
2.3.1.2. Gaseificador de leito fixo concorrente	22
2.3.2. Gaseificador de leito fluidizado	24
2.4. Incineração como tratamento dos RSU	26
3. Modelagem teórica e metodologia	28
3.1. Caracterização do sistema	28
3.1.1. Separação Primária	29
3.1.2. Secagem	33
3.1.3. Gaseificação	36
3.1.4. Purificação	39
3.1.5. Geração de Energia Elétrica	40

3.1.6. Simulação e validação	41
4. Resultados e Discussão	42
4.1. Validação	42
4.2. Co-gaseificação	46
5. Conclusão	54
6. Referências Bibliográficas	56
I. Anexo	

Lista de figuras

Figura 1. Etapas do processo de gaseificação (adaptado Allpowerlabs, 2020)	18
Figura 2. Classificações de gaseificadores de Biomassa (Rajanshi et al., 1986) apud (Sansaniwal et al.,2017)	21
Figura 3. Gaseificador contracorrente (Sánchez, 2010)	22
Figura 4. Gaseificador concorrente (Sánchez, 2010)	23
Figura 5. Gaseificador de leito fixo corrente cruzada (Sánchez, 2010)	24
Figura 6. Visão esquemática do gaseificador de leito fluidizado borbulhante e circulante (Sánchez, 2010)	25
Figura 7. Fluxograma do processo de recuperação de energia de RSU (adaptado de Luz et al. (2015))	28
Figura 8. Consumo de energia elétrica na separação em relação a vazão de entrada de RSU no sistema.	33
Figura 9. Consumo de energia elétrica na secagem em relação a vazão de entrada de RSU no sistema.	35
Figura 10. Composição mássica de syngas x Taxa de substituição de bagaço	47
Figura 11. Gráfico da composição molar em função do comprimento do gaseificador	48
Figura 12. PCI de gás de síntese em função da Taxa de substituição	49
Figura 13. PCI do gás purificado em função da taxa de substituição	50

Lista de tabelas

Tabela 1. Evolução da produção de gás natural no mundo (IEA, 2020)	13
Tabela 2. Categorização da Biomassa (adaptado Sikarwar et al., 2016)	17
Tabela 3. Composição percentual de RSU Brasileiro sem tratamento mecânico (Luz, 2015)	30
Tabela 4. Composição percentual de RSU após separação primária (Luz et al., 2015)	31
Tabela 5. Relação entre o consumo elétrico e a vazão de RSU na etapa de separação primária (Luz et al., 2015)	32
Tabela 6. Composição química após tratamento mecânico (Luz, 2015)	34
Tabela 7. Relação entre consumo elétrico e vazão mássica de RSU da etapa de secagem (Luz et al., 2015)	35
Tabela 8. Inputs da modelagem matemática utilizados ao longo do trabalho	37
Tabela 9. Parâmetros constantes de entrada do modelo matemático	37
Tabela 10. Composição mássica de bagaço de cana-de-açúcar Vassilev (2010)	38
Tabela 11. Relação entre a geração de energia térmica e o consumo elétrico no processo de gaseificação e purificação	40
Tabela 12. Vazões mássicas de <i>RSU</i> e <i>H2O</i> antes e após a secagem	43
Tabela 13. Resultado das simulações feitas utilizando o Matlab para definição do tamanho do gaseificador.	44
Tabela 14. Continuação da Tabela 18.	45
Tabela 15. Composição molar de syngas na saída do gaseificador	46
Tabela 16. Composição molar de syngas purificado	46
Tabela 17. Composição mássica de syngas produzido	46
Tabela 18. Composição mássica em base úmida	47
Tabela 19. Vazão mássica de syngas em função da porcentagem de taxa de substituição	49
Tabela 20. Vazões mássica de AR e Gás queimado	50
Tabela 21. Resultados das etapas de gaseificação e purificação em função da taxa de substituição de bagaço de cana-de-açúcar	51
Tabela 22. Eficiência elétrica do sistema	52

Tabela 23. Rendimento da taxa de fluxo em função das taxas de substituição de bagaço de cana-de-açúcar 52

Tabela 24. Vazão de CO_2 em função da taxa de substituição de bagaço
Erro! Indicador não definido.

Lista de símbolos

a_1	Coefficiente estequiométrico associado a CH_4 na reação de combustão completa
a_2	Coefficiente estequiométrico associado a H_2 na reação de combustão completa
a_3	Coefficiente estequiométrico associado à CO na reação de combustão completa
a_4	Coefficiente estequiométrico associado a CO_2 na reação de combustão completa
a_5	Coefficiente estequiométrico associado a C_6H_6 na reação de combustão completa
a_6	Coefficiente estequiométrico associado à H_2O na reação de combustão completa
a_7	Composição molar da mistura de ar na reação de combustão completa
a_8	Coefficiente estequiométrico associado a CO_2 como produto da reação de combustão completa
a_9	Coefficiente estequiométrico associado a H_2O como produto da reação de combustão completa
a_{10}	Coefficiente estequiométrico associado a N_2 como produto da reação de combustão completa
a_{11}	Coefficiente estequiométrico associado a O_2 como produto da reação de combustão completa
$b.u$	Base úmida
$b.s$	Base seca
CE	Consumo elétrico [MW]
CP	Papel e papelão
F	Restos de alimento
GE	Geração de energia térmica [MW]
IEA	Agencia Internacional de Energia
\dot{m}	Vazão mássica [kg/h]
$\dot{m}_{Bio\ Umida}$	Vazão mássica de biomassa úmida [kg/h]

$\dot{m}_{Bio\ Seca}$	Vazão mássica de biomassa seca [kg/h]
$\dot{m}_{H_2O\ Bio}$	Vazão mássica de água após a secagem [kg/h]
$\dot{m}_{H_2O\ Rem}$	Vazão mássica de água removida [kg/h]
PCI	Poder Calorífico Inferior
PCS	Poder Calorífico Superior
PLR	Borracha e resíduo têxtil
RSU	Resíduo Sólido Urbano
$u_{b.s}$	Umidade Biomassa Seca
$u_{b.u}$	Umidade Biomassa Úmida
$\eta_{sistema}$	Eficiência térmica do sistema

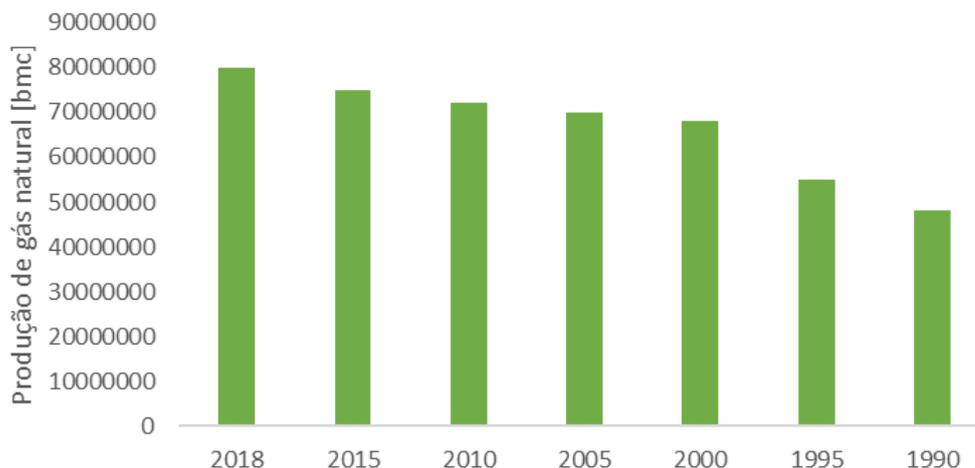
1. Introdução

1.1. Contexto

O aumento no consumo de energias não renováveis, que constantemente aumentam seus índices de utilização, incide consideravelmente sobre os níveis de emissão de carbono, em contexto de questionamentos sobre a finitude dos recursos fósseis. Em contrapartida, a utilização de fontes de energia que possuam menor emissão de carbono (como o gás natural) e energias renováveis são possíveis soluções, conseqüentemente, há um crescimento na busca por esses tipos de energia. Segundo projeções da Agência Internacional de Energia (IEA), nas quais a demanda por gás natural diminuiu cerca de 2% no primeiro trimestre de 2020, índice considerado baixo se comparado com as quedas referentes ao consumo de energias provenientes do petróleo que tiveram uma queda de 9% no primeiro trimestre de 2020.

Embora os combustíveis fósseis tenham, hoje, uma redução de demanda recorde de 9,3 milhões de barris por dia (Mb/d) menor em 2020 do que em 2019, causadas em grande parte pelo impacto da pandemia que o mundo passou em 2020, ainda é a fonte de energia mais utilizada no mundo. No entanto, o consumo global de gás natural cresceu 78 bilhões de metros cúbicos (bmc) e concomitantemente a produção de gás como apresentado na Tabela 1(IEA, 2020). Logo, além dos dados citados anteriormente, a IEA conclui, através de análises, que a produção de gás natural em 2019 superou o crescimento do consumo, de modo que, os preços continuaram atrativos ao mercado.

Tabela 1. Evolução da produção de gás natural no mundo ao longo dos anos (IEA, 2020)



O Brasil é um dos grandes produtores mundiais de biomassa, que pode ser descrita como uma matéria orgânica de origem vegetal ou animal usada com finalidade de se produzir energia. Segundo Abuadala et al. (2010). Após o racionamento de energia no ano de 2001, a utilização da biomassa na geração de energia tem sido pauta de discussões. Sánchez et al. (2010), por exemplo, apontam as vantagens da utilização da energia oriunda da biomassa na redução das emissões de CO_2 , geração de empregos e advertem sobre a necessidade do aperfeiçoamento das tecnologias aplicadas na conversão energética e o aproveitamento adequado da biomassa. A energia oriunda da biomassa é exemplo de que existem possibilidades para a substituição dos combustíveis fósseis, já que a sua gaseificação gera o combustível denominado *syngas* com eficiência energética relativamente alta e atrativa ao mercado, já que Entre as fontes de biomassa, os resíduos sólidos urbanos destacam-se pelo fato pelo fato do seu correto manejo estar diretamente relacionado com impactos ambientais.

Os resíduos sólidos urbanos são responsáveis pelo lançamento de 53,2 milhões de toneladas de dióxido de carbono (CO_2) por ano na atmosfera, ou seja, 2,3% do total das emissões brasileiras, de acordo com o IPEA, 2020. Atualmente, a quantidade de RSU gerado em todo o mundo ultrapassa 1,3 bilhões de toneladas por ano, e é em média cerca de 1,2 kg por pessoa por dia. Esta estimativa é projetada

para aumentar cerca de 2,2 bilhões de toneladas por ano até 2025, com a geração média aumentando cerca de 1,5 kg por pessoa por dia (Sikarwar et al., 2017).

Atualmente, a solução mais utilizada para o destino dos resíduos sólidos urbanos (RSU) é o processo de tratamento térmico, que nem sempre possui recuperação energética, realizado por usinas de incineração. (CEMPRE, 2010). No entanto, o prejuízo para o meio ambiente é fator que sinaliza para a necessidade de um modelo mais eficiente. Vale comentar que, entre os biocombustíveis utilizados, a cana-de-açúcar vir sendo utilizada como biocombustíveis de segunda geração, ou seja, subproduto sólido após a extração de seu caldo, é uma alternativa em abundância no país. Nesse contexto, a adversidade no trato dos resíduos sólidos urbanos (RSU) acrescida da vasta disponibilidade existente no bagaço de cana-de-açúcar no mercado brasileiro fazem desses rejeitos uma biomassa de interesse para análise termoelétrica da sua gaseificação.

Com as reservas de petróleo menores, alertas impostos pela mudança climática e o fato que a demanda por energia deverá aumentar seis vezes até 2100 mostra a importância da inovação no setor de energia mundial (CEMPRE, 2010). As tecnologias Waste-to-Energy (*WTE*) são vistas como alternativas potenciais e possuem três rotas principais ao longo das quais a energia é recuperada de resíduos, por meios a saber; bioquímicos, termoquímicos e físico-químicos. Na via bioquímica, a biomassa é convertida em energia através da biometanação e fermentação. Para a via termoquímica, por meio de processos como incineração, gaseificação e pirólise, a biomassa é convertida em energia mediante a aplicação de altas temperaturas. Na via físico-química, a biomassa é convertida em energia pelo uso de agentes químicos.

Hoje, a utilização exacerbada de recursos fósseis gera um aumento do valor de mercado do petróleo e seus derivados, já que é a matéria prima para produtos nobres nas indústrias químicas e de transformação. A sua utilização é diretamente proporcional ao crescimento populacional e o aumento da qualidade de vida dos centros urbanos. Portanto, existe uma importante busca, para minimizar seu uso como combustível e, conseqüentemente, o aumento do interesse por medidas alternativas ao uso do petróleo como matéria prima.

1.2. Objetivo

Esse trabalho tem como finalidade analisar, do ponto de vista termodinâmico, um sistema de gaseificação de RSU em um gaseificador de leito fixo concorrente, considerando as etapas de separação, tratamento mecânico e secagem prévia à gaseificação e as etapas de purificação e combustão em motores de combustão interna. Será investigado o impacto da co-gaseificação com bagaço de cana de açúcar nas diferentes etapas do processo e no rendimento térmico da planta.

2. Revisão Bibliográfica

2.1. Biomassa

A biomassa foi uma das primeiras fontes de energia existentes no mundo, sendo utilizadas como combustível especialmente em áreas onde essa é a única opção acessível. A biomassa tem uma relação carbono-hidrogênio alta se comparada com os teores de enxofre e nitrogênio. A discrepância entre essas relações, acentua uma característica importante que a biomassa possui, de ser um potencial recurso neutro em relação ao ciclo de vida do dióxido de carbono (CO_2) (Abuadala, 2010).

Pode se entender a biomassa como um resíduo de material de natureza orgânica composto por carboidratos. Assim, uma fonte de carbono (C) que pode reduzir significativamente as emissões de dióxido de carbono (CO_2) se comparada aos combustíveis fósseis. É considerada uma energia renovável, já que seus suprimentos não são limitados, sendo a quarta maior fonte de energia do mundo. Cerca de 14% do combustível mundial tem origem vegetal, ultrapassando a utilização de carvão como fonte de energia (Sikarwar et al., 2017).

Para se definir o tipo de biomassa utilizada em um sistema, é necessário atentar para as seguintes características dos potenciais combustíveis: o custo por unidade de energia como matéria prima (Xicarar et al. (2017) afirma que o poder calorífico inferior da biomassa varia entre 12 e 16 MJ/kg em base seca); a disponibilidade em qualquer tipo de clima e local; política local, nacional e internacional; a complexidade dos equipamentos utilizados para o transporte; as especificidades de armazenamento; e as emissões durante o processo. Alguns tipos de biomassa são apresentados na Tabela 1.

Tabela 2. Categorização da Biomassa (adaptado Sikarwar et al., 2016)

Classificação	Subclassificação	Exemplos	Significado
Terrestre	-	Biomassa florestal	Ideal para gaseificação devido aos altos percentuais de celulose e hemicelulose
		Gramíneas	Não é adequado para gaseificação devido à alta umidade
		Culturas energéticas	Adequado para geração de energia por meio de tratamento biológico
		Colheitas cultivadas	Algumas culturas são ideais para gaseificação, enquanto outras são consumidas diretamente
Marinha	-	Algas	Adequado para tratamento biológico devido ao alto teor de umidade
		Planta aquática	Ideal para tratamento biológico
Resíduos	Lixo municipal	RSU, biossólidos, esgoto, gás de aterro	Adequado para gaseificação de plasma ou SCW
	Resíduos sólidos agrícolas	Pecuária e esterco casca de resíduo de colheita agrícola, folhas e resíduo de piso	Mais adequado para compostagem e outros tratamentos
	Resíduos florestais		
	Lixo industrial	Madeira de demolição, serragem, óleo residual	São comumente empregados para gaseificação

2.2. Conceitos gerais a respeito da gaseificação

A gaseificação consiste em um processo termoquímico que transforma materiais líquidos ou sólidos, que possuem carbono (C) e hidrogênio (H) na sua estrutura, em uma mistura gasosa que pode ser usada como combustível ou transformada em produtos químicos utilizáveis. O processo envolve diversas etapas que consiste na secagem, na pirólise, na oxidação, na combustão e na redução (Higman et al., 2007).

A principal vantagem de utilizar biomassa para gaseificação é a sua natureza neutra em carbono (C), visto que o processo utiliza dióxido de carbono (CO_2) durante a fotossíntese e, portanto, não aumenta os níveis de emissão de carbono (C) no decorrer do processo (Higman et al., 2007).

