

CASSIUS RICARDO NASCIMENTO FERREIRA

**PROJETO DE LINHA INDUSTRIAL PARA O
PROCESSAMENTO DE RESÍDUOS SÓLIDOS
URBANOS E PRODUÇÃO DE COMBUSTÍVEL
DERIVADO DE RESÍDUOS PARA A GASEIFICAÇÃO
EM REATOR TERMOQUÍMICO: ANÁLISE
EXPERIMENTAL DO SYNGAS PARA A PRODUÇÃO DE
ENERGIA TÉRMICA E ELÉTRICA**



UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA

2021

CASSIUS RICARDO NASCIMENTO FERREIRA

**PROJETO DE LINHA INDUSTRIAL PARA O
PROCESSAMENTO DE RESÍDUOS SÓLIDOS
URBANOS E PRODUÇÃO DE COMBUSTÍVEL
DERIVADO DE RESÍDUOS PARA A GASEIFICAÇÃO
EM REATOR TERMOQUÍMICO: ANÁLISE
EXPERIMENTAL DO SYNGAS PARA A PRODUÇÃO DE
ENERGIA TÉRMICA E ELÉTRICA**

Tese a ser apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Mecânica da Universidade Federal de Uberlândia, como parte dos requisitos para a obtenção do título de **DOUTOR EM ENGENHARIA MECÂNICA**.

Área de concentração: Transferência de Calor e Mecânica dos Fluidos

Orientador: Prof. Dr. Solidônio Rodrigues de Carvalho

Uberlândia - MG

Julho de 2021

Dados Internacionais de Catalogação na Publicação (CIP)
Sistema de Bibliotecas da UFU, MG, Brasil.

F383p
2021

Ferreira, Cassius Ricardo Nascimento, 1974-
Projeto de linha industrial para o processamento de resíduos sólidos urbanos e produção de combustível derivado de resíduos para a gaseificação em reator termoquímico [recurso eletrônico] : análise experimental do Syngas para a produção de energia térmica e elétrica / Cassius Ricardo Nascimento Ferreira. - 2021.

Orientador: Solidônio Rodrigues de Carvalho.
Tese (Doutorado) - Universidade Federal de Uberlândia, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica.
Modo de acesso: Internet.
Disponível em: <http://doi.org/10.14393/ufu.te.2021.5541>
Inclui bibliografia.

1. Engenharia Mecânica. I. Carvalho, Solidônio Rodrigues de, 1978-, (Orient.). II. Universidade Federal de Uberlândia. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica. III. Título.

CDU: 621

Glória Aparecida
Bibliotecária - CRB-6/2047



UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA

Coordenação do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica
Av. João Naves de Ávila, nº 2121, Bloco 1M, Sala 212 - Bairro Santa Mônica, Uberlândia-MG, CEP 38400-902
Telefone: (34) 3239-4282 - www.posgrad.mecanica.ufu.br - secpoemec@mecanica.ufu.br



ATA DE DEFESA - PÓS-GRADUAÇÃO

Programa de Pós-Graduação em:	Engenharia Mecânica				
Defesa de:	Tese de Doutorado Acadêmico, 315, COPEM				
Data:	11/08/2021	Hora de início:	07:30	Hora de encerramento:	09:30
Matrícula do Discente:	11813EMC002				
Nome do Discente:	Cassius Ricardo Nascimento Ferreira				
Título do Trabalho:	Projeto de linha industrial para o processamento de resíduos sólidos urbanos e produção de combustível derivado de resíduos para a gaseificação em reator termoquímico: análise experimental do syngas para a produção de energia térmica e elétrica				
Área de concentração:	Transferência de Calor e Mecânica dos Fluidos				
Linha de pesquisa:	Geração e Conservação de Energia				
Projeto de Pesquisa de vinculação:	Metodologia e Infraestrutura Tecnológica para Aumento da Eficiência de Sistemas de Geração através da Caracterização e Padronização de Reator Termoquímico				

Reuniu-se por meio de webconferência via google meet a Banca Examinadora, designada pelo Colegiado do Programa de Pós-graduação em Engenharia Mecânica, assim composta: Professores Doutores: Enio Pedone Bandarra Filho - FEMEC/UFU; Washington Martins da Silva Júnior - FEMEC/UFU; Electo Eduardo Silva Lora - UNIFEI; Sérgio Leal Braga - PUC/RJ; e Solidônio Rodrigues de Carvalho - FEMEC/UFU, orientador do candidato. Ressalta-se que os Profs. Solidônio Rodrigues de Carvalho, Enio Pedone Bandarra Filho, Washington Martins da Silva Júnior e o Discente participaram da defesa por meio de webconferência desde a cidade de Uberlândia/MG, Prof. Electo Eduardo Silva Lora desde a cidade de Itajubá/MG e Prof. Sérgio Leal Braga desde a cidade de Rio de Janeiro/RJ em atendimento a Portaria nº 36, de 19 de março de 2020, da Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior - CAPES.

Iniciando os trabalhos o presidente da mesa, Dr. Solidônio Rodrigues de Carvalho, apresentou a Comissão Examinadora e o candidato, agradeceu a presença do público, e concedeu ao Discente a palavra para a exposição do seu trabalho. A duração da apresentação do Discente e o tempo de arguição e resposta foram conforme as normas do Programa.

A seguir o senhor(a) presidente concedeu a palavra, pela ordem sucessivamente, aos(às) examinadores(as), que passaram a arguir o(a) candidato(a). Ultimada a arguição, que se desenvolveu dentro dos termos regimentais, a Banca, em sessão secreta, atribuiu o resultado final, considerando o(a) candidato(a):

Aprovado.

Esta defesa faz parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Doutor.

O competente diploma será expedido após cumprimento dos demais requisitos, conforme as normas do Programa, a legislação pertinente e a regulamentação interna da UFU.

Nada mais havendo a tratar foram encerrados os trabalhos. Foi lavrada a presente ata que após lida e achada conforme foi assinada pela Banca Examinadora.



Documento assinado eletronicamente por **Solidonio Rodrigues de Carvalho, Professor(a) do Magistério Superior**, em 11/08/2021, às 09:33, conforme horário oficial de Brasília, com fundamento no art. 6º, § 1º, do [Decreto nº 8.539, de 8 de outubro de 2015](#).



Documento assinado eletronicamente por **Enio Pedone Bandarra Filho, Professor(a) do Magistério Superior**, em 11/08/2021, às 09:33, conforme horário oficial de Brasília, com fundamento no art. 6º, § 1º, do [Decreto nº 8.539, de 8 de outubro de 2015](#).



Documento assinado eletronicamente por **Washington Martins da Silva Junior, Professor(a) do Magistério Superior**, em 11/08/2021, às 09:34, conforme horário oficial de Brasília, com fundamento no art. 6º, § 1º, do [Decreto nº 8.539, de 8 de outubro de 2015](#).



Documento assinado eletronicamente por **Sergio Leal Braga, Usuário Externo**, em 11/08/2021, às 09:34, conforme horário oficial de Brasília, com fundamento no art. 6º, § 1º, do [Decreto nº 8.539, de 8 de outubro de 2015](#).



Documento assinado eletronicamente por **Electo Eduardo Silva Lora, Usuário Externo**, em 11/08/2021, às 09:36, conforme horário oficial de Brasília, com fundamento no art. 6º, § 1º, do [Decreto nº 8.539, de 8 de outubro de 2015](#).



A autenticidade deste documento pode ser conferida no site https://www.sei.ufu.br/sei/controlador_externo.php?acao=documento_conferir&id_orgao_acesso_externo=0, informando o código verificador **2925785** e o código CRC **80FB4A1F**.

DEDICATÓRIA

**Ao meu pai, Antônio Ferreira
de Souza in memória
A minha esposa Ana Paula de
Castro Sousa e ao meu filho
José Elias de Castro Ferreira**

AGRADECIMENTOS

Expresso meus sinceros agradecimentos a todos que participaram, direta ou indiretamente, da realização deste trabalho, principalmente:

- Ao Prof. Solidônio R. de Carvalho pela orientação, amizade, disposição e atenção ao longo da realização deste trabalho
- Aos professores Valério L. Borges, Alam G. Trovó, Washington M. S. Júnior que contribuíram nos estudos relacionados à linha de pesquisa em gaseificação.
- Ao Diretor Técnico e amigo Luciano R. Infiesta – Carbogás Energia Ltda. – pela excelente dedicação e atenção, que possibilitaram o desenvolvimento do Projeto P&D que originou este trabalho.
- Ao amigo Nelson Araújo dos Santos que possibilitou a realização deste estudo enquanto gerente de P&D da Empresa Furnas Centrais Elétricas S.A.
- Agradeço as companhias brasileiras: Furnas Centrais Elétricas S.A. e Carbogás Energia Ltda., assim como as agências governamentais ANEEL, CAPES, CNPq e FAPEMIG pelo suporte financeiro.
- Aos doutorandos Vitor Alberto Lemes Monteiro e Valdislaine M. da Silva pelo companheirismo e contribuições a este trabalho.
- À Universidade Federal de Uberlândia e à Faculdade de Engenharia Mecânica pela estrutura física e organizacional de um dos melhores programas de pós-graduação do país, que possibilitaram minha formação nos últimos anos.

.

.

FERREIRA, C. R. N. **Projeto de linha industrial para o processamento de resíduos sólidos urbanos e produção de combustível derivado de resíduos para a gaseificação em reator termoquímico: análise experimental do syngas para a produção de energia térmica e elétrica.** 2021. 120 p. Tese de Doutorado, Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, Brasil.

Resumo

Este trabalho teve como objetivo investigar o uso de combustível derivado de resíduos (CDR), oriundo de resíduos sólidos urbanos (RSU) em um processo de gaseificação, utilizando uma planta piloto em escala semi-industrial, visando o tratamento destes resíduos e geração de energia. Os resultados obtidos motivaram a construção de uma usina termoquímica no município de Boa Esperança – MG, capaz de converter RSU em energia elétrica. Para realização deste estudo foram coletados RSUs do município. As amostras foram retiradas da coleta diária e também do aterro não controlado (lixão) e passaram por um processo de padronização, para controle do tamanho das partículas, composição e teor de umidade até a obtenção do CDR. Os resultados obtidos no presente trabalho motivaram o projeto de uma linha industrial para a conversão de RSU em CDR. Foram realizados os balanços de energia e massa no reator termoquímico, a partir de dados experimentais oriundos de testes na planta piloto para verificar a eficiência térmica associada ao processo. A composição volumétrica, o poder calorífico inferior e a densidade do gás de síntese (syngas) resultante foram determinados de análises cromatográficas. O sistema de gaseificação em leito fluidizado da planta piloto processou 7,1 ton/dia de CDR, em 4 dias de testes, por um período diário de 8 h, produzindo 16,9 ton/dia de gás de síntese com PCI de 4,6 MJ/kg, produzindo 26% em peso de cinzas. Todos os testes experimentais na planta piloto foram certificados por empresas acreditadas. Durante o processo de combustão do syngas, verificou-se que as emissões apresentaram níveis de poluição abaixo dos padrões previstos em normas nacionais e internacionais, demonstrando a viabilidade dessa tecnologia para a conversão de RSU em energia térmica e elétrica renovável. Todos os resultados experimentais foram submetidos para a Secretaria de Estado e Meio Ambiente e Desenvolvimento Sustentável de Minas Gerais (SEMAD), que aprovou e concedeu as licenças de instalação e operação para a usina termoquímica de Boa Esperança – MG.

Palavras Chaves: RSU, CDR, Gaseificação, GEE, Energia, Semi-industrial.

FERREIRA, C. R. N. **Design of an industrial solid waste processing line to produce refuse-derived fuel for gasification in a thermochemical reactor: experimental analysis of syngas for the production of thermal and electrical energy.** 2021. 120 p. D. Sc Thesis, Federal University of Uberlândia, Uberlândia, Brazil.

Abstract

This work aimed to investigate the use of refuse-derived fuel (MRDF) from municipal solid waste (MSW) in a gasification process, using a pilot plant on a semi-industrial scale, aiming at the treatment of these residues and energy generation. The results obtained motivated the construction of a thermochemical plant in the municipality of Boa Esperança - MG, capable of converting MSW into electrical energy. To carry out this study, MSW from the municipality were collected. The samples were taken from the daily collection and also from the dump. Then they went through a standardization process, to control the particle size, composition and moisture content until obtaining the MRDF. The results obtained in the present work motivated the design of an industrial line for the conversion of MSW into MRDF. Energy and mass balances were carried out in the thermochemical reactor, based on experimental data from pilot plant to verify the thermal efficiency associated to the process. The volumetric composition, the lower heating value (LHV) and the density of the resulting synthesis gas (syngas) were determined from chromatographic analyses. The pilot plant's fluidized bed gasification system processed 7.1 ton / day of MRDF, in 4 days of testing, for a daily period of 8 h, producing 16.9 ton / day of synthesis gas with a LHV of 4, 6 MJ / kg, producing 26 wt% of ash. All experimental tests at the pilot plant were certified by accredited companies. During the combustion process of the syngas, it was found that the emissions had levels of pollution below the standards provided in national and international standards, demonstrating the viability of this technology in the conversion of MSW into renewable thermal and electrical energy. All experimental results were submitted to the Secretary of State and Environment and Sustainable Development of Minas Gerais (SEMAD), which approved and granted the installation and operation licenses for the thermochemical plant of Boa Esperança - MG.

Keywords: MSW, MRDF, Gasification, GHG, Energy, Semi-industrial.