No processo de gaseificação utiliza-se um reator, de leito fixo ou de leito fluidizado, e um agente gaseificador. Existem alguns fatores importantes quanto à porcentagem em massa de RSU na mistura, umidade da biomassa com níveis entre 5 e 15% e por final a razão de equivalência que foi variada entre 0,18 e 0,22 (Lewin, 2020).

O processo de gaseificação de biomassa gera como produto final um gás de síntese. É adicionada ao gaseificador uma unidade para conversão do gás de síntese produzido em biocombustíveis. Utiliza-se, durante o processo de gaseificação, um reator e um agente gaseificador. Ambas características serão discutidas neste

trabalho. A qualidade do produto gerado na gaseificação, ou seja, a composição do gás de síntese depende do tipo de biomassa utilizada, modelo do gaseificador, condições de temperatura e pressão e tempo de residência no reator. (Sikarwar et al., 2007). O processo de gaseificação é caracterizado conforme a Figura 1.

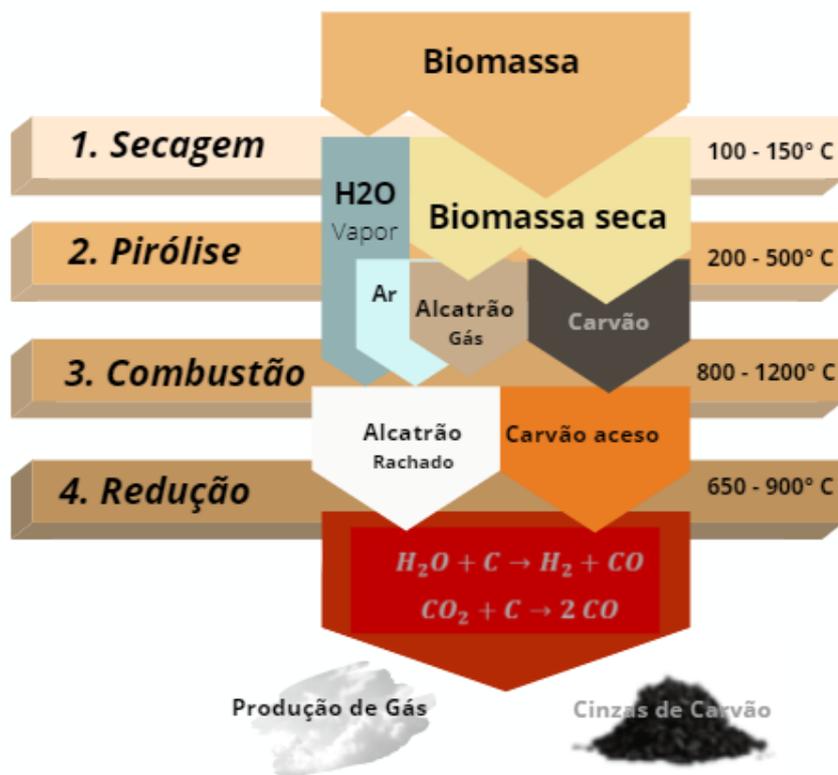


Figura 1. Etapas do processo de gaseificação. Adaptado de (Allpowerlabs, 2020)

O processo de gaseificação é composto por quatro etapas que serão descritas a seguir.

2.2.1. Secagem

Na zona de secagem, também chamado a zona de desumidificação, ocorre a redução da umidade existente na biomassa. A água líquida contida na biomassa é convertida em vapor d'água em uma faixa de temperatura de aproximadamente 100 a 200 °C (Puig-Arnavat et al., 2010 apud Lewin, 2020). Apesar da aparente simplicidade do processo, a secagem é uma complexa combinação de eventos em diferentes fases. O processo de secagem pode ser dividido em três etapas a saber:

1) no início do processo ocorre o aquecimento da biomassa sólida, 2) em seguida, a evaporação da água na superfície; e, por fim, 3) ocorre mudança de fase no interior da biomassa. (Sánchez et al., 2010).

A remoção da umidade absorve calor, de modo que a biomassa, com alto teor de umidade, deve permanecer um elevado tempo na zona de secagem, para que o processo de secagem ocorra por completo. Conforme observado por Sanches et al. (2010), o fato de a gaseificação de uma biomassa com muita umidade resulta na produção de fumaça, um gás instável e de baixa qualidade. Isso pode induzir à utilização de um sistema externo de secagem. Porém, segundo Higman e Van der Bugt (2003), é necessário cuidado para que o sistema externo de secagem não utilize como combustível o produto primário no intuito de gerar o calor necessário ao processo.

2.2.2. Pirólise

A pirólise é um processo de decomposição térmica da biomassa, na ausência de oxigênio. Segundo Sansaniwal et al. (2017), a pirólise de biomassa ocorre na faixa de temperatura de 125 a 500°C e tem como produto combustíveis em fase sólida, líquida ou gasosa que sejam dependentes da natureza da biomassa utilizada e das condições de operação da gaseificação. Os inúmeros processos que ocorrem no gaseificador são, por vezes, simultâneos. Este fato dificulta a definição dos limites térmicos entre os processos, de maneira que, permite Sikarwar et al. (2017) afirmar que o processo de pirólise ocorre dentro de uma faixa de temperatura entre 300 e 650°C.

2.2.3. Oxidação Parcial

A oxidação parcial é uma etapa muito crítica da gaseificação de biomassa já que decide o tipo e a qualidade dos produtos finais. Durante o processo de oxidação parcial o pico de temperatura varia entre 1100 a 1500°C, segundo Sansaniwal et al. (2017). A zona de oxidação é a região onde ocorre a combustão do material que contém carbono. A combustão pode ser definida como uma combinação entre oxigênio e o combustível na presença de uma fonte de ignição (Petcheres, 2003).

O calor produzido pelas reações exotérmicas na zona de combustão é reutilizado na secagem da biomassa, bem como no processo de pirólise além de fornecer calor para as reações de redução. No processo de oxidação parcial, as reações entre o combustível sólido carbonizado e o oxigênio presente no ar, produzem dióxido de carbono e uma quantidade substancial de calor. (Sansaniwal et al., 2017).

2.2.4. Redução

Na zona de redução, uma série de reações químicas em temperaturas ocorrem em altas temperaturas. Esse processo aproveita o calor sensível dos gases e do carvão para aumentar a quantidade de gás produzido (Sansaniwal et al., 2017). O processo que ocorre na zona de redução não produz apenas gases úteis, mas também alguns subprodutos indesejáveis tais como o alcatrão, relatado como o maior obstáculo à utilização do gás produzido para a geração de energia. (Sikarwar,2017).

2.3. Tipos de gaseificadores

Um gaseificador deve ser capaz de produzir gás combustível limpo de alta qualidade a partir de uma larga variedade de combustíveis. Deve ser um mecanismo eficiente e com a capacidade de responder rapidamente às alterações de carga que ocorrem ao longo do processo de gaseificação (Sánchez et al., 2010). A escolha de um modelo de gaseificador depende de a aplicação ter fins químicos ou energéticos; da natureza da matéria prima utilizada e de uma série de outros fatores, assim como dos estudos sobre investimento e custos operacionais (Higman et al., 2007). Os gaseificadores de biomassa são classificados como: gaseificadores de leito fixo (leito fixo contracorrente, concorrente ou corrente cruzada) e em gaseificadores de leito fluidizado (leito fluidizado circulante ou borbulhante) (Lewin, et al., 2020), como é apresentado na Figura 2.

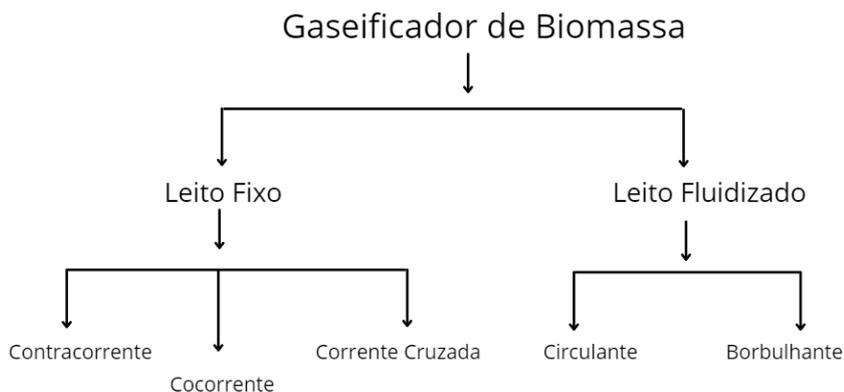


Figura 2. Classificações de gaseificadores de Biomassa (Rajanshi et al., 1986) apud (Sansaniwal et al.,2017)

2.3.1. Gaseificadores de leito fixo

Os gaseificadores de leito fixo são os reatores mais antigos e mais comumente usados para produzir gás de síntese. Os gaseificadores de leito fixo são mais comumente empregados na gaseificação de biomassa por possuir um design simples e de fácil operação, apresentando uma alta eficiência junto com uma mínima necessidade de pré-tratamento da biomassa.

Nas últimas décadas, os gaseificadores de leito fixo têm sido mais amplamente usados para sistemas pequenos (até 10MW). Nesses sistemas os gaseificadores de leito fixo possuem uma eficiência térmica relativamente alta e requerem um pré tratamento mínimo da biomassa utilizada como combustível (Verissimo, 2014).

2.3.1.1. Gaseificadores contracorrente

Gaseificadores contracorrentes tem uma simples forma construtiva, no qual a entrada de ar fica na parte de baixo do gaseificador, com um fluxo ascendente de gases, contrário ao fluxo de combustível que é introduzido pela parte superior (Sanches et al., 2010).

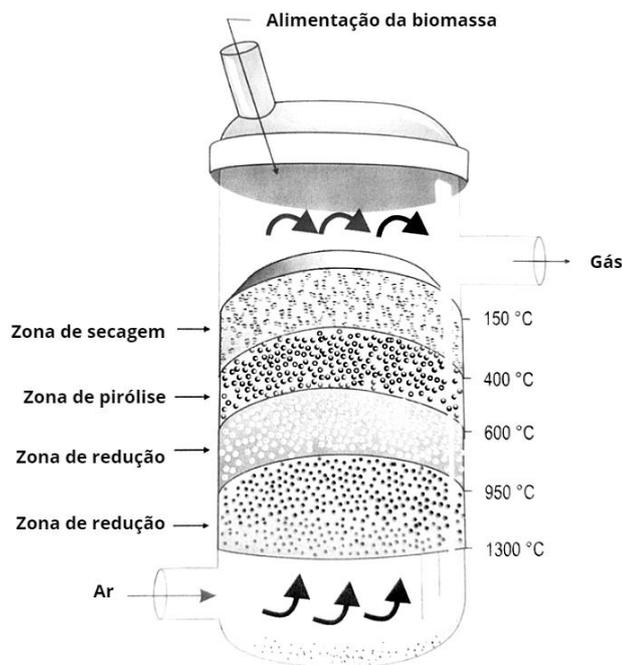


Figura 3. Gaseificador contracorrente (Sánchez, 2010)

Para o caso específico dos gaseificadores tipos concorrente, as dimensões do reator afetaram a qualidade do produto da gaseificação nele feito. O reator comumente possui uma redução de diâmetro interno na zona de combustão o que favorece a mistura dos gases do processo além de ser o local onde são posicionados os injetores de ar. As regiões de secagem, pirólise, combustão e redução, podem ser determinadas mediante a medição de temperatura ao longo do reator segundo Wander et al. (2004).

A biomassa passa primeiramente pela zona de secagem, de onde se movimenta descendente até chegar na zona de pirólise. Nesta zona, as espécies voláteis são consumidas e é formado o alcatrão. Abaixo disso, encontra-se a zona de redução, na qual as espécies voláteis são convertidas em gases. (Lewin, 2020).

2.3.1.2. Gaseificador de leito fixo concorrente

No gaseificador de leito fixo concorrente, as zonas de combustão e de redução estão posicionadas de forma oposta se comparado com os gaseificadores contracorrentes. A alimentação de combustível é feita pelo topo e a alimentação de

ar feita no mesmo sentido do combustível, ou seja, descendente, passando pelas zonas de combustão e redução (Sánchez, 2010).

No processo de gaseificação em um gaseificador concorrente, ao se adicionar o agente gaseificante, a temperatura sobe para valores em torno de 1200 – 1400 °C, e o combustível é queimado. Os gases de combustão passam então sobre o carvão quente que se encontra no fundo do reator e resultando em CO e H_2 . A temperatura elevada na zona de combustão processa o craqueamento de parte do alcatrão, produzido durante a pirólise, de forma homogênea (Sikarwar et al., 2017).

A produção de gás combustível livre de alcatrão em um gaseificador concorrente, tal como na Figura 4, requer especificidades no seu desenvolvimento. Isto porque, além do projeto da garganta e do controle de fluxo de ar, já que estes são vulneráveis a problemas causados por combustíveis com alto teor de cinzas e as variações no teor de umidade do combustível (Sánchez et al., 2010).

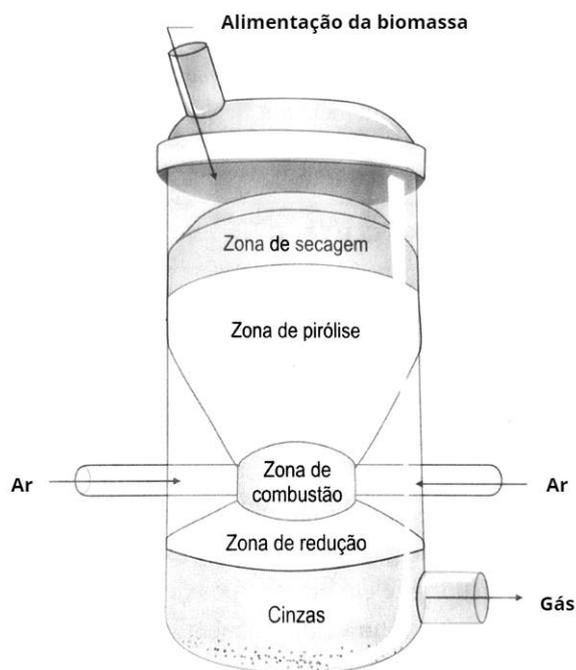


Figura 4. Gaseificador concorrente (Sánchez, 2010)

2.3.1.3. Gaseificador de leito fixo corrente cruzada

Os gaseificadores de fluxo cruzado apresentam um injetor que direciona o ar no centro da zona de combustão. Neste equipamento, o gás é retirado lentamente

da câmara de gaseificação na mesma altura que é injetado o ar, como mostrado na Figura 5.

Nesse tipo de gaseificador, as zonas de combustão e de redução são concentradas em um pequeno volume no centro do gaseificador e, como a taxa de fornecimento de ar é consideravelmente maior que em outros tipos de gaseificadores, cria-se um a zona de combustão de temperatura extremamente alta e com uma rápida liberação de gases (Sánchez, 2010).

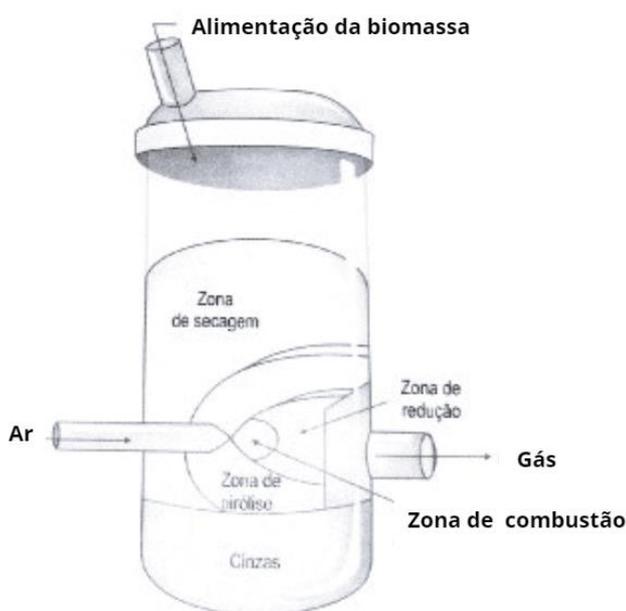


Figura 5. Gaseificador de leito fixo corrente cruzada (Sánchez, 2010)

2.3.2. Gaseificador de leito fluidizado

Um gaseificador de leito fluidizado, Figura 7, na sua concepção mais simples, consiste em um recipiente vertical que contém, em seu interior, 1) uma mistura de partículas combustíveis e, quando necessário, 2) de material inerte suportada por uma placa distribuidora. O agente gaseificante, previamente pressurizado, é obrigado a atravessar a placa distribuidora no sentido ascendente e em quantidade suficiente para garantir que a força de arraste do escoamento do fluido supere o

peso dos sólidos do leito e promova, simultaneamente, a queima parcial do combustível (Sánchez, 2010).