LISTA DE SÍMBOLOS E SIGLAS

Símbolos Latinos:

C_p	: Calor específico à pressão constante
ER	: Razão de Equivalência
h	: Entalpia (ar, vapor, gás de síntese etc.)
h	: Entalpia
h_{water}	: Entalpia da água na entrada e saída do secador
h_{Air}	: Entalpia do ar na entrada e saída do secador
h_{water_vapor}	: Entalpia do vapor d'água na entrada e saída do secador
$\dot{m}$	: Vazão mássica (gás de síntese ou CDR etc.)
$\dot{m}_{ar}$	: Vazão mássica de ar
$\dot{m}_{CDR_{in}}$	: Vazão mássica de CDR na entrada do secador
$\dot{m}_{CDR_{out}}$	: Vazão mássica de CDR na saída do secador
$\dot{m}_{CDR_{30\%}}$	: Vazão mássica de CDR à 30% de umidade
$\dot{m}_{CDR_{15\%}}$	: Vazão mássica de CDR à 15% de umidade
$\dot{m}_{dry_Air_{in}}$	: Vazão mássica de ar seco na entrada do secador
$\dot{m}_{dry_Air_{out}}$	: Vazão mássica de ar seco na saída do secador
$\dot{m}_{Air_{in}}$	: Vazão mássica de ar na entrada do secador
$\dot{m}_{water_Air_{in}}$	: Vazão mássica de vapor d'água à 60% de umidade do ar

$\dot{m}_{T_{O_2}}$	: Vazão mássica do oxigênio
$\dot{m}_{O_2C}$	: Vazão mássica do carbono
$\dot{m}_{O_2H_2}$	: Vazão mássica do hidrogênio
$\dot{m}_{T_{Ar}}$	: Vazão mássica de ar total
$\dot{m}_{CDR}$	: Vazão mássica de CDR
$\dot{m}_{G_{Ar}}$	: Vazão mássica de ar para gaseificação
$\dot{m}_{calcário}$	: Vazão mássica de Calcário
$\dot{m}_{syngas}$	: Vazão mássica de gás de síntese
$\dot{m}_{cinzas}$	: Vazão mássica de cinzas
$\dot{m}_{resíduo\ sólido}$	: Vazão mássica de resíduos sólidos
P	: Pressão total
P_v	: Pressão vapor d'água
PCi_{CDR}	: Poder Calorífico Inferior do CDR
$PCi_{syngás}$	: Poder Calorífico Inferior do Gás de Síntese
$\dot{W}_{Reator}$	: Potência térmica do reator
wt%	: Percentual de umidade
y_{CDR}	: Peso molecular do CDR

Símbolos Gregos:

η_{reator}	: Rendimento do reator
$\omega_{Air_{in}}$	: Umidade específica do ar

Siglas e abreviaturas:

ABCP	: Associação Brasileira de Cimento Portland
ABNT	: Associação Brasileira de Normas Técnicas
ABRELPE	: Associação Brasileira de Empresas de Limpeza
ASTM	: American Society for Testing and Materials
CCE	: Eficiência de Conversão de Carbono
CDR	: Combustível Derivado de Resíduos Sólidos Urbanos
CETESB	: Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental do Estado de São Paulo
CONAMA	: Conselho Nacional do Meio Ambiente
FID	: Detector de Ionização de Chama
IAPWS	: <i>International Association for the Properties of Water and Steam</i>
IBAMA	: Instituto Brasileiro do Meio Ambiente e dos Recursos Naturais Renováveis
LPSR	: Linha de Processamento de Resíduos Sólidos Urbanos
MRDF	: <i>Municipal Refuse Derived Fuel</i>
NBR	: <i>Norma Brasileira</i>
PCI	: Poder Calorífico Inferior
PNRS	: Política Nacional de Resíduos Sólidos
RSU	: Resíduos Sólidos Urbanos
SWPL	: <i>Solid Waste Processing Line</i>
TCD	: Detector de Condutividade Térmica
UTGE	: Usina Termoquímica de Geração de Energia

WTE : *Waste-to-Energy*

SUMÁRIO

CAPÍTULO I	1
1.1.Contextualização.....	1
1.2.Objetivos.....	3
1.3.Justificativa.....	4
1.4.Estrutura da Tese.....	5
CAPÍTULO II	7
REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	7
2.1 Destinação dos Resíduos Sólidos.....	7
2.2 Composição Gravimétrica.....	12
2.3 Destinação dos Resíduos.....	12
2.4 Características dos CDR.....	13
2.5 Tecnologias de Produção de CDR.....	13
2.6 Utilização de CDR.....	15
2.7 Estabilidade Biológica de Resíduos.....	16
2.8 Caracterização do CDR.....	20
2.9 Reatores Termoquímicos.....	28
2.9.1 Tipos de Reatores de Gaseificação.....	33
2.9.2 Atrito e Elutriação de Partículas.....	36
2.9.3 Efeito da composição da cinza.....	39
2.9.4 Atrito e Deposição de Cinzas.....	39
2.9.5 Uso e descarte de resíduos sólidos.....	41
2.9.6 Definição e formação do alcatrão.....	42
2.9.7 Efeito da temperatura.....	44
2.9.8 Efeito de Razão Equivalente e Vapor.....	46
2.9.9 Efeitos do tempo de residência.....	46
2.9.10 Efeito de materiais ativos.....	47

2.10 Gás de Síntese.....	48
CAPÍTULO III	50
Resíduos Sólidos Urbanos (RSU) e Produção de Combustível Derivado de Resíduos (CDR)	50
3.2 Materiais e Métodos.....	53
3.2.2. Análises Químicas do RSU e CDR.....	62
CAPÍTULO IV	64
4.2.1. Cálculo estequiométrico: balanços de energia e massa aplicados no reator termoquímico da planta experimental	66
4.2.2. Análises químicas do syngas antes e após o processo de combustão	73
CAPÍTULO V	81
RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	81
CAPÍTULO VI.....	94
CONCLUSÕES	94
SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	97
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	98
ANEXO I	123
ANEXO II	129

CAPÍTULO I

INTRODUÇÃO

1.1. Contextualização

A correta destinação e o tratamento dos resíduos gerados pela humanidade tem sido bastante debatido em diversos países, considerando a grande quantidade de resíduos sólidos urbanos (RSU) produzidos (ISWA, 2017). Em média, diariamente são gerados cerca de 1,2 kg de RSU por pessoa (BHOI et al., 2018). No Brasil, devido ao cenário socioeconômico é comum em diversos municípios o descarte dos resíduos em locais não controlados, sendo os lixões a destinação mais frequente. Assim sendo, torna-se evidente a necessidade de meios que possam garantir a correta e adequada destinação dos resíduos, assim como sua utilização como fonte de geração de energia.

A Política Nacional de Resíduos Sólidos (PNRS), instituída pela Lei 12.305/2010, apresenta os objetivos e metas a serem realizados em um determinado período pelos órgãos administrativos, em todas as suas esferas, visando uma correta gestão dos resíduos sólidos.

Diante da problemática da deposição dos resíduos em aterros e lixões, urge a necessidade de desenvolvimento de tecnologias que possam mitigar os impactos ambientais gerados diariamente pelos RSUs, e que consigam atender a legislação ambiental vigente, focando no desenvolvimento socioeconômico sustentável (Makarichi et al., 2018).

Por apresentarem uma composição diversificada, os RSUs possuem em suas ligações químicas moléculas de oxigênio, carbono e hidrogênio. Quando ocorre a quebra dessas ligações químicas os RSUs podem ser convertidos em biocombustíveis os quais podem ser aproveitados na geração de energia, mobilidade urbana, indústria química e petroquímica. Para Sipra et al. (2018) os RSUs podem ser considerados como uma fonte

renovável e com potencial enorme de geração de energia térmica e elétrica por meio de métodos de recuperação energética.

Os processos de recuperação energética podem, segundo Jain e Sharma (2011), ser divididos em duas categorias: processos biológicos (biodigestão anaeróbica e Fermentação) e processos termoquímicos (Incineração, Combustão, Pirolise, Gaseificação e Liquefação). Tais metodologias de conversão também são conhecidas como, *Waste-to-Energy* (WTE) (SOMORIN; ADESOLA; KOLAWOLE, 2017).

De acordo com Sipra et al. (2018), as formas de gestão de RSU são: a reciclagem, os processos biológicos (ex.: compostagem, biodigestão), a destinação em aterros e a recuperação energética a partir de processos termoquímicos (incineração, pirólise ou gaseificação). A incineração consiste na combustão direto no RSU para a geração de energia térmica, enquanto na gaseificação e pirólise, ocorre a termo degradação do RSU, em uma atmosfera com baixa ou total ausência de oxigênio. Logo, o RSU é convertido em biocombustíveis líquidos e/ou gasosos, os quais são utilizados para a geração de energia térmica e/ou elétrica (LINO e ISMAIL., 2018).

Uma análise sobre diversos estudos envolvendo as tecnologias WTE foi feita por ASTRUP et al. (2015). Tais autores constataram que cerca de 82% das tecnologias estão direcionadas para a incineração, enquanto 10% estão focadas em processos de gaseificação. No entanto, no Brasil a Lei 12.305/2010 (PNRS) não permite a incineração como prática WTE. Logo, os processos de pirólise e gaseificação surgem como alternativas e por isso vêm sendo analisados e estudados por diversos pesquisadores.

Entretanto, a falta de incentivo governamental ao desenvolvimento de equipamentos necessários para o tratamento dos resíduos em escala industrial (INFIESTA et al., 2019), aliado à ausência de mecanismos e metodologias que possam assegurar a comercialização da energia elétrica (REZAEI et al., 2018), dificultam o trabalho dos pesquisadores. Ressalta-se a necessidade de desenvolvimento de reatores termoquímicos de pirólise ou gaseificação adequados às particularidades do RSU, devido às suas variações de umidade e composição (PANEPINTO et al., 2015).

O presente trabalho teve sua origem a partir de um projeto de pesquisa e desenvolvimento ANEEL (PD-0394-1602/2016) intitulado: “Aproveitamento energético e geração de energia elétrica de resíduos sólidos urbanos a partir de reator termoquímico”. Este projeto de Pesquisa, Desenvolvimento e Inovação (P&D + I), celebrado entre a UFU, Furnas Centrais Elétricas S.A. e a empresa Carbogás Energia Ltda teve como objetivo a “Elaboração de Metodologia e Infraestrutura Tecnológica para aumento da Eficiência de Sistemas de Geração por meio da Caracterização e Padronização de Reator Termoquímico e Combustível Derivado de Resíduo”. Os estudos realizados foram primordiais para a obtenção da licença ambiental de instalação e operação da Usina

Termoquímica de Geração de Energia (UTGE) de Boa Esperança com capacidade de geração mínima de 1 MWh e máxima de 1,5 MWh elétrico. A licença ambiental foi obtida em 13/07/2018 com Nº 138/2018 a partir de diversos ensaios utilizando a planta experimental da Carbogas Energia, a qual possui um gaseificador em leito fluidizado, com número de patente PI 1001589-2 A2, instalado no município de Mauá – SP, sede da empresa.

1.2. Objetivos

Este trabalho tem como objetivo analisar teoricamente e experimentalmente parâmetros operacionais de uma Unidade Térmica de Geração de Energia (UTGE) que converte resíduos sólidos urbanos (RSU) em combustível derivado de resíduo (CDR). O CDR alimenta um reator termoquímico de leito fluidizado para a produção do gás de síntese. Este gás combustível é consumido por uma caldeira a vapor para fins de geração de energia térmica e elétrica.

Por meio deste trabalho, deseja verificar analiticamente e experimentalmente todas as etapas da UTGE. Destaca-se que se trata da primeira planta em escala industrial brasileira para conversão de RSU em até 1.5 MWh de energia elétrica. De forma mais específica, este trabalho será dividido em etapas, conforme descrito a seguir:

- Análise experimental da linha de processamento de resíduos sólidos urbanos (RSU) para produção de CDR;
- Avaliação termodinâmica do reator termoquímico;
- Análise química e estequiométrica do gás de síntese;
- Análise de emissões de gases.

Todos os objetivos foram determinados considerando-se as limitações e propósitos da UTGE em fase de construção na cidade de Boa Esperança - MG. Portanto, alguns aspectos relativos ao processo de pré-tratamento de RSU, produção e gaseificação de CDR e outros tópicos relevantes serão também apresentados ao longo do presente trabalho.

Para a obtenção do gás de síntese fora utilizado a planta experimental de Mauá – SP, utilizando os Resíduos sólidos Urbanos coletados em Boa Esperança – MG, o qual passou por um processo de caracterização e transformação que será descrito no capítulo III.

1.3. Justificativa

A gaseificação consiste em uma prática WTE para realizar a correta destinação dos resíduos sólidos gerados diariamente e mitigar os passivos já existentes em aterros sanitários controlados e não controlados.

O processo de gaseificação é bastante utilizado pela indústria siderúrgica na produção de carvão vegetal. No entanto, há poucos trabalhos técnicos científicos no que se refere ao processo de gaseificação de resíduos sólidos e/ou combustível derivado de resíduos. Destaca-se que durante a revisão bibliográfica não foram identificados trabalhos que relacionam a gaseificação de CDR em escala industrial.

O desenvolvimento da presente linha de pesquisa pode levar aos seguintes impactos tecnológicos:

- Padronização do processo de caracterização e produção do CDR;
- Otimização de balanços de massa e energia, para linha de preparação do CDR;
- Padronização da metodologia de verificação dos elementos químicos que compõe o gás de síntese;
- Padronização da metodologia de verificação das emissões atmosféricas oriundas da combustão do gás de síntese;
- Capacitação de profissionais;
- Patentes;
- Construção de equipamentos nacionais para geração termoquímica e desenvolvimento da indústria de transformação nacional.

Este trabalho visa auxiliar na elaboração de metodologias que possam contribuir para a normatização e padronização dos processos de preparação das diversas etapas que compõe a geração WTE por meio de uma UTGE. Agregar informações que permitam otimizar processos, projetos e a operacionalização das plantas e difundir o conhecimento para a comunidade científica. Gerar documentos didáticos para órgãos governamentais, facilitando o entendimento destes sobre a prática WTE, no tocante a viabilidade da gaseificação como forma de gestão de RSU e geração de energia.

Esta pesquisa, de forma indireta, teve a finalidade de auxiliar no processo de licenciamento da primeira UTGE em fase de instalação no município de Boa Esperança – MG, além de contribuir para a difusão de processos e tecnologias que permitam o desenvolvimento de forma sustentável.