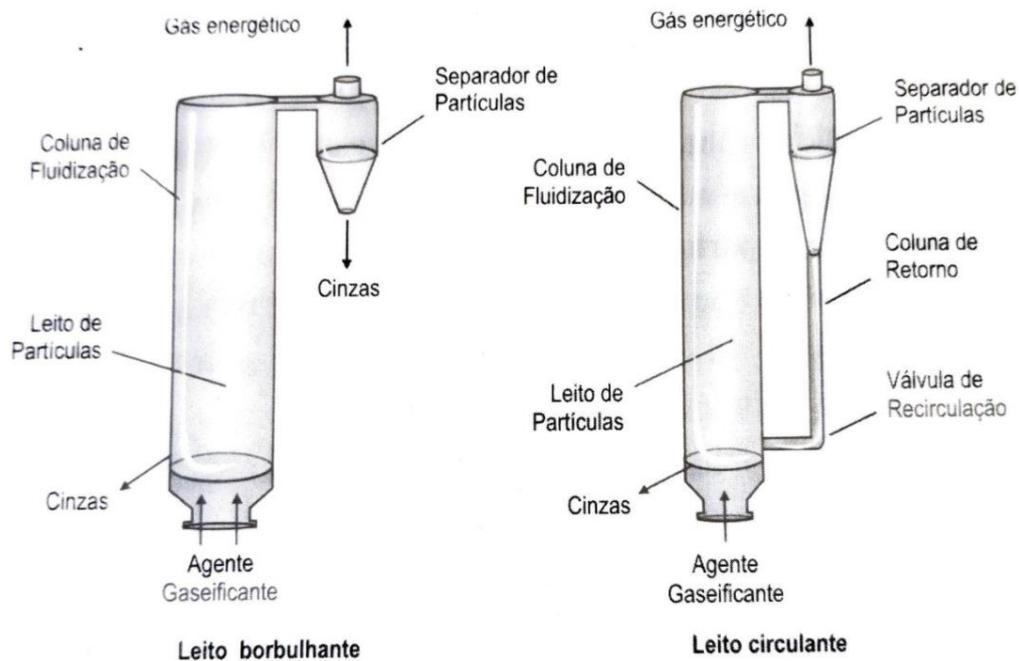


Figura 6. Visão esquemática do gaseificador de leito fluidizado borbulhante e circulante (Sánchez, 2010)

Em relação aos gaseificadores de leito fixo, segundo Sánchez et al. (2010), os reatores de leito fluidizado apresentam importantes vantagens, sendo algumas delas:

- Maior capacidade térmica por volume de equipamento;
- Rápida resposta no nível de temperatura com a variação na alimentação de ar e de combustível;
- Menores dificuldades de aumento de escala;
- Menor temperatura de operação e maior homogeneidade da mesma na zona de leito;
- Possibilidade de tratamento de compostos indesejados na própria câmara de reação mediante adição de materiais absorventes ou catalisadores;
- Capacidade para conversão de combustíveis com baixo poder calorífico ou de baixa densidade energética;
- Maior flexibilidade para operar com partículas de diferentes tamanhos.

2.3.2.1. Gaseificador de leito fluidizado circulante

No gaseificador de leito fluidizado circulante, grande parte das partículas são arrastadas propositalmente pelo agente gaseificante, que ingressa na base da coluna de fluidização a uma velocidade superficial acima da velocidade média de transporte das partículas. Com altas velocidades do gás, o movimento de sólidos nas direções axial e radial é intensificado, promovendo-se uma elevada transferência de calor e de massa em toda extensão da coluna de fluidização. O material sólido arrastado para fora da coluna de fluidização é capturado por um ciclone e, posteriormente, despejado no fundo de outra coluna com escoamento de sólidos em sentido descendente, denominada coluna de retorno. Seguidamente, as partículas acumuladas no fundo da coluna de retorno são injetadas novamente na zona baixa da coluna de fluidização a um fluxo apropriado, o que é realizado com o acionamento e controle de uma válvula de recirculação sem partes móveis. A recirculação dos sólidos é feita com propósito de incrementar o tempo de residência das partículas, na tentativa de obter a máxima conversão do carbono contido na matriz sólida do combustível. Isto leva a um ganho de rendimento e, conseqüentemente, ao incremento na eficiência global do processo de gaseificação (Sánchez et al., 2010).

2.3.2.2. Gaseificador de leito fluidizado borbulhante

No gaseificador de leito fluidizado borbulhante, a maior proporção das cinzas do sólido combustível é geralmente evacuada pela base do leito, sendo uma parte dela arrastada também para fora do reator e coletada no fundo do separador de partículas que se localiza na saída do gás combustível (Sánchez, 2010)

2.4. Incineração como tratamento dos RSU

A incineração ou combustão de resíduos é, de todas as tecnologias *WTE*, a mais amplamente adotado no globo. Existem três tipos principais de incineradores usados na fase de combustão do processo, a saber; incineradores de grelha, fornos rotativos e leito fluidizado. Nos incineradores de grelha, a biomassa utilizada é movimentada de forma circular dentro da câmara de combustão. Por meio desse

movimento, a biomassa é misturada e os materiais presentes são incinerados de forma homogênea. Os fornos rotativos são semelhantes aos incineradores de grelha. No entanto, a incineração ocorre em uma câmara rotativa. Já nos incineradores de leito fluidizado existe um leito de material inerte que é fluidizado na parte inferior da câmara de combustão para a qual os resíduos são constantemente alimentados por uma fonte de ar (Sánchez et al., 2010).

Em vista de todo aparato necessário para conseguir-se gerar um incinerador eficiente, é notório que a incineração é um método caro para o processamento de resíduos. No entanto, o desempenho ambiental e econômico da incineração *WTE* em comparação com a energia convencional e usina de aquecimento está melhorando, conforme a tecnologia empregada é aprimorada. A melhor gestão dos resíduos no Brasil, resultante dos avanços na transformação de lixões em aterro, terá evitado anualmente a emissão de 7,02 milhões de toneladas de dióxido de carbono (CO_2) desde 2018 no Brasil. (CEMPRE, 2010).

3. Modelagem teórica e metodologia

Nesse estudo, será avaliado o processo de gaseificação em um reator de leito fixo concorrente, como descrito no item 2.3.1.2. Estão detalhados nos itens a seguir o sistema estudado (biomassa e processos), as hipóteses propostas e a metodologia utilizada.

3.1. Caracterização do sistema

As configurações projetadas para a recuperação de energia dos resíduos sólidos urbanos são feitas por meio de instalações industriais, as quais serão apresentadas nos itens 3.1.1 ao 3.1.6. Seguindo a representação adotada por Luz et al. (2015), o sistema é composto por cinco partes as quais estão ilustradas na Figura 7.

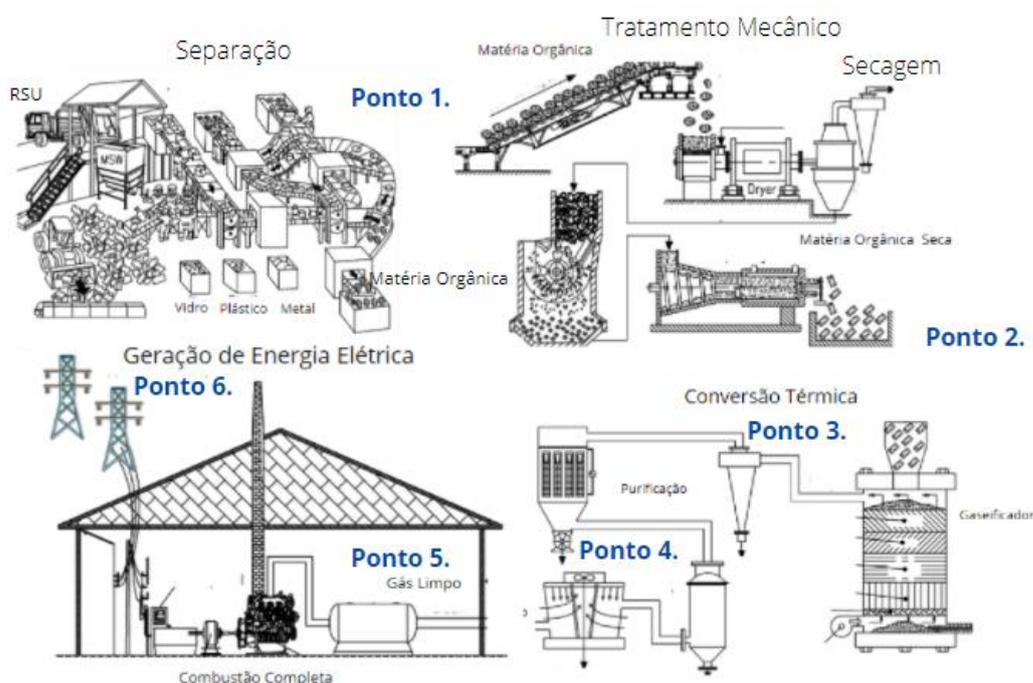


Figura 7. Fluxograma do processo de recuperação de energia de RSU (adaptado de Luz et al. (2015))

Ao longo do trabalho, são analisados sete estados no sistema de valorização energética de resíduos sólidos urbano. Os estados são: entrada de RSU, RSU após separação, RSU após tratamento e secagem, gás de síntese não purificado, gás de síntese purificado e gás de exaustão após o gerador. Para cada estado será calculada a composição consumida e produzida, vazão mássica e o poder calorífico.

3.1.1.Separação Primária

A separação primária é a etapa mais importante no processo de pré-tratamento do RSU, pois é a etapa onde os plásticos são removidos. Apesar de os plásticos possuírem uma alta capacidade de aumentar o PCI, geram problemas já que geram dioxina como produto de sua combustão (Aduadala et al. (2010).

O RSU que chega na estação de separação primária é depositado em uma tremonha de recebimento onde os trabalhadores manualmente separam todos os materiais potencialmente recicláveis. Todos os rejeitos não recicláveis são separados e normalmente enviados para aterros sanitários. É utilizado um equipamento com eletroímã para separar todo material ferromagnético do RSU restante. Segundo Luz et al. (2015), os recicláveis representam 18,8%, os rejeitos não recicláveis representam 3,8% e os 77,4% restantes foram utilizados para o cálculo da energia disponível.

Segundo Abuadala et al. (2010), os componentes inorgânicos, tais como plásticos, metais e vidros possuem um teor de umidade abaixo de 10%. Assim, o teor de umidade tende a aumentar com o aumento do conteúdo orgânico do material.

As características de cada RSU por região do Brasil se diversificam em muito. Contudo utiliza-se como base de estudos uma média da composição de resíduos brasileiros na Tabela 5. A composição de RSU possibilita dimensionar corretamente a corrente de alimentação do gaseificador, sendo um importante aspecto nas análises.

Tabela 3. Composição percentual de RSU Brasileiro sem tratamento mecânico (Luz, 2015)

Composição do massa de RSU		
Resíduos Alimentares	52,60	[%mássica b.u.]
Papel e Papelão	15,00	[%mássica b.u.]
Plástico	13,50	[%mássica b.u.]
Metal	2,90	[%mássica b.u.]
Vidro	2,40	[%mássica b.u.]
Madeira	4,30	[%mássica b.u.]
Resíduo Textil	2,70	[%mássica b.u.]
Borracha e Espuma	2,80	[%mássica b.u.]
Resíduo de construção	3,80	[%mássica b.u.]

Segundo Leme et al. (2014), o teor de umidade do RSU é de 37,0%. Além disso, por simplificação, assume-se que a umidade está proporcionalmente distribuída entre as frações que compõem o resíduo sólido urbano.

Após a separação, os resíduos de construção, madeira, vidro e metais, são encaminhados para aterros sanitários e tem-se uma nova composição mássica da corrente de resíduo sólido urbano (RSU), apesar de uma redução da vazão mássica.

As vazões mássicas são relacionadas pelas seguintes equações:

$$\dot{m}_{Biomassa\ Umida} = \dot{m}_{Biomassa\ Seca} + \dot{m}_{H_2O\ Bio} \quad (1)$$

$$u_{b,u} = (\dot{m}_{H_2O\ Bio} + \dot{m}_{H_2O\ Rem}) / (\dot{m}_{Biomassa\ Seca} + \dot{m}_{H_2O\ Rem}) * 100 \quad (2)$$

onde:

$u_{b,u}$: umidade contida na biomassa antes da separação;

$\dot{m}_{Biomassa\ Umida}$: vazão mássica de biomassa úmida;

$\dot{m}_{Biomassa\ Seca}$: vazão mássica total de biomassa seca;

$\dot{m}_{H_2O\ Bio}$: vazão mássica de água que fica após a secagem;

$\dot{m}_{H_2O\ Rem}$: vazão mássica de água removida na secagem.

A análise térmica se dá mediante da adoção de hipóteses e são realizados os balanços de energia nos volumes de controle previamente definidos. Durante o

processo de separação primária foram descartados os componentes de RSU que não possuíam poder calorífico significativo para a gaseificação e componentes recicláveis. A tabela abaixo apresenta as porcentagens de RSU após a separação primária.

Tabela 4. Composição percentual de RSU após separação primária (Luz et al., 2015)

Composição do conteúdo mássica de RSU		
Após a separação primária		
Resíduos Alimentares	52,6	[%mássica b.u.]
Papel e Papelão	15,0	[%mássica b.u.]
Plástico	13,5	[%mássica b.u.]
Resíduo têxtil	2,7	[%mássica b.u.]
Borracha e Espuma	2,8	[%mássica b.u.]

Segundo Leme et al. (2014), 37% da composição do resíduo sólido urbano estudado no presente trabalho é considerado como umidade. Na etapa de separação, primeira no sistema proposto, já existe uma perda mássica significativa.

Segundo Channiwalla (2002), a equação que estima o valor do poder calorífico superior de RSU em $[MJ/kg]$ em função da composição do combustível é descrita abaixo.

$$PCS = 0,0535 [F + 32,6 CP] + 0,3722 PLR \quad (3)$$

onde:

PCS : Poder calorífero superior;

F : Composição mássica de resíduos alimentares;

CP : Composição mássica de papel e papelão;

PLR : Composição mássica de resíduo têxtil, borracha e espuma.

O cálculo do poder calorífico será analisado com intuito de validação do modelo empregado no presente trabalho. Segundo Luz et al. (2015), o resíduo sólido urbano utilizados nas análises possui um valor de PCS de 23,18 $[MJ/kg]$.

O PCI é relacionado ao PCS retirando o produto da massa de vapor d'água gerada na reação de combustão completa que multiplica a entalpia de vaporização ΔH_{vap} (em kJ/kg) como mostrado na Equação (4).

$$PCI = PCS - m_{H_2O} \Delta H_{vap} \quad (4)$$

Os consumos de energia elétrica das etapas deste presente trabalho foram analisados através da relação entre a vazão mássica e o consumo elétrico demandado no setor. Luz et al. (2015) descreve as relações entre a vazão mássica de entrada de RSU no sistema e o consumo elétrico da etapa de separação primária apresentados na Tabela 7.

Tabela 5. Relação entre o consumo elétrico e a vazão de RSU na etapa de separação primária (Luz et al., 2015)

Processos	Vazão Mássica [ton/h]	Consumo Elétrico [kW]
Separação Primária	0,40	25,75
	2,10	44,15
	4,20	51,50
	10,00	132,40
	16,70	176,60

Como pode ser percebido pela Figura 8, os valores determinados na Tabela 5 foram aplicados a um gráfico e sendo estabelecido uma interpolação linear entre os pontos com o intuito de definir com melhor precisão o valor consumido de energia elétrica durante a separação primária.