A partir deste projeto de pesquisa foram publicados dois artigos científicos internacionais, a saber:

- I. INFIESTA, L. R.; FERREIRA, C. R. N.; TROVÓ, A. G.; BORGES, V. L.; CARVALHO, S. R. Design of an industrial solid waste processing line to produce refuse-derived fuel. **Journal of Environmental Management**. v. 236, p. 715-719, 2019. Anexo I
- II. FERREIRA, C. R. N.; INFIESTA, L. R.; MONTEIRO, V. A. L.; STARLING, M. C. V.M.; SILVA JÚNIOR, W. M.; BORGES, V. L.; CARVALHO, S. R.; TROVÓ, A. G. Gasification of municipal refuse-derived fuel as an alternative to waste disposal: process efficiency and thermochemical analysis. **Process Safety and Environmental Protection**, v. 1, p. 1-10, 2021. Anexo II

1.4. Estrutura da Tese

Esta tese foi estruturada em seis capítulos. No Capítulo II, apresentou-se uma revisão bibliográfica sobre a destinação dos resíduos a nível nacional e mundial, metodologias utilizadas para caracterizar RSUs e CDRs, bem como técnicas para aproveitamento energético. Apresentou-se ainda os diferentes tipos de reatores termoquímicos, produtos gerados, assim como os subprodutos e o gás de síntese.

No terceiro capítulo foram apresentados detalhes da Linha de Processamento de Resíduos Sólidos (LPRS) para conversão de RSU em CDR. Foram listados todos os equipamentos, processos e normas técnicas envolvidas. Realizou-se ainda os balanços de energia e massa para análise de viabilidade operacional.

No Capítulo IV apresentou-se o processo de gaseificação da planta experimental da empresa Carbogas Energia LTDA, utilizada para obtenção do gás de síntese em escala semi industrial. Foram apresentadas as normas e procedimentos para identificar a composição, volume e poder calorífico inferior do syngas, bem como dos produtos gerados pela sua queima em fornalha. Foram apresentadas as análises

termodinâmicas, bem como os balanços de massa e energia para planta industrial de Boa Esperança.

No quinto capítulo foram apresentados os resultados experimentais referentes às análises do RSU, CDR, suas características físicas, químicas e de poder calorífico. Apresentou-se ainda a análise do syngas, sua composição, densidade e poder calorífico. Realizou-se a comparação com dados técnicos de outras biomassas já estudadas na literatura. Além disso, foi realizado um estudo detalhado das emissões dos produtos da combustão do syngas, comparando-os com os padrões estabelecidos por normas nacionais e internacionais.

Reuniu-se no sexto capítulo as conclusões finais e sugestões para trabalhos futuros.

CAPÍTULO II

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 Destinação dos Resíduos Sólidos

Um dos maiores desafios atuais, para os gestores públicos, é a correta destinação dos Resíduos Sólidos Urbanos (RSU). De acordo com os dados da Abrelpe (2020), nos últimos 10 anos, houve um crescimento de 17,9% na geração de RSU, no Brasil, sendo, em 2010, gerados cerca de 67 milhões de toneladas, e 79 milhões de toneladas no ano de 2019. Esse aumento representa uma elevação *per capita* de 348 kg/ano para 379 kg/ano, ou seja, cada pessoa, em 2019, gerou cerca de 1,04 kg/dia.

A Fig. 2.1 mostra a evolução da geração de RSU entre os anos de 2010 e 2019, estratificado por regiões do Brasil, considerando o quantitativo em ton/ano e o quantitativo *per capita* kg/ano de cada região.

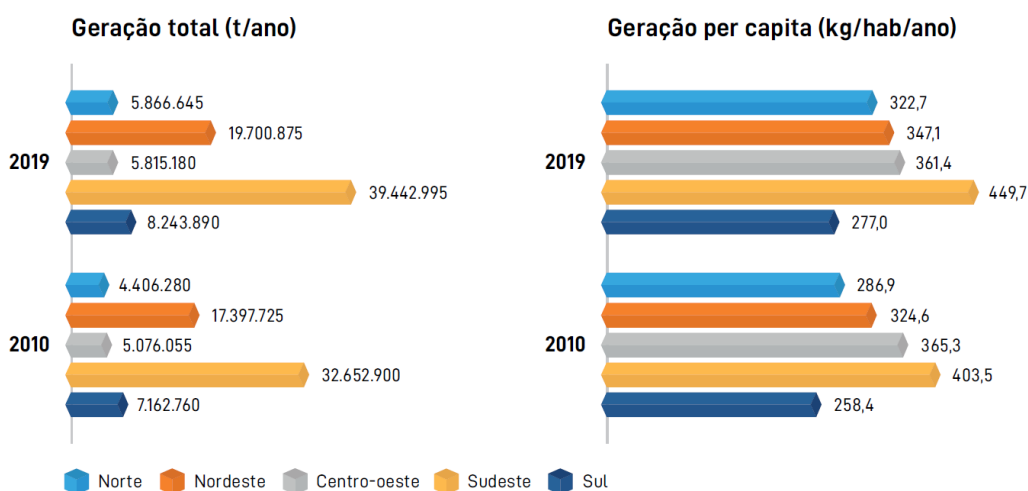


Fig. 2.1 – Quantitativos em tonelada e *per capita* de cada região. Fonte: Relatório Abrelpe (2020).

A Fig. 2.2 expõe a evolução da coleta de resíduos sólidos urbanos entre os anos de 2010 e 2019. Segundo dados da Abrelpe (2020), houve um crescimento da

coleta em todas as regiões do país, passando de 59 milhões de toneladas, no ano de 2010, para 72,7 milhões de toneladas, em 2019, um crescimento de 23,23%. Considerando a cobertura total dos municípios, passaram de 88% para 92% aqueles que possuem alguma forma de coleta de RSU.

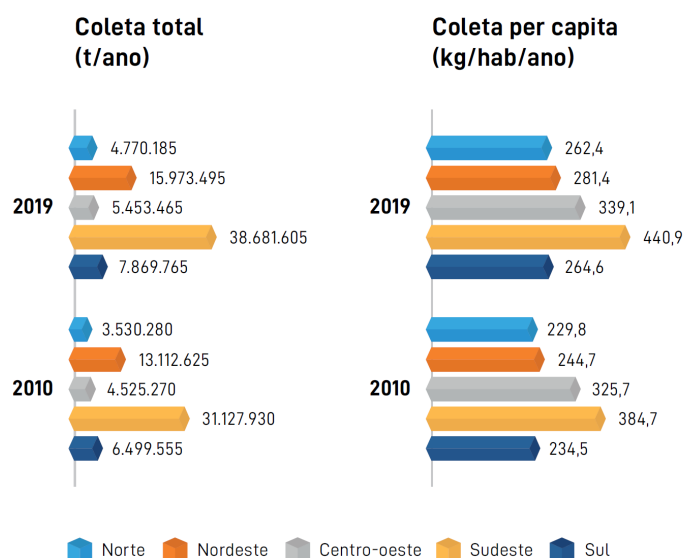


Fig. 2.2 – Avanço da Coleta no Brasil. Fonte: Relatório Abrelpe (2020).

De acordo com a Abrelpe (2020), 3.152 municípios trouxeram, em 2010, iniciativas de coleta seletiva de alguma forma, já em 2019, houve um crescimento para 4070 municípios, representando um crescimento de 29,12%.

A Fig. 2.3 apresenta a evolução da coleta seletiva nos últimos 10 anos, de modo estratificado, por região do país. Demonstrando que a coleta seletiva ainda não abrange a totalidade das áreas urbanas do Brasil, ou seja, ainda há necessidade de investimentos que permitam abranger a totalidade dos municípios.

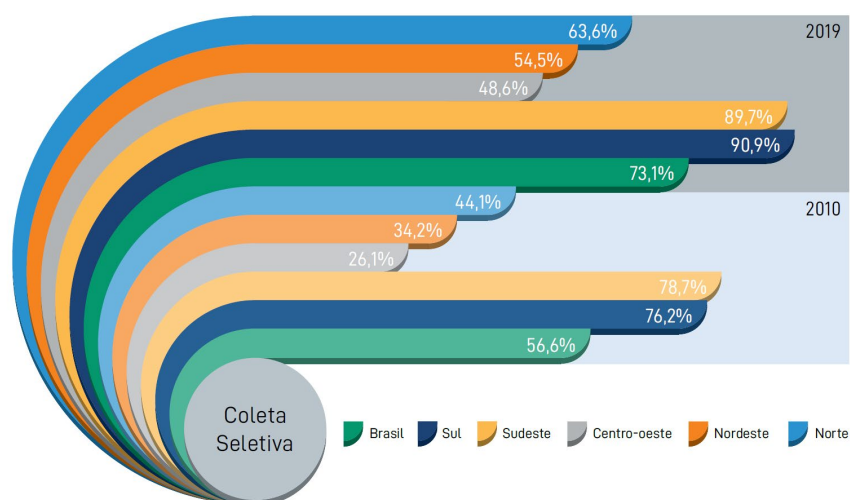


Fig. 2.3 – Avanço da Coleta Seletiva no Brasil, na última década. Fonte: Relatório Abrelpe (2020).

Um dos maiores desafios está na correta destinação dos resíduos e em qual será a sua disposição final, que precisa ser ambientalmente correta e atender às exigências da Política Nacional de Resíduos Sólidos (PNRS).

Faz-se ainda necessária a observação das normas operacionais específicas e legislações ambientais, que visam mitigar os danos ou riscos à saúde pública e à segurança, minimizando os possíveis impactos ambientais que possam estar ocorrendo.

A Abrelpe (2020), no Brasil, afirma que os aterros sanitários são responsáveis pela deposição de grande parte dos RSUs coletados. Na última década, houve um incremento de 10 milhões de toneladas de RSU, passando de 33 milhões de toneladas ano para 43 milhões de toneladas ano, o que representa um crescimento de, aproximadamente, 30%.

No entanto, conforme os dados exibidos, houve também um crescimento, na última década, de 16%, referente à deposição inadequada dos resíduos sólidos urbanos em lixões e aterros não controlados, passando de 25 milhões de toneladas/ano, em 2010, para 29 milhões de toneladas/ano, em 2019 (Fig. 2.4).

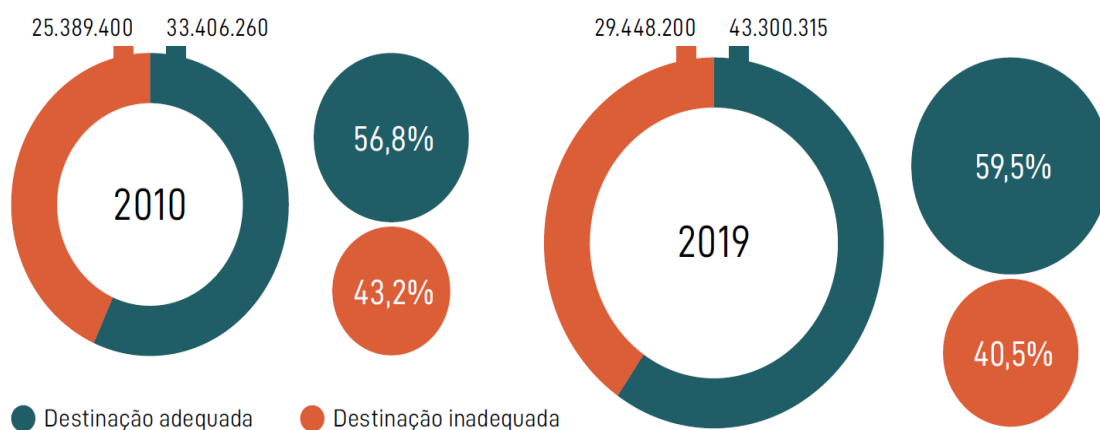


Fig. 2.4 – Destinação dos Resíduos Sólidos Urbanos na última década. Fonte Relatório Abrelpe (2020).

Com base nos dados expostos na Fig. 2.4, pode-se constatar que houve um avanço nos últimos 10 anos quanto à destinação adequada dos resíduos sólidos. Tal fato está associado à implementação dos princípios e diretrizes da Política Nacional de Resíduos Sólidos (PNRS), estabelecida pela Lei 12.305, de 2 de agosto de 2010, a qual completou, em 2020, uma década de vigência.

Analisando as regiões do Brasil, principalmente Centro-Oeste, Nordeste e Norte, pode-se observar que há um baixo índice de destinação adequada quando se compara à média nacional. Conforme a Abrelpe (2020), cerca de 79% dos 357 municípios, que compõem a região Norte, têm a destinação dos resíduos sólidos para aterros não controlados e lixões.

Já a região nordeste, que é composta por 1340 municípios, cerca de 74,6% têm a destinação dos resíduos sólidos em aterros não controlados e/ou lixões. Com relação à região Centro-Oeste, composta por 305 municípios, 65% realizam a destinação inadequada dos resíduos.

Referente à coleta seletiva de resíduos sólidos, a Abrelpe (2020) atesta que houve um crescimento na última década, ou seja, em 2010, aproximadamente, 56,6% dos municípios faziam a coleta, chegando a cerca de 73%, em 2019.

Todavia, tais iniciativas ainda são bastante incipientes, o que acaba refletindo na sobrecarga do sistema de destinação final e, por consequência, na extração de recursos naturais (água), que, em vários locais, já estão próximos ao limite de esgotamento.

Pode-se observar que, apesar da Política Nacional de Resíduos Sólidos vigente desde 2010, não houve avanços nos índices de reciclagem, permanecendo estagnados em níveis inferiores a 4% em média, considerando todas as regiões do país.

Não obstante a legislação vigente apresente pontos inovadores e abrangência de atuação, com sistemática rígida para a gestão dos resíduos sólidos, pode-se notar, por meio dos dados exibidos, que ainda há fatores que dificultam a realização das práticas estabelecidas e planejadas pela PNRS.

Premissas básicas estipuladas, dentre elas, redução da geração de resíduos, implantação dos sistemas de logística reversa, o aumento da recuperação dos materiais passíveis de reciclagem e a correta destinação dos resíduos gerados ainda são metas que não foram atingidas desde a implantação da política.

Diante dos pontos levantados, pode-se observar que há grandes dificuldades e *déficits* ainda a serem superados, mesmo após uma década da política de resíduos, devido a diversos fatores. Exemplificando: dentre esses *déficits* estão a falta de capacitação institucional dos entes envolvidos, os quais não reconhecem a importância da correta gestão dos resíduos sólidos, nem mesmo a falta de políticas econômicas e tributárias, que contribuam para a aplicação das melhores práticas; há, ainda, a falta de financiamentos, que permitam a utilização destas práticas.