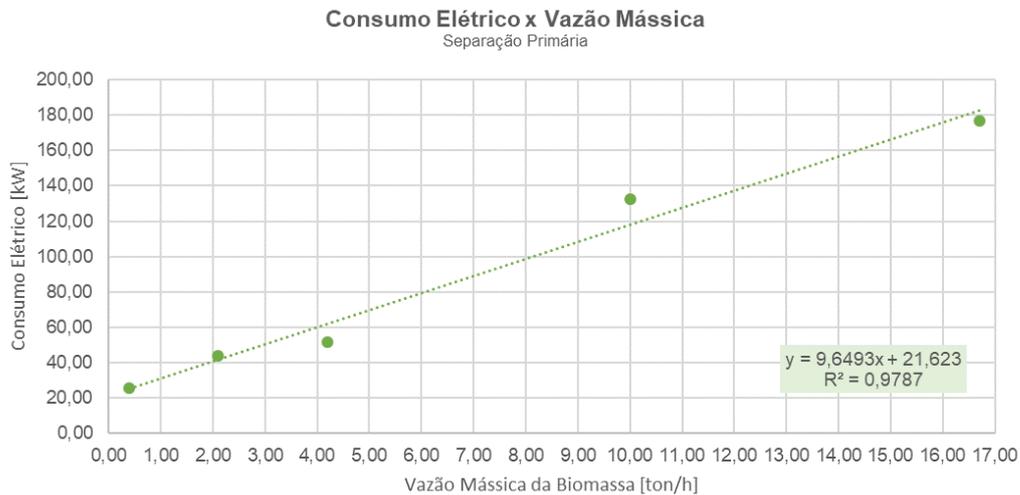


Figura 8. Consumo de energia elétrica na separação em relação a vazão de entrada de RSU no sistema.

É utilizado a equação a seguir para definir o valor de consumo elétrico da etapa de separação em relação a vazão de entrada de RSU no sistema.

$$CE = 9,6493 \dot{m}_{Bio\ umida} + 21,623 \quad (5)$$

onde:

CE : Consumo de energia elétrica;

$\dot{m}_{Bio\ umida}$: Vazão mássica de biomassa úmida.

3.1.2. Secagem

Em qualquer análise sobre aproveitamento energético de resíduo sólido urbano, fica notável que existe uma grande perda relativa à existência de água sob a forma de umidade, que invariavelmente leva a utilizar o processo de secagem antes da conversão térmica por gaseificação.

Segundo Luz et al. (2015), a composição química após tratamento mecânico e secagem é definida experimentalmente, como ilustrado na Tabela a seguir.

Tabela 6. Composição química após tratamento mecânico (Luz, 2015)

Composição química do RSU após separação		
Parâmetro		Unidade
C	49,70	[Média%]
H	7,20	[Média%]
N	0,80	[Média%]
S	0,40	[Média%]
Cl	0,30	[Média%]
O	41,60	[Média%]
Carbono Fixo	5,08	[Média%]
Volateis	74,07	[Média%]
Umidade	6,52	[Média%]
Cizas	14,33	[Média%]

A umidade de 6,52% é a umidade restante no resíduo sólido urbano após passar pelo processo de secagem (Luz,2015).

A vazão de biomassa após a secagem foi definida pela equação abaixo, sendo utilizada a umidade restante na biomassa após a secagem.

$$u_{b,s} = \dot{m}_{H_2O\ Bio} / (\dot{m}_{Biomassa\ Seca} + \dot{m}_{H_2O\ Bio}) * 100 \quad (6)$$

onde:

$u_{b,s}$: umidade que permanece na biomassa pós a secagem.

Com objetivo de avaliar a influência das etapas de pré-tratamento sobre os valores do poder calorífico dos resíduos é utilizado para os cálculos de poder calorífico superior e inferior de biomassa as seguintes equações. (Magrinho, 2008).

$$PCS = 4,187 \left[81 \left(C - 3 \frac{O}{4} \right) + 342,5 H + 22,5 S + 42,75 O - 6(9H + W) \right] \quad (7)$$

$$PCI = 4,187(81C + 300H - 26(O - S) - 6((H + W)) \quad (8)$$

Os valores de C, H, S, O e umidade utilizados são as frações mássicas em base seca e os valores de poder calorífico são dados em $[kJ/kg]$ e precisam ser convertidos para $[MJ/kg]$.

Assim como na etapa de separação primária, a relação entre o consumo de energia elétrica da etapa de secagem e a vazão mássica de gás foram definidas. A tabela 7 mostra os valores definidos por Luz et al. (2015).

Tabela 7. Relação entre consumo elétrico e vazão mássica de RSU da etapa de secagem (Luz et al., 2015)

Processos	Vazão Mássica [ton/h]	Consumo Elétrico [kW]
Secagem	0,50	44,15
	0,80	55,20
	1,00	66,20
	1,50	80,90
	2,00	99,30

Como pode ser percebido pela Figura 9, os valores determinados na Tabela 9 foram imputados em um gráfico e foi gerado a equação da aproximação linear entre os pontos com o intuito de definir com melhor precisão o valor consumido de energia elétrica durante o tratamento mecânico e a secagem.

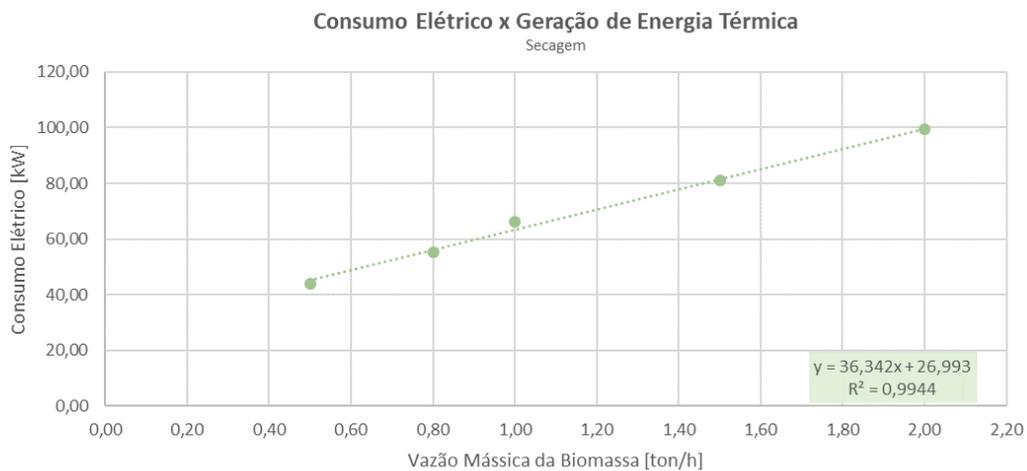


Figura 9. Consumo de energia elétrica na secagem em relação a vazão de entrada de RSU no sistema.

É utilizada a equação a seguir para definir o valor de consumo elétrico da etapa de secagem em relação a vazão de entrada de RSU após a separação.

$$CE = 36,342 * \dot{m}_{Bio\ Seca} + 26,993 \quad (9)$$

onde:

CE : Consumo elétrico;

$\dot{m}_{Bio\ Seca}$: Vazão mássica seca.

3.1.3. Gaseificação

O gaseificador é composto por: uma grelha vibratória que comporta o RSU a ser consumido, o corpo do gaseificador, uma tampa superior com um sistema de válvulas para o abastecimento de combustível e uma área de recolhimento de resíduos sólidos provenientes da gaseificação, assim como no Ponto 1 da Figura 7. A gaseificação de RSU e a produção de syngas são simulados no presente trabalho por um gaseificador de leito fixo concorrente. O syngas, definido por simulação, possui oito espécies analisadas que são: H_2O , O_2 , CO , CO_2 , H_2 , N_2 , CH_4 e C_6H_6 . Segundo Luz et al. (2015), os gaseificadores de fluxo concorrente possuem a maior eficiência de conversão de carbono de RSU chegando perto de 75%.

Na etapa de gaseificação resultou difícil a determinação das características, tanto do gaseificador quanto do resíduo sólido urbano utilizado. Com auxílio da simulação matemática, desenvolvido por Lewin (2020) em uma modelagem usando a cinética das reações, é possível calcular as composições de H_2O , O_2 , CO , CO_2 , CH_4 , H_2 , N_2 e C_6H_6 no syngas produzido a partir de dados da geometria do reator e das características da corrente de biomassa e otimizar a proporção de bagaço de cana de açúcar para maximizar a eficiência.

O modelo matemático utilizado no presente trabalho tem como inputs a razão de equivalência, porcentagem de umidade contida no combustível após a secagem, razão entre RSU e o bagaço de cana-de-açúcar, composição volumétrica em base seca de RSU e de bagaço de cana-de-açúcar. Os valores de composição volumétrica em base seca de bagaço de cana-de-açúcar foram definidos através da literatura (Vassilev, 2010), a composição volumétrica em base seca de RSU foi definido por Leme et al. (2014), já a razão de equivalência e porcentagem de umidade foram utilizadas de Luz et al. (2015). Todos os dados de entrada anteriormente citados têm os respectivos valores demonstrados na Tabela 8.

Tabela 8. Inputs da modelagem matemática utilizados ao longo do trabalho

Input MatLab		
Composição Bagaço de cana-de-açúcar		
C	49,8	[vol b.s.]
H	6,0	[vol b.s.]
N	0,2	[vol b.s.]
S	0,1	[vol b.s.]
O	43,9	[vol b.s.]
Composição de RSU		
C	49,7	[vol b.s.]
H	7,2	[vol b.s.]
N	10,8	[vol b.s.]
S	0,5	[vol b.s.]
O	41,6	[vol b.s.]
Cinzas	14,3	[vol b.s.]
Razão de Equivalência	35,0	[%]
Umidade	6,5	[%]

Os códigos do Matlab usados no estudo estão apresentados no Anexo I e os parâmetros constantes de entrada são apresentados na Tabela 9.

Tabela 9. Parâmetros constantes de entrada do modelo matemático

Parâmetros constantes de entrada do modelo matemático	
ρ_{RSU}	1000 [kg/m ³]
$\rho_{bagaço}$	100 [kg/m ³]
ρ_{char}	1525 [kg/m ³]
d_p	0,01 m
T_w	1050 K
ε	0,5
ε'	0,9
φ	2/3
ζ_{sg}	1

Com objetivo de avaliar a influência sobre poder calorífico inferior, foi utilizada neste trabalho para o cálculo uma tabela com os valores de entalpia de combustão para cada composto contido no syngas. Segundo Perry et al., (2007), essa grandeza é nula para H_2O , O_2 , CO_2 e N_2 , ou seja, os módulos da entalpia de combustão da CO , H_2 , CH_4 e C_6H_6 são respectivamente $0,28 \cdot 10^9$, $0,24 \cdot 10^9$, $0,80 \cdot 10^9$ e $3,14 \cdot 10^9$ em $[J/kmol]$.

$$PCI = \sum_{i=1}^{N_{composto}} S_i n_i$$

onde:

S_i : Módulos da entalpia de combustão de cada composto

n_i : Composição molar de cada composto

$N_{composto}$: Número de compostos que compõem o syngas

A co-gaseificação é definida a partir do conceito de gaseificar uma mistura de dois tipos de biomassa diferentes. Pode ser realizada para reduzir o efeito que a gaseificação de algum tipo de biomassa possa causar ao passar pelo processo de gaseificação. Nos casos de gaseificação de resíduos sólidos urbanos, pode-se utilizar a co-gaseificação com o intuito de aumentar o poder calorífico, baixar a umidade da biomassa, reduzir o teor de compostos a serem purificados, assim como as cinzas. Esse processo pode ser realizado usando diferentes razões de co-gaseificação, ou seja, definir a porcentagem utilizada de bagaço junto ao RSU. A composição mássica de bagaço de cana-de-açúcar é apresentada na Tabela 12.

Tabela 10. Composição mássica de bagaço de cana-de-açúcar Vassilev (2010)

Composição química do Bagaço		
Parâmetro		Unidade
C	49,80	[Média%]
H	6,00	[Média%]
N	0,20	[Média%]
S	0,06	[Média%]
O	43,90	[Média%]

Os valores de poder calorífico inferior e superior da co-gaseificação do RSU e do bagaço de cana-de-açúcar são determinados utilizando a equação (7).

O consumo de energia elétrica durante o processo de gaseificação é analisado junto à purificação, no item 3.1.4.

3.1.4. Purificação

Durante o processo de purificação, a qualidade do syngas é aprimorada de maneira a atender as exigências do tipo de aplicação. Para a utilização do gás de síntese por motores a combustão interna, é necessário que as diferentes espécies de partículas contaminantes tenham tamanho menor que $10 \mu m$ e que a umidade do gás seja reduzida (Luz et al., 2015).

Assim, foi removida toda a umidade do gás de síntese. A remoção dos alcatrões não se faz necessária já que todas as simulações os alcatrões aparecem em formato de traços.

A vazão mássica de syngas purificado foi definida utilizando a vazão mássica de syngas produzida pelo gaseificador multiplicado pela porcentagem mássica restante após a umidade existente no syngas ser removida. A vazão mássica de syngas purificado pode ser determinada pela seguinte equação:

$$\dot{m}_{syngas\ pur} = \dot{m}_{syngas} \cdot (1 - \%_{H_2O}) \quad (10)$$

O poder calorífico do syngas purificado é definido utilizando o valor de PCI de syngas produzido multiplicado por um índice de correção assim como foi calculada a vazão mássica. A equação a seguir demonstra a relação entre o PCI do gás purificado e o PCI do gás produzido pela gaseificação.

$$PCI_{syngas\ pur} = \frac{PCI_{syngas}}{(1 - \%_{H_2O})} \quad (11)$$

O consumo de energia elétrica durante o processo de gaseificação e purificação é relacionado, segundo Luz et al. (2015), com a capacidade de geração de energia elétrica. A tabela seguinte mostra os valores da geração de energia e consumo elétrico do gaseificador de leito fixo concorrente.

Tabela 11. Relação entre a geração de energia térmica e o consumo elétrico no processo de gaseificação e purificação

Processos	Geração de Energia Térmica	Consumo Elétrico
	[kW _{th}]	[kW]
Gaseificação e Purificação	500,00	3,90
	1000,00	5,25

Com os valores determinados na Tabela 11 gerou-se uma aproximação linear com intuito de definir com melhor precisão o valor consumido de energia elétrica durante a gaseificação e purificação.

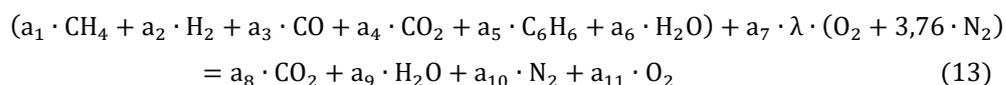
É utilizada a equação a seguir para definir o valor de consumo elétrico da etapa de secagem em relação à geração de energia térmica durante o processo de gaseificação.

$$CE = 0,0027GE + 2,55 \quad (12)$$

3.1.5. Geração de Energia Elétrica

Nesse trabalho, considera-se que o processo de combustão é dado de maneira completa, ou seja, será considerado que existe oxigênio (O_2) suficiente para que o sistema possa consumir todo combustível. Será assumido que a composição do gás que sai da etapa de purificação tem a mesma composição que o gás que irá sofrer combustão. O fluxo de syngas alimenta um motor a gás de combustão interna, a temperatura do gás na entrada é aproximadamente 30 °C, mesma temperatura que o gás na etapa de purificação.

O processo de combustão completa ocorre a oxidação dos elementos combustíveis que encontramos no syngas. De acordo com Carvalho Jr. (2007), a reação química global é definida assim como na Equação 3.1



Com

$$a_7 = a_1 + \frac{a_2}{2} + \frac{a_3}{2} + 6 \quad (14)$$

$$a_8 = a_1 + a_3 + a_4 + 6 \cdot a_5 \quad (15)$$

$$a_9 = 2 \cdot a_1 + a_2 + 3 \cdot a_5 + a_6 \quad (16)$$

$$a_{10} = 3,76 \cdot a_7 \cdot \lambda \quad (17)$$

$$a_{11} = a_7 \cdot (\lambda - 1) \quad (18)$$

Para uma combustão completa é necessário determinar uma proporção de quantidade de ar e combustível. Quando a quantidade de combustível é totalmente queimada, usando todo o ar disponível, diz-se que a combustão é completa. Nesse presente trabalho utilizaremos a proporção de ar e combustível em relação a estequiométrica (λ) igual a 1,10. Adicionalmente, segundo Baggio (2009), o gaseificador possui uma eficiência elétrica de 35%.

A eficiência global do sistema foi determinada utilizando a equação abaixo

$$\eta_{sistema} = \frac{(Potência\ disponível - Consumo\ elétrico)}{(\dot{m}_{Bio}\ PCI)} \quad (19)$$

3.1.6. Simulação e validação

Na etapa de gaseificação foi feita uma série de simulações para a definição do tamanho do gaseificador escolhido. Os parâmetros fixados foram a razão de equivalência, umidade e composição mássica de entrada de biomassa. Já a vazão mássica, comprimento e diâmetro foram parâmetros modificados durante a simulação. Para cada modificação de vazão mássica, comprimento e diâmetro foi analisada a composição mássica do syngas e comparada aos resultados apresentados por Luz et al. (2005).