Com essa deficiência nas políticas de gestão de resíduos, constata-se que a geração de Resíduos Sólidos Urbanos (RSU) teve um crescimento de, aproximadamente, 19%, porém a destinação em áreas inadequadas teve um crescimento de cerca de 30%.

Os índices demonstram a carência de recursos para a correta destinação, o que pode gerar danos tanto para o meio ambiente quanto para a saúde da população. A Fig. 2.5 exibe a evolução da geração dos resíduos e a inadequada deposição.

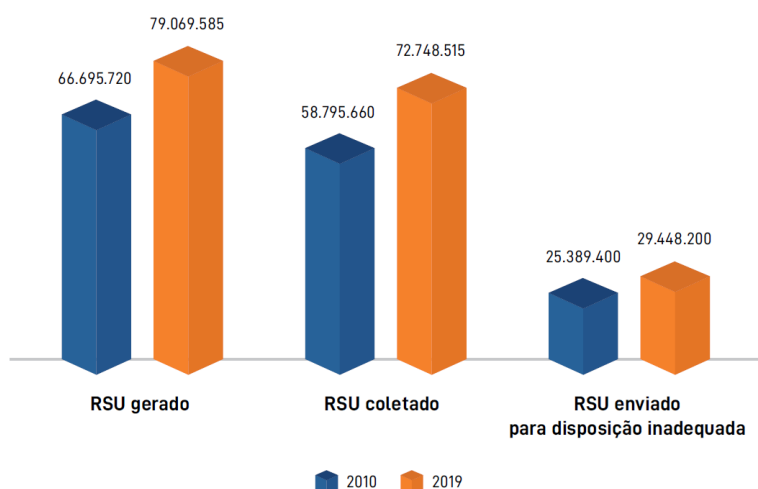


Fig. 2.5 – Avanço da geração de RSU e a inadequada deposição. Fonte: Abrelpe (2020).

2.2 Composição Gravimétrica

Uma análise da composição dos resíduos sólidos, por parte dos municípios, permitirá melhor planejamento da gestão dos resíduos. Por meio da definição de estratégias, políticas públicas e processos específicos, pode-se assegurar a correta destinação de forma ambientalmente adequada, vislumbrada pela PNRS, tendo por premissas as melhores alternativas disponíveis e aplicáveis, de acordo com a classificação e quantidades de resíduos existentes. A Fig. 2.6 mostra a gravimetria dos resíduos em nível nacional.

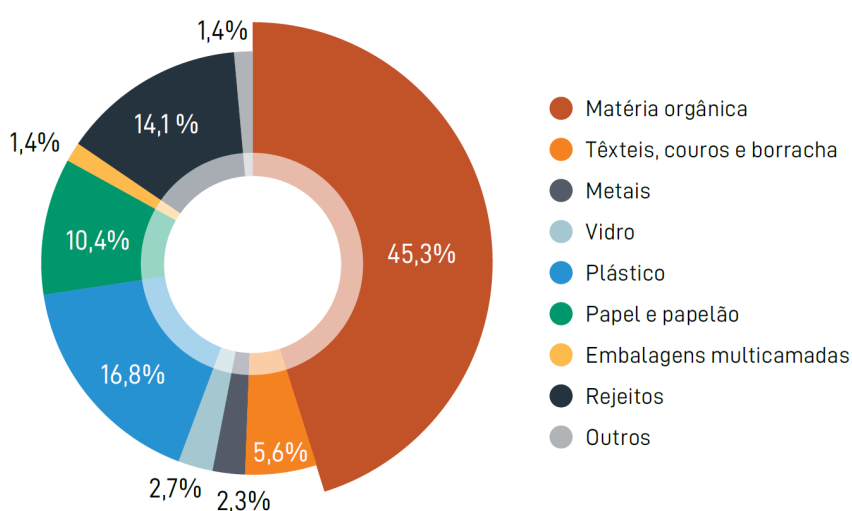


Fig. 2.6 – Gravimetria dos resíduos nacionais. Fonte: Abrelpe (2020).

Nota-se, na Fig. 2.6, que o RSU brasileiro possui alto percentual de matéria orgânica, cerca de 45,3%, seguido por 16,8% de plásticos e 10,4% de papel e papelão. Destacando estes três itens, já é possível constatar que mais de 72% do RSU, descartado em aterros e lixões, têm potencial energético para ser convertido em energia térmica.

2.3 Destinação dos Resíduos

A produção de energia a partir do RSU é realizada, no Brasil, apenas por meio da recuperação do gás metano (biogás) em aterros sanitários e biodigestores. Ressalta-se que a decomposição anaeróbica pode gerar 350 a 500 Nm³ de gás metano por tonelada de lixo brasileiro (CETESB/SMA, 2003).

A metodologia de destinação final dos resíduos sólidos em aterros sanitários consiste em uma técnica de baixo custo de implantação, que, todavia, provoca a

degradação de grandes extensões de área e sua desvalorização, afeta o entorno, causa riscos à saúde pública, eleva os custos com saúde, os quais não são mensurados e não fazem parte das planilhas de custos.

Na maioria dos aterros, não ocorre a compactação dos resíduos depositados, consumindo, cotidianamente, uma grande quantidade de áreas, o que eleva os custos de manutenção do aterro após o término de suas atividades.

A Política Nacional de Resíduos Sólidos ressalta e incentiva que a destinação final ambientalmente adequada é embasada no seguinte pilar: reduzir, reaproveitar e reciclar, conhecido como os 3 R's. Logo, fica notório que o emprego de aterros sanitários não condiz com uma alternativa sustentável, ambientalmente adequada, economicamente viável e socialmente justa.

2.4 Características dos CDR

Define-se como Combustíveis Derivados de Resíduos (CDR) os combustíveis sólidos que apresentam a sua origem nos RSU's, os quais passaram por um processo de preparação (triagem, moagem e secagem), visando a sua utilização em alguma forma de recuperação energética (térmica ou elétrica).

O CDR pode ser caracterizado a partir da identificação de suas propriedades físico-químicas e biológicas, o que pode variar conforme os seguintes fatores:

- A origem (urbana, industrial ou construção);
- Sistema de coleta (Coleta irrestrita ou coleta seletiva);
- Tratamento aplicado (se houve ou não tratamento dos resíduos – retirada de contaminante).

2.5 Tecnologias de Produção de CDR

O processamento de resíduos classificados como perigosos, conforme NBR 10.004, ocorre, há alguns anos, em determinados setores industriais, onde a destinação a aterros não é permitida, tornando esta solução em um processo seguro e eficiente para a destinação do RSU.

O poder público em suas esferas (municipal, estadual e federal) tem metas para reduzir a destinação de forma gradativa dos RSU's em aterros, diminuindo, desta forma, os impactos socioambientais. Considerando os 3 R's previstos na PNRS (recuperação, reciclagem e tratamento) o aterro seria a última opção de destinação dos RSU's.

O emprego de tecnologias de coprocessamento de resíduos em empresas caracteriza uma operação de reciclagem, baseada na Instrução Normativa do IBAMA, IN 01/2.013.

A produção do CDR ocorre em instalações destinadas à gestão de resíduos. Consiste no tratamento mecânico (seleção, separação e trituração) de resíduos não perigosos, com valor energético. O CDR é definido pela Lista Brasileira de Resíduos Sólidos, publicada na Instrução Normativa n.º 13/2.012 do IBAMA.