As análises da composição de gás de síntese na saída do gaseificador chegaram a um erro absoluto de 10%, sendo aceitável, já que a composição de C_6H_6 é desconsiderada no programa em Matlab utilizado. Assim, foi possível definir o valor da geração de syngas por unidade de massa de biomassa através da Equação (18) e comparar ao valor de 3,20 [Nm^3/kg] apresentado por Luz et al. (2005).

$$\eta_{Fluxo\ syngas} = \frac{\dot{m}_{syngas}}{\dot{m}_{Bio\ Seca}} \quad (19)$$

Deste modo foi possível definir a geometria do gaseificador o qual nos daria uma resposta à composição de gás de síntese mais próximo do ideal, ou seja, com os menores erros considerando as limitações físicas e químicas do processo.

4. Resultados e Discussão

Este capítulo tem como objetivo analisar aspectos termodinâmicos da gaseificação de resíduos sólidos urbanos em uma hipotética usina de gaseificação, com o intuito de calcular os poderes caloríficos de cada etapa, de forma que seja possível determinar a capacidade de geração térmica do sistema e sua eficiência.

4.1. Validação

O RSU bruto que chega na estação de tratamento possui uma vazão mássica de 5498,7 [kg/h] e após o tratamento de separação primária a vazão mássica do resíduo sólido remanescente possui um valor de 3464,2 [kg/h].

Um outro fator que utilizaremos como base de comparação entre as etapas do presente trabalho é o poder calorífico inferior (PCI). O PCI equivale à quantidade de calor liberado quando um material entra em combustão, segundo Kirubakaran (2009). O PCI calculado na entrada da estação de separação tem valor igual a 11,45 [MJ/kg]. Comparado ao PCI após a separação primária temos um aumento percentual de poder calorífico de 15,46% o que caracteriza um PCI após a separação com valor igual a 13,22 [MJ/kg].

Na etapa de separação também foi calculado o poder calorífico superior do resíduo sólido urbano. Channiwala et al. (2001) demonstra que a abordagem para estimar o PCS dos resíduos sólidos urbanos como base os componentes combustíveis primários podem ser definidos pela Equação (1) e tem como resultado um valor de PCS de 36,05 [MJ/kg].

No processo de secagem o valor de umidade anteriormente apresentado é relativo a umidade ainda permanente no resíduo sólido urbano após passar pela secagem de 6,52%. Na Tabela 12, fica notório a variação tanto da vazão mássica de RSU e água antes e após a secagem.

Tabela 12. Vazões mássicas de *RSU* e H_2O antes e após a secagem

Vazão Mássica		
Vazão Mássica Total de RSU seco	2804,4	[kg/h]
Vazão Mássica de Água que fica após a secagem	195,6	[kg/h]
Vazão Mássica de Água removida na secagem	1451,4	[kg/h]
Vazão Mássica de RSU após a secagem	3000,0	[kg/h]

A vazão mássica de RSU após a secagem é igual à soma das vazões mássicas de RSU após o processo de secagem mais a vazão de água após o processo de secagem. O poder calorífico inferior também foi calculado ao final da etapa de secagem com o valor de 19,62 [MJ/kg]. Assim como esperado o valor calculado para o poder calorífico inferior após a secagem é similar a valor determinado por Luz et al. (2015) possuindo diferença apenas na segunda casa decimal.

Na etapa de saída da gaseificação, utiliza-se o simulador, implementado por Lewin (2020) e modificado para que os parâmetros fossem adequados ao sistema proposto. Foram feitas uma série de simulações até que chegássemos aos valores adequados para o tamanho do gaseificador que comportaria a vazão de RSU definida ao final da etapa de secagem. A tabela 13 apresenta a composição volumétrica do gás de síntese para os determinados tamanhos, vazões mássicas de biomassa, umidade e razão de equivalência.

Tabela 13. Resultado das simulações feitas utilizando o Matlab para definição do tamanho do gaseificador.

	Razão de eq. Umidade		Vazão Mássi [kg/h]	Comprimento Diâmetro		O ₂ [%vol b.s.]	CO [%vol b.s.]	CO ₂ [%vol b.s.]	H ₂ [%vol b.s.]	CH ₄ [%vol b.s.]	N ₂ [%vol b.s.]	C ₂ H ₆ [%vol b.s.]	DIF
	-	[%]		[m]	[m]								
1	0,30	6,52	3,00	0,50	0,30	0,0000	0,1633	0,1544	0,0925	0,0177	0,5720	0,0000	12%
2	0,30	6,52	3,00	1,00	0,30	0,0000	0,1665	0,1520	0,0953	0,0159	0,5702	0,0000	13%
3	0,30	6,52	3,00	1,50	0,30	0,0000	0,1692	0,1499	0,0980	0,0144	0,5686	0,0000	13%
4	0,30	6,52	3,00	2,00	0,30	0,0000	0,1716	0,1480	0,1004	0,0129	0,5671	0,0000	14%
5	0,30	6,52	3,00	2,50	0,30	0,0000	0,1736	0,1465	0,1027	0,0117	0,5656	0,0000	15%
6	0,30	6,52	3,00	3,00	0,30	-	-	-	-	-	-	-	-
7	0,30	6,52	3,00	3,50	0,30	-	-	-	-	-	-	-	-
8	0,30	6,52	3,00	4,00	0,30	-	-	-	-	-	-	-	-
9	0,30	6,52	3,00	4,50	0,30	-	-	-	-	-	-	-	-
10	0,30	6,52	3,00	5,00	0,30	-	-	-	-	-	-	-	-
11	0,30	6,52	3,00	2,00	0,50	0,0000	0,1798	0,1418	0,1127	0,0071	0,5587	0,0000	18%
12	0,30	6,52	3,00	2,00	0,70	0,0000	0,1847	0,1380	0,1208	0,0032	0,5533	0,0000	21%
13	0,30	6,52	3,00	2,00	0,90	0,0000	0,1862	0,1367	0,1255	0,0013	0,5502	0,0000	22%
14	0,30	6,52	3,00	2,00	1,10	0,0000	0,1859	0,1369	0,1283	0,0005	0,5484	0,0000	23%
15	0,30	6,52	3,00	2,00	1,30	0,0000	0,1856	0,1371	0,1295	0,0001	0,5476	0,0000	23%
16	0,30	6,52	3,00	2,50	1,30	0,0000	0,1856	0,1371	0,1298	0,0000	0,5474	0,0000	23%
17	0,30	6,52	3,00	3,00	1,30	0,0000	0,1858	0,1369	0,1298	0,0000	0,5475	0,0000	23%
18	0,30	6,52	3,00	3,50	1,30	0,0000	0,1859	0,1369	0,1297	0,0000	0,5475	0,0000	23%
19	0,30	6,52	3,00	4,00	1,30	0,0000	0,1858	0,1370	0,1298	0,0000	0,5475	0,0000	23%
20	0,30	6,52	3,00	4,50	1,30	0,0000	0,1857	0,1370	0,1298	0,0000	0,5474	0,0000	23%
21	0,30	6,52	3,00	5,00	1,30	0,0000	0,1857	0,1370	0,1299	0,0000	0,5474	0,0000	23%
22	0,30	6,52	3,00	5,50	1,30	0,0000	0,1857	0,1370	0,1299	0,0000	0,5474	0,0000	23%
23	0,30	6,52	3,00	6,00	1,30	0,0000	0,1856	0,1370	0,1299	0,0000	0,5474	0,0000	23%
24	0,30	6,52	3,00	6,50	1,30	0,0000	0,1856	0,1370	0,1299	0,0000	0,5474	0,0000	23%
25	0,30	6,52	3,00	7,00	1,30	0,0000	0,1857	0,1370	0,1299	0,0000	0,5474	0,0000	23%
26	0,30	6,52	10,00	4,00	1,30	0,0000	0,1865	0,1366	0,1272	0,0008	0,5489	0,0000	23%
27	0,30	6,52	30,00	4,00	1,30	0,0000	0,1789	0,1427	0,1156	0,0067	0,5562	0,0000	19%
28	0,30	6,52	60,00	4,00	1,30	0,0000	0,1736	0,1469	0,1069	0,0110	0,5617	0,0000	16%
29	0,30	6,52	90,00	4,00	1,30	0,0000	0,1712	0,1488	0,1029	0,0129	0,5642	0,0000	15%
30	0,30	6,52	110,00	4,00	1,30	0,0000	0,1703	0,1495	0,1012	0,0137	0,5653	0,0000	14%
31	0,30	6,52	130,00	4,00	1,30	0,0000	0,1697	0,1500	0,0999	0,0143	0,5661	0,0000	14%
32	0,30	6,52	150,00	4,00	1,30	0,0000	0,1692	0,1504	0,0989	0,0147	0,5668	0,0000	14%
33	0,30	6,52	170,00	4,00	1,30	0,0000	0,1690	0,1505	0,0979	0,0151	0,5674	0,0000	14%
34	0,30	6,52	190,00	4,00	1,30	0,0000	0,1684	0,1510	0,0975	0,0154	0,5677	0,0000	13%
35	0,30	6,52	200,00	4,00	1,30	0,0000	0,1683	0,0151	0,0972	0,0155	0,5679	0,0000	27%

Tabela 14. Continuação da Tabela 18.

	Razão de eq. Umidade		Vazão Mássi [kg/h]	Comprimento Diâmetro		O ₂ [%vol b.s.]	CO [%vol b.s.]	CO ₂ [%vol b.s.]	H ₂ [%vol b.s.]	CH ₄ [%vol b.s.]	N ₂ [%vol b.s.]	C ₂ H ₆ [%vol b.s.]	DIF
	-	[%]		[m]	[m]								
36	0,30	6,52	190,00	4,50	1,30	0,0000	0,1691	0,1504	0,0983	0,0149	0,5672	0,0000	14%
37	0,30	6,52	190,00	5,00	1,30	0,0000	0,1699	0,1498	0,0990	0,0145	0,5667	0,0000	14%
38	0,30	6,52	190,00	5,50	1,30	0,0000	0,1708	0,1491	0,0997	0,0140	0,5663	0,0000	14%
39	0,30	6,52	190,00	6,00	1,30	0,0000	0,1713	0,1487	0,1005	0,0136	0,5658	0,0000	14%
40	0,30	6,52	190,00	6,50	1,30	0,0000	0,1721	0,1481	0,1011	0,0132	0,5654	0,0000	14%
41	0,30	6,52	190,00	7,00	1,30	0,0000	0,1728	0,1475	0,1018	0,0128	0,5650	0,0000	15%
42	0,30	6,52	190,00	7,50	1,30	0,0000	0,1735	0,1470	0,1024	0,0124	0,5646	0,0000	15%
43	0,30	6,52	190,00	8,00	1,30	0,0000	0,1741	0,1466	0,1031	0,0121	0,5642	0,0000	15%
44	0,30	6,52	200,00	6,50	1,30	0,0000	0,1718	0,1484	0,1008	0,0134	0,5657	0,0000	14%
45	0,30	6,52	210,00	6,50	1,30	0,0000	0,1719	0,1483	0,1002	0,0136	0,5661	0,0000	14%
46	0,30	6,52	220,00	6,50	1,30	0,0000	0,1716	0,1485	0,0998	0,0138	0,5663	0,0000	14%
47	0,30	6,52	230,00	6,50	1,30	0,0000	0,1713	0,1487	0,0995	0,0139	0,5665	0,0000	14%
48	0,30	6,52	240,00	6,50	1,30	0,0000	0,1715	0,1486	0,0990	0,0141	0,5668	0,0000	14%
49	0,30	6,52	250,00	6,50	1,30	0,0000	0,1710	0,1489	0,0989	0,0140	0,5669	0,0000	22%
50	0,30	6,52	240,00	6,50	1,35	0,0000	0,1715	0,1486	0,0997	0,0138	0,5663	0,0000	14%
51	0,30	6,52	240,00	6,50	1,40	0,0000	0,1715	0,1486	0,1064	0,0136	0,5659	0,0000	15%
52	0,30	6,52	240,00	6,50	1,45	0,0000	0,1717	0,1484	0,1009	0,0134	0,5655	0,0000	14%
53	0,30	6,52	240,00	6,50	1,50	0,0000	0,1718	0,1484	0,1015	0,0132	0,5651	0,0000	15%
54	0,30	6,52	240,00	6,50	1,55	0,0000	0,1721	0,1481	0,1020	0,0130	0,5648	0,0000	15%
55	0,30	6,52	240,00	6,50	1,60	0,0000	0,1724	0,1479	0,1024	0,0128	0,5645	0,0000	15%
56	0,30	6,52	240,00	6,50	1,65	0,0000	0,1721	0,1481	0,1032	0,0126	0,5640	0,0000	15%
57	0,30	6,52	240,00	6,50	1,70	0,0000	0,1724	0,1479	0,1036	0,0124	0,5638	0,0000	15%
58	0,30	6,52	240,00	6,50	1,80	0,0000	0,1722	0,1480	0,1048	0,0120	0,5630	0,0000	15%
59	0,30	6,52	240,00	6,50	1,90	0,0000	0,1729	0,1475	0,1054	0,0117	0,5625	0,0000	16%
60	0,30	6,52	240,00	6,50	2,00	0,0000	0,1731	0,1473	0,1063	0,0113	0,5620	0,0000	16%
61	0,30	6,52	240,00	6,50	2,50	0,0000	0,1745	0,1462	0,1101	0,0097	0,5595	0,0000	17%
62	0,30	6,52	240,00	6,50	3,00	0,0000	0,1758	0,1451	0,1130	0,0084	0,5577	0,0000	18%
63	0,30	6,52	240,00	6,60	1,80	0,0000	0,1726	0,1477	0,1048	0,0119	0,5630	0,0000	15%
64	0,30	6,52	240,00	6,70	1,80	0,0000	0,1729	0,1475	0,1049	0,0118	0,5629	0,0000	15%
65	0,30	6,52	240,00	6,80	1,80	0,0000	0,1729	0,1475	0,1052	0,0117	0,5627	0,0000	15%
66	0,30	6,52	240,00	6,90	1,80	0,0000	0,1730	0,1474	0,1054	0,0116	0,5626	0,0000	16%
67	0,30	6,52	240,00	7,00	1,80	0,0000	0,1733	0,1472	0,1055	0,0115	0,5625	0,0000	16%
68	0,30	6,52	240,00	20,00	1,80	0,0000	0,1856	0,1375	0,1189	0,0039	0,5541	0,0000	21%
69	0,30	6,52	3500,00	60,00	7,50	0,0000	0,1882	0,1353	0,1280	0,0002	0,5482	0,0000	23%
70	0,34	6,52	3500,00	60,00	7,50	0,0000	0,1600	0,1471	0,1040	0,0001	0,5888	0,0000	13%
71	0,34	6,52	3250,00	60,00	7,50	0,0000	0,1598	0,1472	0,1042	0,0001	0,5886	0,0000	13%
72	0,34	6,52	3000,00	60,00	7,50	0,0000	0,1599	0,1471	0,1042	0,0001	0,5886	0,0000	13%
73	0,35	6,52	3000,00	60,00	7,50	0,0000	0,1530	0,1502	0,0988	0,0000	0,5980	0,0000	10%
74	0,35	6,52	3250,00	60,00	7,50	0,0000	0,1529	0,1503	0,0988	0,0001	0,5980	0,0000	10%
75	0,35	6,52	3500,00	60,00	7,50	0,0000	0,1529	0,1502	0,0987	0,0001	0,5981	0,0000	10%

. A razão entre ar e combustível fixada e a umidade definida pode-se utilizar a simulação em Matlab para determinar a composição mássica do gás de síntese na saída do gaseificador tanto para a utilização de 100% de RSU como para as taxas de substituição de bagaço de cana-de-açúcar. Vale ressaltar que o experimento 73 foi analisado como o mais adequado e as características desde experimento serão usadas no decorrer desse trabalho. A dimensão do gaseificador foi experimentalmente determinada com o diâmetro de 7,5 m e comprimento de 60 m. A composição molar de syngas na saída do gaseificador é mostrada na Tabela 15.

Tabela 15. Composição molar de syngas na saída do gaseificador

Composição Molar de Syngas na saída do gaseificador								
	H ₂ O	O ₂	CO	CO ₂	H ₂	CH ₄	N ₂	C ₆ H ₆
Composição Molar	11,55%	0,00%	13,53%	13,28%	8,74%	0,00%	52,89%	0,00%

Uma vez determinada a composição molar de syngas na saída do gaseificador é possível calcular o valor de poder calorífico inferior na saída da gaseificação. O valor de PCI antes da purificação de 2,23 [MJ/kg] foi levado em consideração a co-gaseificação.

Como efeito, a composição molar do gás após o processo de purificação foi recalculada como mostrada na Tabela 16.

Tabela 16. Composição molar de syngas purificado

Composição Molar do syngas purificado								
	H ₂ O	O ₂	CO	CO ₂	H ₂	CH ₄	N ₂	C ₆ H ₆
Composição Molar do Gás	0,00	0,00	0,15	0,15	0,10	0,00	0,60	0,00

Para o cálculo da vazão de syngas purificado, é necessário definir a composição mássica do gás produto da gaseificação. A Tabela 17 mostra a composição mássica percentual de syngas.

Tabela 17. Composição mássica de syngas produzido

Composição Mássica de syngas na saída do gaseificador								
	H ₂ O	O ₂	CO	CO ₂	H ₂	CH ₄	N ₂	C ₆ H ₆
Composição mássica	7,8%	0,0%	14,2%	21,9%	0,0%	0,0%	55,5%	0,0%

4.2. Co-gaseificação

A composição mássica de syngas depende das propriedades da biomassa utilizada na gaseificação. No gráfico baixo é possível perceber as alterações de cada

composto em função da quantidade percentual de bagaço de cana-de-açúcar utilizado na co-gaseificação.

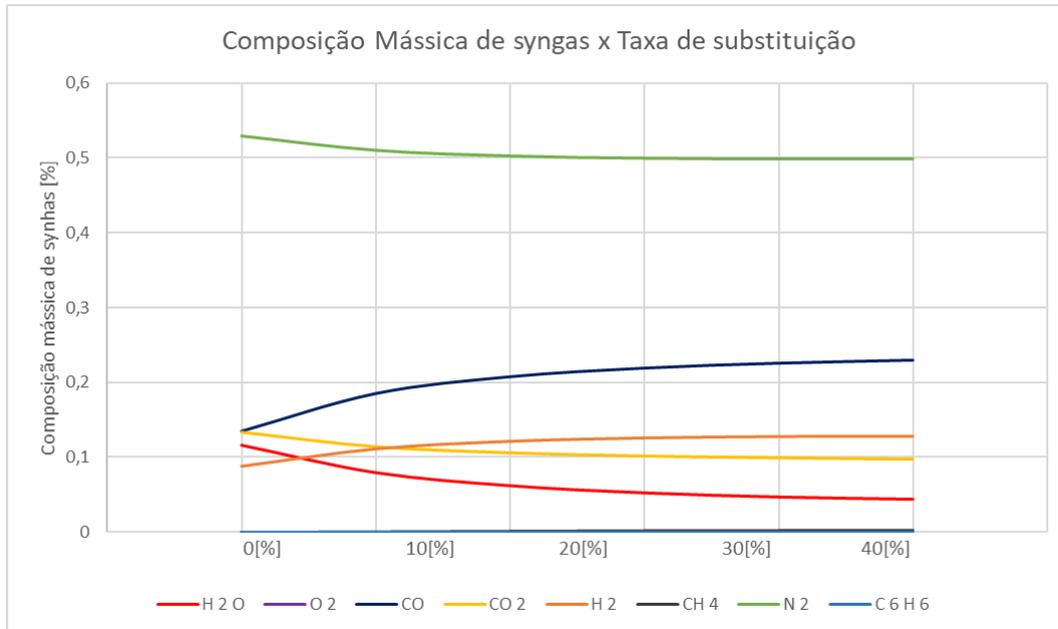


Figura 10. Composição mássica de syngas x Taxa de substituição de bagaço

A composição de taxa de substituição em 0% representa o gás de síntese constituído apenas por RSU. Os valores plotados no gráfico acima podem ver analisados na Tabela 20.

Tabela 18. Composição mássica em base úmida

Taxa de substituição	Composição mássica em base úmida [%]							
	H ₂ O	O ₂	CO	CO ₂	H ₂	CH ₄	N ₂	C ₆ H ₆
0	0,12	0,00	0,14	0,13	0,09	0,00	0,53	0,00
10	0,05	0,00	0,20	0,19	0,01	0,00	0,55	0,00
20	0,00	0,00	0,22	0,18	0,01	0,00	0,54	0,00
30	0,00	0,00	0,24	0,17	0,01	0,00	0,54	0,00
40	0,03	0,00	0,25	0,17	0,01	0,00	0,54	0,00

Percebe-se que o valor sofre uma diferença percentual considerável para os valores de H_2O , CO , CO_2 e H_2 quando é a biomassa possui mais que 10% de taxa de substituição. No entanto, o valor de N_2 se mantém mais estável que as outras espécies.

É possível então relacionar composição molar de cada composto da biomassa em função ao comprimento do gaseificador. No gráfico abaixo, é possível perceber que toda composição de oxigênio foi consumida durante o processo. Isso caracteriza que na gaseificação para tais configurações, o gás produzido possui uma boa qualidade já que as porcentagens molares de CH_4 e Tar são baixas.

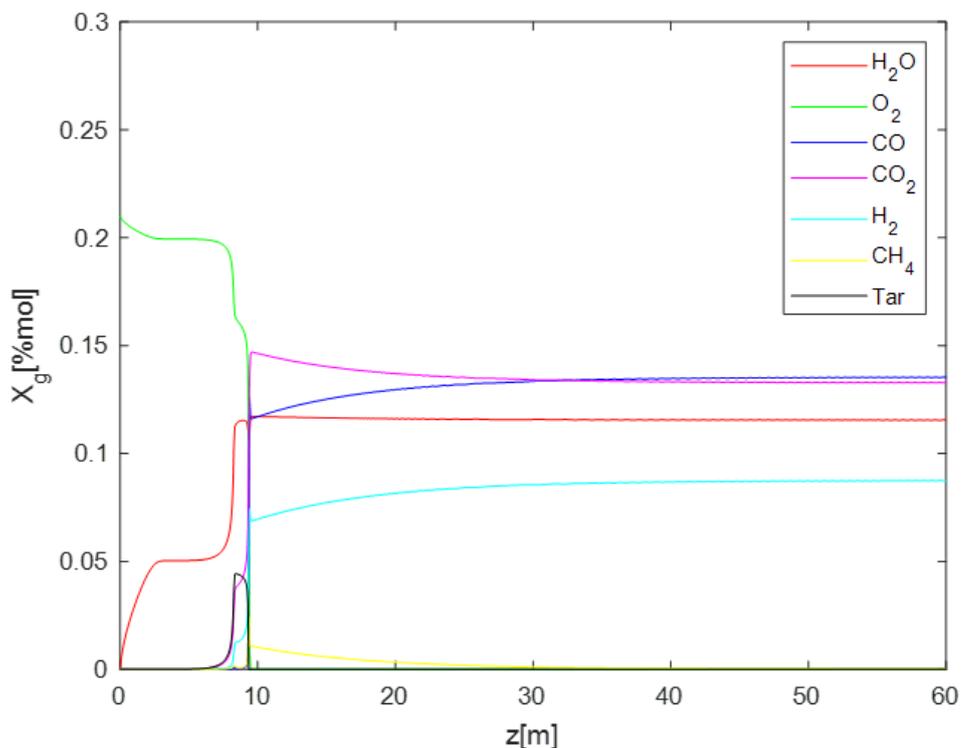


Figura 11. Gráfico da composição molar em função do comprimento do gaseificador

Vale ressaltar que na Figura 11 a composição analisada foi referente à taxa de substituição de 0%, ou seja, somente o RSU foi considerado. No entanto, as análises para outras composições de biomassa obtiveram o mesmo comportamento que a Figura 11.

Utilizando os dados de entalpia padrão de combustão de Perry et al. (2007), foi possível definir o PCI de cada componente, já que tínhamos determinado a composição química do syngas. Em consequência desses dados, foi possível determinar o poder calorífico inferior do gás tanto em base seca considerando que o bagaço de cana-de-açúcar não participa da análise, ou seja, com uma taxa de substituição de 0%. O valor de PCI para as hipóteses apontadas acima é de

19,62 [MJ/kg]. Idêntico ao valor estimado por Luz et al., (2005) de 19,63 [MJ/kg].

A vazão mássica foi definida para cada uma das taxas de substituição de bagaço de cana-de-açúcar. A Tabela 21 mostra os valores de vazão mássica de syngas na saída do gaseificador.

Tabela 19. Vazão mássica de syngas em função da porcentagem de taxa de substituição

Vazão Mássica de Syngas	
[%]	[kg/h]
0	8386,5
10	8632,0
20	8803,4
30	8939,6
40	9086,2

Os valores do poder calorífico inferior do gás de síntese logo após a saída do gaseificador foram definidos utilizando os valores de entalpia de combustão assinalada anteriormente neste presente trabalho. Os valores de PCI são mostrados na Figura 12.

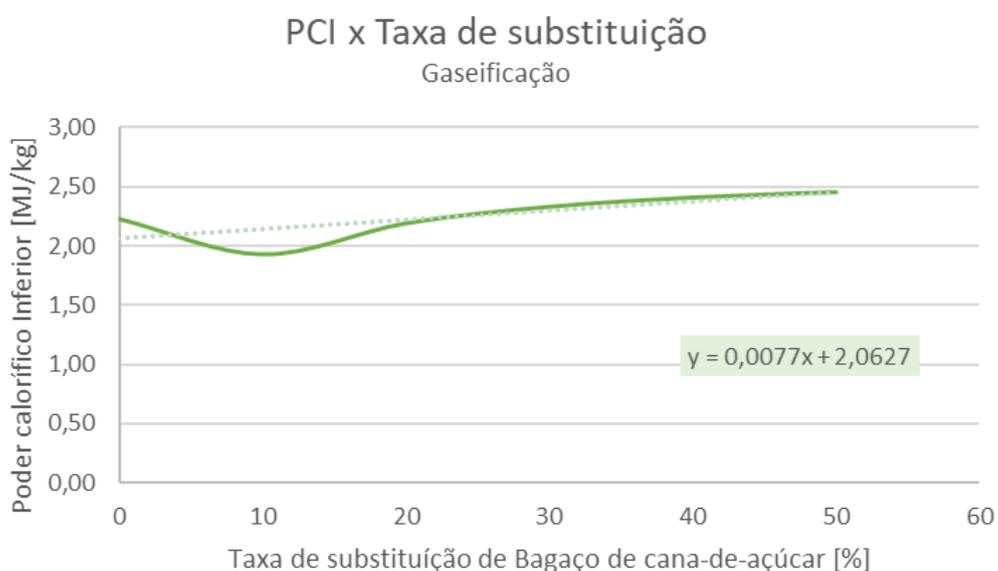


Figura 12. PCI de gás de síntese em função da Taxa de substituição

Na purificação a vazão mássica de syngas purificado são determinados descontando a porcentagem de umidade que existe no gás. Como a composição mássica de umidade é de 7,79% temos que s vazões mássicas do gás de síntese purificado em função das taxas de substituição. Os valores são demonstrados na Figura 13.

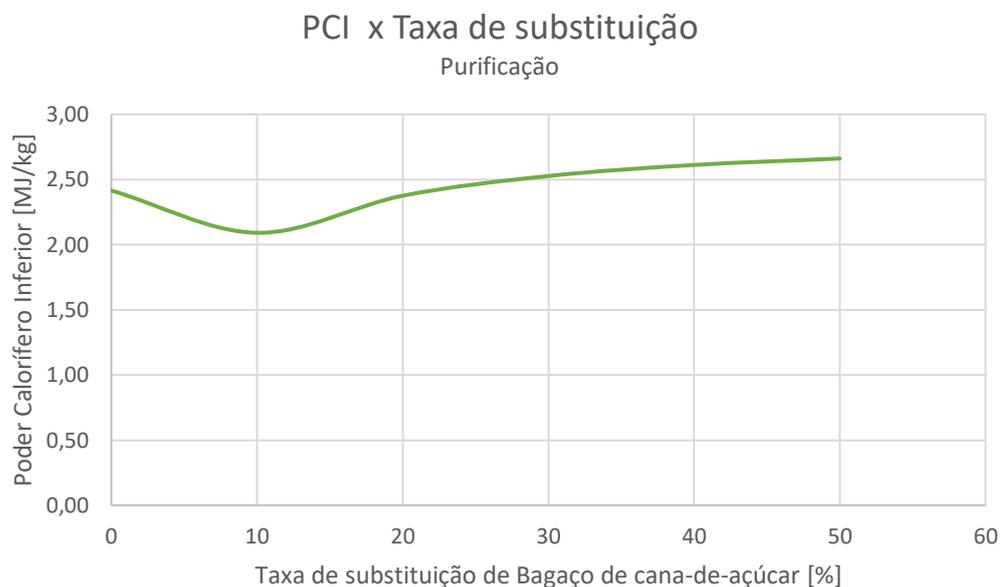


Figura 13. PCI do gás purificado em função da taxa de substituição

No processo de geração de energia é possível determinar as vazões de ar e gás queimado, que englobam a combustão.

Tabela 20. Vazões mássica de AR e Gás queimado

Vazão Mássica de AR [kg/h]	Vazão Mássica de Gás queimado [kg/h]
8188,72	15606,61
8435,78	16596,46
8610,62	17035,44
8751,15	17364,45
8873,33	17661,49
8985,89	17898,19

O consumo de energia elétrica para cada taxa de substituição é calculado utilizando a equação (11) onde é possível determinar o consumo elétrico em função da geração de energia elétrica. Para o cálculo da geração de energia térmica foi utilizado a disponibilidade de energia para um gerador com 35% de eficiência. A energia disponível do sistema é calculada multiplicando o poder calorífico do gás de síntese pela vazão de gás purificado. Na Tabela 21 tem-se os resultados do consumo de energia para cada taxa de substituição analisada no presente trabalho.

Tabela 21. Resultados das etapas de gaseificação e purificação em função da taxa de substituição de bagaço de cana-de-açúcar

Gaseificação / Purificação				
PCI antes da separação [MJ/kg]	Taxa de substituição [%]	Vazão de syngas [kg/h]	Energia disponível [MW]	Consumo de Energia [MW]
3000	0	7417,9	4,98	0,0073
2700	10	8160,7	4,74	0,0070
2400	20	8424,8	5,56	0,0078
2100	30	8613,3	6,05	0,0083
1800	40	8788,2	6,38	0,0086

Utilizando os dados de PCI do gás de síntese após a saída do gaseificador foi possível determinar o PCI do gás de síntese purificado descontando a porcentagem de água contida em forma de umidade no gás de síntese produto da gaseificação.

Na etapa de geração de energia foi possível determinar a eficiência elétrica do sistema para cada taxa de substituição de bagaço de cana-de-açúcar. A tabela 22 mostra os valores de eficiência.

Tabela 22. Eficiência elétrica do sistema

Análise da Eficiência do Sistema	
Taxa de substituição	Eficiência do sistema
[%]	[%]
0,0	28,6
10,0	25,0
20,0	29,3
30,0	31,9
40,0	33,6

É possível perceber na Tabela 23 o rendimento da geração de gás de síntese por unidade de biomassa mais próxima da ideal assinalada acima para a co-gaseificação de bagaço de cana-de-açúcar.

Tabela 23. Rendimento da taxa de fluxo em função das taxas de substituição de bagaço de cana-de-açúcar

Taxa de substituição	Fluxo syngas
[%]	[Nm ³ /Kg]
0	2,796
10	2,877
20	2,934
30	2,980
40	3,029

Os valores são próximos, mas a diferença se justifica pela provável diferença na geometria do gaseificador, assim como pelas simplificações no modelo numérico empregado e com as determinações da vazão mássica de gás de síntese queimado e a porcentagem de CO_2 contidas no produto da combustão é possível determinar a vazão de CO_2 .

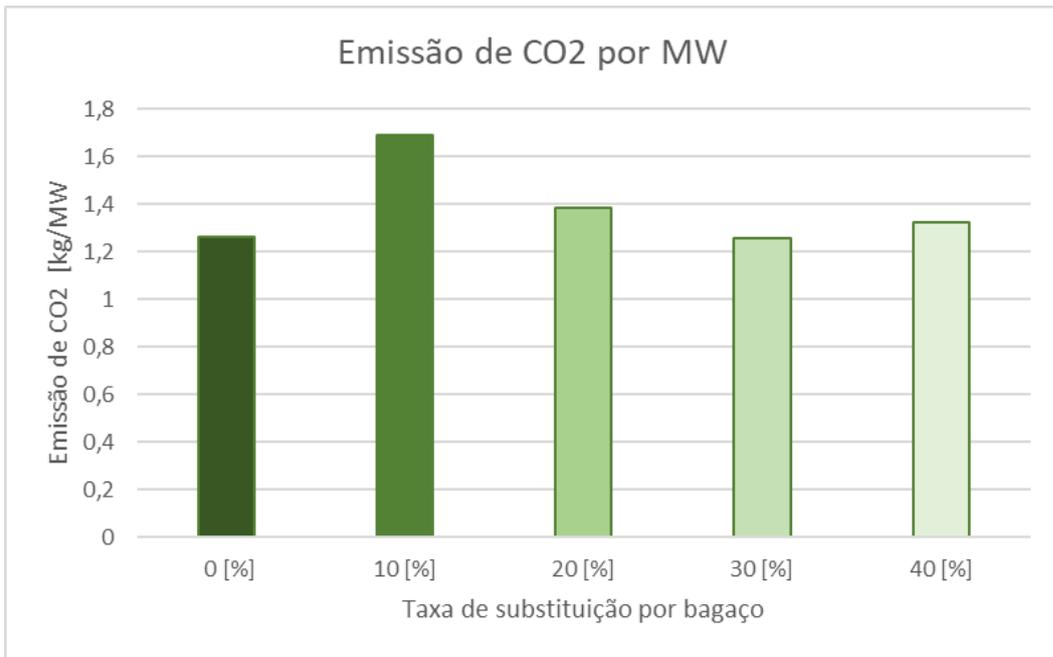


Figura 14. Vazão de CO_2 em função da taxa de substituição de bagaço

5. Conclusão

Este trabalho teve por objetivo o estudo da utilização de resíduo sólido urbano em processos de tratamento térmico com recuperação energética. Trata-se de utilizar parte orgânica não reciclável do resíduo sólido urbano de forma que seja possível gerar energia elétrica de combustível renovável e utilizar a co-gaseificação de bagaço de cana-de-açúcar com intuito de melhorar a eficiência e qualidade do gás produzido.

O sistema proposto gera um syngas com valor de PCI de 2,53 [MJ/kg] e uma vazão mássica de syngas purificado de 8788,2 [kg/h] para uma proporção de bagaço de cana-de-açúcar de 30%. Para tal taxa de substituição a energia disponível é de 6,05 [MW] com um consumo total de energia elétrica de 0,0083 [MW] e emissão de CO_2 com valor de 8593,3 [kg/h]. A emissão de CO_2 para as taxas de substituição de 10, 20 e 30% permanecem quase que constantes. No entanto, as emissões de CO_2 aumentam com a utilização de bagaço de cana-de-açúcar. No entanto, a relação da eficiência do sistema com a taxa de substituição é positiva ao aumentar as proporções de bagaço na co-gaseificação. Com isso, temos uma eficiência de 31,9% para uma taxa de substituição de 30% de bagaço de cana-de-açúcar.

A utilização do gaseificador como modo de conversão da energia química do combustível para o sistema proposto é atrativo visto que ao ser utilizado com taxas de substituição de 30 e 40% passam a fazer com que a eficiência térmica do sistema fique próxima do seu máximo, ou seja, próxima do valor de 35%. Conclui-se, portanto, que o sistema proposto se mostra viável termicamente tanto para utilização somente com RSU ou com a co-gaseificação de bagaço de cana-de-açúcar. No entanto, quando o sistema é utilizado com a co-gaseificação temos como resultado um syngas com melhor qualidade e com maior disponibilidade energética para geração de energia elétrica desde que seja utilizado com mais de 30% de taxa de substituição.

Como sugestão para trabalhos futuros quanto a análises adicionais, é possível fazer a análise exergética do sistema, uma análise ambiental e a analisar a viabilidade financeira de aplicação do modelo proposto. Por fim, um modelo

utilizando uma geometria diferente para gaseificador pode permitir uma comparação do impacto desse parâmetro.

6. Referências Bibliográficas

ABUADALA A., DINCER I., NATERER G. F., **Exergy analysis of hydrogen production from biomass gasification**, International Journal of Hydrogen Energy, Volume 35, 2010.

BAGGIO, P.; BOSIO, B.; GRIGIANTE, M.; LONGO, G.A. The use of biomass syngas in IC engines and CCGT plants: A comparative analysis, Applied Thermal Engineering. **Applied Thermal Engineering**, [S. l.], ano 2009, v. 29, n. 16, p. 3309-3318, 15 nov. 2009.

BOLOY R. A. M, ANTUNES, J.S., SILVEIRA, J. L **Simulação computacional de gaseificação de madeira de um pequeno porte empregando um gaseificador downdraft** Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica). – Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2010.

CARNEIRO, Maria Luisa. **Análise termoeconômica e ambiental de uma usina de aproveitamento energético de resíduos sólidos urbanos**: Orientador: Marcos Sebastião De Paula Gomes. 2015. Dissertação de Mestrado - PUC-Rio, [S. l.], 2015.

CEMPRE, Lixo Municipal: **Manual de Gerenciamento Integrado**. São Paulo: CEMPRE 2010.

CHANNIWALA, S.A.; PARIKH, P.P. A unified correlation for estimating HHV of solid, liquid and gaseous fuels. **Fuel**, [S. l.], p. 1052 - 1063, 3 ago. 2001.

Don W. Green, Robert H. Perry. 2007. **Perry's Chemical Engineers' Handbook**. McGraw-Hill Education: Eighth Edition.

GAS - FUELS & TECHNOLOGIES - IEA. **Gas - Fuels & Technologies - IEA**. Disponível em: <<https://www.iea.org/fuels-and-technologies/gas>>. Acesso em: 29 mar. 2021.

HIGMAN, C.; VAN DER BURGT, M. Gasification 2^a ed. Estados Unidos: Gulf Professional Publishing, 2007.

IBGE | Projeção da população. Disponível em:

<<https://www.ibge.gov.br/apps/populacao/projecao/index.html>>. Acesso em: 6 dez. 2021.

IEA – INTERNATIONAL ENERGY AGENCY. **IEA – International Energy Agency**. Disponível em: <<https://www.iea.org/>>. Acesso em: 15 dez. 2021.

IPEA | Brasil deve cumprir meta voluntária de redução das emissões de CO2 em 2020. Disponível em:

<https://www.ipea.gov.br/portal/index.php?option=com_content&view=article&id=35104&Itemid=9>. Acesso em: 8 dez. 2021.

Ipeadata. Disponível em:

<<http://www.ipeadata.gov.br/ExibeSerie.aspx?serid=38590&module=M>>. Acesso em: 7 mai. 2021.

LEME, M. M. V.; ROCHA, M. H.; LORA, E. E. S.; VENTURINI, O. J.; LOPES, B. M.; FERREIRA, C. H. **Techno-economic analysis and environmental impact assessment of energy recovery from municipal solid waste (MSW) in Brazil.** *Resources, Conservation and Recycling*, v. 87, p. 8-20, 2014.

LEWIN, C. **Modelagem, simulação e otimização de um gaseificador de resíduos sólidos em operação concorrente.** 2020. 125 p. Dissertação de Mestrado - PUC-Rio, [S. l.], 2020.

LUZ, F. C., ELECTO, M. H. R., LORA, E. S., VENTURINI, O. J., ANDRADE, V., MONTAGNANA, M., LEME, V. **Techno-economic analysis of municipal solid waste gasification for electricity generation in Brazil.** *Energy Conversion and Management*, 2015.

MAGRINHO, Alexandre *et al.* Estimation of residual MSW heating value as a function of waste component recycling, *Waste Management*. **Wast Management**, [S. l.], p. 2675-2683, 13 dez. 2008.

MAKRAY, Z. T., **Gaseificação de madeira em gaseificador concorrente para produção de gás médio poder calorífico e gás de síntese.** Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Unicamp, 1986

MCKENDRY, P. Energy production from biomass (part 3): gasification technologies. **Bioresource Technology**, v. 83, n. 1, p. 55-63, 2002.

ONU, Organizações das nações unidas, UNITED NATIONS POPULATION DIVISION. *World Population Prospects. The 2015 Revision.* New York, mar. 2020

The Five Processes of Gasification - ALL Power Labs. Disponível em: <<http://www.allpowerlabs.com/gasification-explained>>. Acesso em: 16 mar. 2021.

PETCHERS, Neil. **Combined heating, cooling & power handbook: technologies & applications: an integrated approach to energy resource optimization.** The Fairmont Press, Inc., 2003.

PUIG-ARNAVAT, M.; BRUNO, J.; CORONAS, A. Review and analysis of biomass gasification models. **Renewable and Sustainable Energy Review**, v. 14, n.9. p. 2851-2851, 2010

RAJVANSHI, Anil K. Gaseificação de biomassa. **Energia alternativa na agricultura**, v. 2, n. 4, pág. 82-102, 1986.

SANSANIWAL, S. K. et al, K. Pal, M.A, Rosen, S.K. Tygai. Recent advances in the development of biomass gasification technology: A comprehensive review. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 72, p. 363–384, maio 2017.

SÁNCHEZ, C. G., Tecnologia da gaseificação de biomassa. **Campinas, SP: Editora Átomo**, 2010.

SIKARWAR, Vineet Singh; ZHAO, Ming. Biomass gasification. **Encyclopedia of sustainable technologies**, p. 205-216, 2017.

VASSILEV, S V.; BAXTER, D.; ANDERSEN, L. K.; VASSILEVA, C.G. An overview of the chemical composition of biomass. **Fuel**, v. 89, n. 5, p. 913-933, 2010.

VERISSIMO, S. V.; BAXTER, D.; ANDERSEN, L. K.; VASSILEVA, C. G. An overview of the chemical composition of biomass. **Fuel**, 2010.

WANDR, P. R., ALTAFINI, C. R., BARRETO, R. M.; Assessment of a small sawdust gasification unit; **Biomass and Bioenergy**; v.27; p.467-476; 2004.

I. Anexo

```
clc;
clear all;
close all;

CGR=80/100; %Cogasification ratio razão de cocaseificação - usando 100% de RSU
YM=0.0652; %Moisture content porcentagem de umidade extra
ER=0.35; %Equivalence ratio

%Bulk density
rho_m_g0=101325/(287.058*300); %kg/m3
rho_bag=100; %kg/m3 (Valix, 2017)
rho_RSU=1000; %kg/m3 (Angelo, 2017 e Saraiva, 2017)
rho_m_s0=1/((1-CGR)*1/rho_bag+CGR*1/rho_RSU);

%Molecular Weight
M_C=12; %g/mol
M_H=1; %g/mol
M_O=16; %g/mol
M_N=14; %g/mol
M_S=32; %g/mol

%ELEMENTAL ANALYSIS
%%Sugar cane bagasse (Vassilev, 2010)
C=49.8; %%percentual do bagasso
H=6;
O=43.9;
N=0.2;
S=0.06;
% CwHxOy NzSk
w=1;
x=(H*M_C)/(C*M_H);
y=(O*M_C)/(C*M_O);
z=(N*M_C)/(C*M_N);
k=(S*M_C)/(C*M_S);
mcomb_bag=(w*M_C+x*M_H+y*M_O+z*M_N+k*M_S)*(10^-3); %kg
var_bag=(w+x/4-y/2)*(2*M_O+3.76*2*M_N)*(10^-3)/rho_m_g0; %m3

%%Municipal solid waste (Leme, 2014)
C=49.7;
H=7.2;
O=41.6;
N=10.8;
S=0.5;
Ash=14.33;
% CwHxOy NzSk
w=1;
x=(H*M_C)/(C*M_H);
y=(O*M_C)/(C*M_O);
z=(N*M_C)/(C*M_N);
k=(S*M_C)/(C*M_S);
ash=(Ash*M_C)/(C*60.08);
mcomb_RSU=(w*M_C+x*M_H+y*M_O+z*M_N+k*M_S+ash*60.08)*(10^-3); %kg
var_RSU=(w+x/4-y/2)*(2*M_O+3.76*2*M_N)*(10^-3)/rho_m_g0; %m3

ER_stoic_bag=var_bag/mcomb_bag; %m3 air/kg wood
ER_stoic_RSU=var_RSU/mcomb_RSU; %m3 air/kg wood

ER_stoic=ER_stoic_bag*(1-CGR)+ER_stoic_RSU*(CGR);

F_s=3000; %kg/h vasoa massica da biomassa
ER_op=ER*ER_stoic;
Q_g=ER_op*F_s; %m3/h

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
Rg=8.314; %J/(mol*K)
sigma=5.67051*10^(-8); %Stephan-Boltzmann %W/(m2 K4)
L=60; %m %gasifier length
D=7.5; %m %gasifier diameter
eps=0.5;
phi=2/3; %(Froment, 1979)
em=0.9;
d_p=0.01; %(DiBlasi, 2000) %particle diameter
rhochar0=152.5; %kg/m3 %(Mandl, 2010)

%MOLECULAR WEIGHT
% H2O O2 CO CO2 H2 CH4 N2 tar
M=[18 32 28 44 2 16 28 96.1265]; %kg/kmol
M=M*10^(-3); %kg/mol

% B char M
M_s(1)=(1-CGR)*1000*mcomb_bag+CGR*1000*mcomb_RSU; %kg/kmol
M_s(2)=12; %kg/kmol
M_s(3)=18; %kg/kmol
M_s=M_s*10^(-3); %kg/mol

%STOICHIOMETRIC COEFFICIENTS
% B char H2O O2 CO CO2 H2 CH4 tar
stoic_p1=[-1 0.350 0.115 0 0.045 0.1 0.002 0.003 0.385]; %(DiBlasi,2004)

% H2O O2 CO CO2 H2 CH4 C
stoic=zeros(7,9);
stoic(:,1)=[0 0 2 -1 0 0 -1]; %g1 %gCO2
stoic(:,2)=[-1 0 1 0 1 0 -1]; %g2 %gH2O
stoic(:,3)=[0 0 0 0 -2 1 -1]; %g3 %gH2
stoic(:,4)=[-1 0 1 0 3 -1 0]; %g4 %gCH4
stoic(:,5)=[2 -2 0 1 0 -1 0]; %c1 %cCH4
%stoic(:,6)=[0 -0.5 -1 1 0 0 0]; %c2 %cCO
stoic(:,6)=[0 -1 -2 2 0 0 0]; %c2 %cCO
%stoic(:,7)=[1 -0.5 0 0 -1 0 0]; %c3 %cH2
```

```

stoic(:,7)=[2 -1 0 0 -2 0 0]; %c3 %cH2
stoic(:,8)=[-1 0 -1 1 1 0 0]; %wg
%stoic(:,9)=[0 0 0.497 0.322 0.026 0.102 0]; %p2 %(Chaurasia,2016)
stoic(:,9)=[0 0 0.534 0.085 0 0.211 0]; %p2 wt% %(Mandl,2010)
%stoic(:,9)=[0 0 0.7 0.18 0 0.12 0]; %p2 %(DiBlasi,2004)

%KINETICS
A(1)=36.16;
A(2)=1.517*10^4;
A(3)=4.189*10^(-3);
A(4)=7.301*10^(-2);
A(5)=29.71;
E(1)=77390;
E(2)=121620;
E(3)=19210;
E(4)=36150;
E(5)=22028;

dH_m=2250*10^3; %J/kg %m
dH_p1=-420*10^3; %J/kg %p1
dH(1)=172.6*10^3; %J/mol %gCO2
dH(2)=131.4*10^3; %J/mol %gH2O
dH(3)=-74.93*10^3; %J/mol %gH2
dH(4)=206000; %J/mol %gCH4
dH(5)=-805*10^3; %J/mol %cCH4
dH(6)=-283.03*10^3; %J/mol %cCO
dH(7)=-241.8*10^3; %J/mol %cH2
dH(8)=-41.98*10^3; %J/mol %wg
dH(9)=42*10^3; %J/kg %p2

%SOLID PHASE
U_s0=(F_s/(60*60))/(rho_m_s0*(pi*D^2)/4); %m/s
rho_s0(1)=rho_m_s0*(1-YM); %B
rho_s0(2)=0; %Char
rho_s0(3)=rho_m_s0*YM; %M

%GAS PHASE
P0=101325; %Pa
X_g0=[0 0.21 0 0 0 0 0.79 0]; % H2O O2 CO CO2 H2 CH4 N2 tar composiça da fase gasosa AR (ordem de resposta)
Mm_g0=M(2)*X_g0(2)+M(7)*X_g0(7); %kg/mol
rho_m_g0=1.2928; %kg/m3
Cm_g0=rho_m_g0/Mm_g0;
C_g0=Cm_g0*X_g0; %mol/m3
F_g=Q_g*rho_m_g0; %kg/h
U_g0=(F_g/(60*60))/(rho_m_g0*(pi*D^2)/4); %m/s

%ODE23
y0(1)=rho_s0(1);
y0(2)=rho_s0(2);
y0(3)=rho_s0(3);
y0(4)=C_g0(1);
y0(5)=C_g0(2);
y0(6)=C_g0(3);
y0(7)=C_g0(4);
y0(8)=C_g0(5);
y0(9)=C_g0(6);
y0(10)=C_g0(7);
y0(11)=C_g0(8);
y0(12)=U_g0;
y0(13)=P0;
y0(14)=U_s0;
y0(15)=300;
y0(16)=300;

N=1000; %number of points de resolução
dz=(L-0)/(N+1);
zspan=zeros(1,N+2);
zspan(1)=0;
for i=2:1:N+2
    zspan(i)=zspan(i-1)+dz;
end

CRF=1000;
[z,y]=ode23(@ (z,y)
model(z,y,Rg,sigma,em,phi,eps,d_p,M,M_s,rhochar0,stoic_p1,D,1050,stoic,dH_m,dH_p1,dH,A,E,CRF), zspan, y0);

rho_s(1,:)=y(:,1);
rho_s(2,:)=y(:,2);
rho_s(3,:)=y(:,3);
C_g(1,:)=y(:,4);
C_g(2,:)=y(:,5);
C_g(3,:)=y(:,6);
C_g(4,:)=y(:,7);
C_g(5,:)=y(:,8);
C_g(6,:)=y(:,9);
C_g(7,:)=y(:,10);
C_g(8,:)=y(:,11);
U_g=y(:,12);
P=y(:,13);
U_s=y(:,14);
T_s=y(:,15);
T_g=y(:,16);

for i=1:N+2
    Cm_g(i)=C_g(1,i)+C_g(2,i)+C_g(3,i)+C_g(4,i)+C_g(5,i)+C_g(6,i)+C_g(7,i)+C_g(8,i);
    rho_g(1,i)=C_g(1,i)*M(1);
    rho_g(2,i)=C_g(2,i)*M(2);
    rho_g(3,i)=C_g(3,i)*M(3);
    rho_g(4,i)=C_g(4,i)*M(4);
    rho_g(5,i)=C_g(5,i)*M(5);

```

```

rho_g(6,i)=C_g(6,i)*M(6);
rho_g(7,i)=C_g(7,i)*M(7);
rho_g(8,i)=C_g(8,i)*M(8);
rho_m_g(i)=rho_g(1,i)+rho_g(2,i)+rho_g(3,i)+rho_g(4,i)+rho_g(5,i)+rho_g(6,i)+rho_g(7,i)+rho_g(8,i);
for j=1:8
    Y_g(j,i)=(rho_g(j,i)/rho_m_g(i));
X_g(j,i)=(rho_g(j,i)/M(j))/(rho_g(1,i)/M(1)+rho_g(2,i)/M(2)+rho_g(3,i)/M(3)+rho_g(4,i)/M(4)+rho_g(5,i)/M(5)+rho_g(6,i)/M(6)+rho_g(7,i)/M(7)+rho_g(8,i)/M(8));
end
p(1,i)=P(i)*(C_g(1,i)/Cm_g(i))/(10^5); %bar
p(2,i)=P(i)*(C_g(2,i)/Cm_g(i))/(10^5); %bar
p(3,i)=P(i)*(C_g(3,i)/Cm_g(i))/(10^5); %bar
p(4,i)=P(i)*(C_g(4,i)/Cm_g(i))/(10^5); %bar
p(5,i)=P(i)*(C_g(5,i)/Cm_g(i))/(10^5); %bar
p(6,i)=P(i)*(C_g(6,i)/Cm_g(i))/(10^5); %bar
p(7,i)=P(i)*(C_g(7,i)/Cm_g(i))/(10^5); %bar
for j=1:7
    if p(j,i)<0
        p(j,i)=0;
    end
end
K1=10^((-8900/T_s(i))+9.1);
K2=10^((-7000/T_s(i))+7.4);
K3=10^((4400/T_s(i))-5.5);
K4=10^((-11370/T_g(i))+12.878);
K5=10^((41837/T_g(i))-0.0273);
K6=10^((29573/T_g(i))-9.1017);
K7=10^((25587/T_g(i))-5.5441);
mu(i)=(1.98*(10^(-5))*(T_g(i)/300)^(2/3)); % (N s)/m2 % (Pa s) % kg/(m s)
Re(i)=(d_p*U_g(i)*rho_m_g(i))/(mu(i));
A_p(i)=(6*(1-eps)/d_p); %m2/m3
Sc(i)=(mu(i)/((0.2*(10^(-4)))^2)*rho_m_g(i));
kg(i)=((2.06*U_g(i)*(Re(i)^(-0.575))*(Sc(i)^(-2/3)))/eps); % (Hobbs, 1992)
% m(i)=(rho_s(3,i)*(5.56*10^6)*exp(-(8.79*10^4)/(Rg*T_s(i)))); % kg/(m3 s) % (Mandl,2010)
m(i)=max(0,rho_s(3,i))*(5.13*10^10)*exp(-(88*10^3)/(Rg*T_s(i))); % kg/(m3 s) % (Bryden,2002)
% m(i)=rho_s(3,i)*(5.13*10^6)*exp(-(88*10^3)/(Rg*T_s(i))); % kg/(m3 s) % (Salem,2018)
% Rp1(i)=(rho_s(1,i)*(1.516*10^3)*exp(-(105*10^3)/(Rg*T_s(i)))); % p1 % kg/(m3 s) % (DiBlasi,2000)
% Rp1(i)=(rho_s(1,i)*(1.516*10^3)*exp(-(6.2811e+05)/(Rg*T_s(i)))); % p1 % kg/(m3 s) % (DiBlasi,2004)
Rp1(i)=(rho_s(1,i)*(7.41*10^4)*exp(-(83.6*10^3)/(Rg*T_s(i)))); % p1 % kg/(m3 s) % (Mandl,2010)
if rho_s(2,i)>10^(-4)
    fatorchar=1;
else
    fatorchar=0;
end
R(1,i)=fatorchar*CRF*A(1)*exp(-E(1)/(Rg*T_s(i)))*(p(4,i)-(p(3,i)^2)/K1); %g1 %gCO2 % (Giltrap,2002)
R(2,i)=fatorchar*CRF*A(2)*exp(-E(2)/(Rg*T_s(i)))*(p(1,i)-(p(3,i)*p(5,i))/K2); %g2 %gH2O % (Giltrap,2002)
R(3,i)=fatorchar*CRF*A(3)*exp(-E(3)/(Rg*T_s(i)))*((p(5,i)^2)-p(6,i)/K3); %g3 %gH2 % (Giltrap,2002)
R(4,i)=CRF*A(4)*exp(-E(4)/(Rg*T_g(i)))*((p(6,i)*p(1,i))-(p(3,i)*p(5,i)^3)/K4); %g4 %gCH4 % (Giltrap,2002)
R(5,i)=CRF*A(5)*exp(-E(5)/(Rg*T_g(i)))*((p(6,i)*p(2,i)^2)-(p(4,i)*p(1,i)^2)/K5); %cCH4 % (Giltrap,2002)
R(6,i)=CRF*(1.2150*10^6)*exp(-(15105*Rg)/(Rg*T_g(i)))*((p(3,i)^2)*p(2,i)-(p(4,i)^2)/K6); %cCO
R(7,i)=CRF*(1.5650*10^4)*exp(-(10000*Rg)/(Rg*T_g(i)))*((p(5,i)^2)*p(2,i)-(p(1,i)^2)/K7); %cH2
R(8,i)=2.78*exp(-(1513*Rg)/(Rg*T_g(i)))*((max(0,C_g(3,i))*max(0,C_g(1,i))-(max(0,C_g(4,i))*max(0,C_g(5,i)))/(0.02565*exp((3966*Rg)/(Rg*T_g(i))))); %wg % (DiBlasi,2004)
R(9,i)=(4.28*10^6)*exp(-(107*10^3)/(Rg*T_g(i)))*max(0,rho_g(8,i)); %p2 % (DiBlasi,2000)
cp(1,i)=M(1)*(1.79+0.107*(T_g(i)/1000)+0.586*(T_g(i)/1000)^2)-0.2*(T_g(i)/1000)^3)*10^3; %J/(mol K) %H2O(g)
cp(2,i)=M(2)*(0.88-0.0001*(T_g(i)/1000)+0.54*(T_g(i)/1000)^2)-0.33*(T_g(i)/1000)^3)*10^3; %J/(mol K) %O2
cp(3,i)=M(3)*(1.1-0.46*(T_g(i)/1000)+1*(T_g(i)/1000)^2)-0.454*(T_g(i)/1000)^3)*10^3; %J/(mol K) %CO
cp(4,i)=M(4)*(0.45+1.67*(T_g(i)/1000)-1.27*(T_g(i)/1000)^2)+0.39*(T_g(i)/1000)^3)*10^3; %J/(mol K) %CO2
cp(5,i)=M(5)*(13.46+4.6*(T_g(i)/1000)-6.85*(T_g(i)/1000)^2)+3.79*(T_g(i)/1000)^3)*10^3; %J/(mol K) %H2
cp(6,i)=M(6)*(1.2+3.25*(T_g(i)/1000)+0.75*(T_g(i)/1000)^2)-0.71*(T_g(i)/1000)^3)*10^3; %J/(mol K) %CH4
cp(7,i)=M(7)*(1.11-0.48*(T_g(i)/1000)+0.96*(T_g(i)/1000)^2)-0.42*(T_g(i)/1000)^3)*10^3; %J/(mol K) %N2
cp(8,i)=3.22*M(8)*10^3; %J/(mol K) %tar
cpm_g(i)=((cp(1,i)/M(1))*rho_g(1,i)+(cp(2,i)/M(2))*rho_g(2,i)+(cp(3,i)/M(3))*rho_g(3,i)+(cp(4,i)/M(4))*rho_g(4,i)+(cp(5,i)/M(5))*rho_g(5,i)+(cp(6,i)/M(6))*rho_g(6,i)+(cp(7,i)/M(7))*rho_g(7,i)+(cp(8,i)/M(8))*rho_g(8,i))/rho_m_g(i);
lambda_g(i)=(4.8*(10^(-4))*(max(0,T_g(i))^0.717)); %J/(m s K) % (Purnomo,1990)
Re_z(i)=(z(i)*U_g(i)*rho_m_g(i)/mu(i));
Pr(i)=cpm_g(i)*mu(i)/lambda_g(i);
Pe(i)=Re_z(i)*Pr(i);
end
for j=1:N+2
    for i=1:7
        Xdb(i,j)=C_g(i+1,j)/(C_g(2,j)+C_g(3,j)+C_g(4,j)+C_g(5,j)+C_g(6,j)+C_g(7,j)+C_g(8,j));
    end
    for i=1:3
        Y_s(i,j)=rho_s(i,j)/(rho_s(1,j)+rho_s(2,j)+rho_s(3,j));
    end
end
figure
sub1 = subplot(2,2,1);
title(sub1,'Y_s');
plot(z,Y_s(1,:), 'red', z,Y_s(2,:), 'green', z,Y_s(3,:), 'blue')
xlabel('z[m]');
ylabel('Y_s[kg]');
legend({'B', 'Char', 'M'});
axis([0 z(N+2) 0 max(Y_s(1,:))]);
sub2 = subplot(2,2,2);
title(sub2,'X_g');
plot(z,X_g(1,:), 'red', z,X_g(2,:), 'green', z,X_g(3,:), 'blue', z,X_g(4,:), 'magenta', z,X_g(5,:), 'cyan', z,X_g(6,:), 'yellow', z,X_g(8,:), 'black')

```

```

xlabel('z[m]');
ylabel('X_g[%mol]');
legend({'H_2O', 'O_2', 'CO', 'CO_2', 'H_2', 'CH_4', 'Tar'});
axis([0 z(N+2) 0 0.30]);

sub3 = subplot(2,2,3);
title(sub3,'T');
plot(z,T_g,'red',z,T_s,'blue')
xlabel('z[m]');
ylabel('T[K]');
legend({'T_g', 'T_s'});
axis([0 z(N+2) 300 max(T_g)]);

sub4=subplot(2,2,4);
plot(z,rho_s(1,:),z,rho_s(2,:),z,rho_s(3,:))
xlabel('z[m]');
ylabel('rho_s[kg/m^3]');
legend({'B','C','M'});

```

figure

```

sub1 = subplot(1,3,1);
title(sub1,'P');
plot(z,P,'green')
xlabel('z[m]');
ylabel('P[Pa]');
legend({'P'});
axis([0 z(N+2) min(P) max(P)]);

sub2 = subplot(1,3,2);
title(sub2,'U_s');
plot(z,U_s,'blue')
xlabel('z[m]');
ylabel('U_s[m/s]');
legend({'U_s'});
axis([0 z(N+2) min(U_s) max(U_s)]);

sub3 = subplot(1,3,3);
title(sub3,'U_g');
plot(z,U_g,'red')
xlabel('z[m]');
ylabel('U_g[m/s]');
legend({'U_g'});
axis([0 z(N+2) min(U_g) max(U_g)]);

```

figure

```

sub1 = subplot(4,3,1);
title(sub1,'Taxas');
plot(z,m,'blue')
xlabel('z[m]');
ylabel('m[kg/m^3 s]');
legend({'m'});
axis([0 z(N+2) min(m) max(m)]);

sub2 = subplot(4,3,2);
title(sub2,'Taxas');
plot(z,Rp1,'blue')
xlabel('z[m]');
ylabel('Rp1[kg/m^3 s]');
legend({'p1'});
axis([0 z(N+2) min(Rp1) max(Rp1)]);

sub3 = subplot(4,3,3);
title(sub3,'Taxas');
plot(z,R(9,:), 'blue')
xlabel('z[m]');
ylabel('R(9)[kg/m^3 s]');
legend({'p2'});
axis([0 z(N+2) min(R(9,:)) max(R(9,:))]);

sub4 = subplot(4,3,4);
title(sub4,'Taxas');
plot(z,R(5,:), 'blue')
xlabel('z[m]');
ylabel('R(5)[mol/m^3 s]');
legend({'c1'});
axis([0 z(N+2) min(R(5,:)) max(R(5,:))]);

sub5 = subplot(4,3,5);
title(sub5,'Taxas');
plot(z,R(6,:), 'blue')
xlabel('z[m]');
ylabel('R(6)[mol/m^3 s]');
legend({'c2'});
axis([0 z(N+2) min(R(6,:)) max(R(6,:))]);

sub6 = subplot(4,3,6);
title(sub6,'Taxas');
plot(z,R(7,:), 'blue')
xlabel('z[m]');
ylabel('R(7)[mol/m^3 s]');
legend({'c3'});
axis([0 z(N+2) min(R(7,:)) max(R(7,:))]);

sub7 = subplot(4,3,7);
title(sub7,'Taxas');
plot(z,R(1,:), 'blue')
xlabel('z[m]');
ylabel('R(1)[mol/m^3 s]');
legend({'g1'});
axis([0 z(N+2) min(R(1,:)) max(R(1,:))]);

sub8 = subplot(4,3,8);
title(sub8,'Taxas');

```

```

plot(z,R(2,:), 'blue')
xlabel('z[m]');
ylabel(' [mol/m^3 s] ');
legend({'g2'});
axis([0 z(N+2) min(R(2,:)) max(R(2,:))]);

sub9 = subplot(4,3,9);
title(sub9, 'Texas');
plot(z,R(3,:), 'blue')
xlabel('z[m]');
ylabel(' [mol/m^3 s] ');
legend({'g3'});
axis([0 z(N+2) min(R(3,:)) max(R(3,:))]);

sub10 = subplot(4,3,10);
title(sub10, 'Texas');
plot(z,R(4,:), 'blue')
xlabel('z[m]');
ylabel(' [mol/m^3 s] ');
legend({'g4'});
axis([0 z(N+2) min(R(4,:)) max(R(4,:))]);

sub11 = subplot(4,3,11);
title(sub11, 'Texas');
plot(z,R(8,:), 'blue')
xlabel('z[m]');
ylabel(' [mol/m^3 s] ');
legend({'wg'});
axis([0 z(N+2) min(R(8,:)) max(R(8,:))]);

figure

plot(z,X_g(1,:), 'red', z,X_g(2,:), 'green', z,X_g(3,:), 'blue', z,X_g(4,:), 'magenta', z,X_g(5,:), 'cyan', z,X_g(6,:), 'yellow', z,X_g(8,:), 'black')
xlabel('z[m]');
ylabel('X_g[%mol]');
legend({'H_2O', 'O_2', 'CO', 'CO_2', 'H_2', 'CH_4', 'Tar'});
axis([0 z(N+2) 0 0.30]);

Xdb(:,N+2)
Y_g(:,N+2) % composição mássica do gas
rho_g(:,N+2)

```