Para a produção do CDR, são utilizados resíduos oriundos dos setores privado (indústria, comércio e serviço) e público (parcela seca segregada do RSU), gerados em processos de segregação/triagem, constituídos, majoritariamente, de plástico, papel, borracha, madeira, panos, entre outros não viabilizados/rejeitados em processos de reciclagem material.

Os resíduos mencionados são submetidos a um processo de valorização, mediante operações de trituração e mistura. O RSU passa por um processo de bioestabilização, que consiste na redução do teor de umidade e inativação biológica. Ocorre ainda a retirada dos materiais inertes e metais não removidos durante a triagem (GENDEBIEN *et al.*, 2003). Ao final, obtém-se uma biomassa homogênea, triturada e com baixo teor de umidade denominada CDR.

A qualidade e o valor do CDR são avaliados considerando, basicamente, suas características, ou seja: homogeneidade, quantidade regularmente ofertada, poder calorífico, teor de umidade, granulometria, teor de cloro, enxofre e metais, como mostram as Tab. 2.1 e 2.2.

Tab. 2.1 – Tratamento mecânico e biológico aplicado ao RSU.

Etapas	Objetivo	Comentários
Separação Mecânica	Separar a fração orgânica; Separar possíveis recicláveis não contaminados (papelão, plástico, metais); Separar os contaminados (PVC, Resíduos Eletrônicos)	As tecnologias comumente empregadas são crivagem em tambor rotativo, triagem manual, separação por infravermelho etc.
Redução da granulometria	Aumentar a homogeneidade; Facilitar o transporte e o armazenamento.	As tecnologias comumente empregadas são a trituração, a compactação e o enfardamento.
Tratamento biológico	Compostagem ou biodigestão anaeróbica da porção orgânica, para produção de compostos e/ou energia.	

Fonte: Gendebien *et al.* (2003).

Tab. 2.2 – Objetivos das diferentes etapas do tratamento de bioestabilização de RSU.

Etapas	Objetivo	Comentários
Secagem	Redução do teor de umidade para aumentar o poder calorífico e reduzir a atividade biológica.	Pode ser mecanicamente por meio de secadores ou biologicamente por intermédio de compostagem
Separação mecânica	Separação de materiais recicláveis; Separação de contaminantes.	Uso de equipamentos industriais, para a retirada de metais ferrosos e não ferrosos.

Fonte: Gendebien *et al.* (2003).

2.6 Utilização de CDR

O CDR derivado de RSU tem sua aplicação em indústrias que detêm tecnologia ou dispositivos integrados a sistemas de conversão térmica, como as usinas de geração de energia, papel e celulose, fornos de fabricação do cimento e caldeiras de geração de vapor (MARTINS DIAS *et al.*, 2006).

O uso do CDR como substituto de combustível na produção de cimento, por meio de coprocessamento, representa uma solução ambientalmente adequada e definitiva para os resíduos, gerando ganhos ambientais na produção de cimento, com redução do consumo de combustíveis fósseis não renováveis, a emissão de gases de efeito estufa e de óxidos de nitrogênio.

A Resolução CONAMA nº 316/2002 autoriza o licenciamento de fornos rotativos de clínquer, para o coprocessamento de resíduos Classe II. São considerados para efeitos de coprocessamento somente resíduos que possam ser substitutos de matéria-prima e/ou de combustível, e que assegurem o atendimento às exigências técnicas e aos parâmetros fixados, comprovados por meio de teste de queima.

A Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental (CETESB), do estado de São Paulo, estabeleceu procedimentos que definem a utilização de resíduos em fornos de clínquer, por intermédio da Norma Técnica P4.263, estabelecendo parâmetros técnicos para licenciamento e procedimentos de amostragem e análises (SÃO PAULO, 2003).

O CDR pode ser aplicado diretamente em instalações para gerar energia, sendo queimado junto a combustíveis convencionais, ou mesmo como insumo na

produção de combustíveis com maior qualidade por meio de reatores de gaseificação ou pirólise.

A ABCP (Associação Brasileira de Cimento Portland, 2016) mostra que, em 2015, as 38 cimenteiras licenciadas para receber CDR coprocessaram cerca de 1.100.000 toneladas de resíduos de várias origens. A fábrica de Salto de Pirapora, por exemplo, do grupo Votorantim, em São Paulo, durante o período de testes para licenciamento, em 2018, valeu-se de 17,9 mil toneladas de CDR, o que significa 5,3% na substituição do coque de petróleo. Em 2019, a unidade recebeu a licença ambiental definitiva para uso do CDR. A fábrica tem capacidade para processar 65 mil toneladas/ano.

De acordo com a RESOLUÇÃO SMA Nº 38, para que o CDR possa ser utilizado como combustível e incinerado em fornos industriais, é necessário que ele possua PCI (Poder Calorífico Inferior), variando de 1425 a 5081 kcal/kg.

A incineração de CDR consiste na queima direta dos resíduos em fornalhas. Por se tratar de um processo de combustão em altas temperaturas (1200 a 1500°C), a incineração gera subprodutos poluentes altamente tóxicos, que necessitam de tratamentos especiais, antes de serem lançados na atmosfera.

Como exemplo, citam-se as dioxinas e os furanos, considerados substâncias cancerígenas. Nesse sentido, para mitigar seus efeitos, são utilizados filtros especiais, elevando os custos e a necessidade de mão de obra altamente qualificada para operação e manutenção.

No Brasil, atualmente, as leis estaduais consentem apenas o uso de CDR na indústria cimenteira.

No processo de incineração de CDR, para a produção de energia térmica e elétrica, os altos custos associados às grandes dimensões dos equipamentos e à alta tecnologia empregada no processo tornam a metodologia de destinação final de resíduo viável, economicamente, apenas em grande escala, ou seja, em regiões onde a geração de resíduos ultrapassa as 500 toneladas/dia.

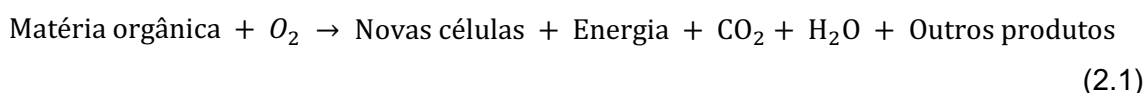
A utilização de CDR em processamentos termoquímicos com a produção do gás de síntese, em ciclos de geração térmicos de produção de energia, levando em consideração o baixo custo, a fonte renovável possibilita a geração de energia em regiões próximas ao consumo, propiciando a redução dos custos operacionais.

2.7 Estabilidade Biológica de Resíduos

A estabilidade biológica proporciona uma redução da produção de odores, bem como uma redução da degradação da matéria orgânica, provocando, desta forma, um aumento dos patógenos (IANNOTTI *et al.*, 1993; ADANI *et al.*, 2006).

A atividade biológica no resíduo sólido pode ocorrer em ambiente aeróbio ou anaeróbio, dando origem a subprodutos diferentes, que podem afetar a qualidade do CDR, e as condições de segurança ao longo do armazenamento, devido à possibilidade de ocorrência de incêndio, associados à geração de biogás, durante a decomposição anaeróbia da matéria orgânica putrescível presente no CDR.

A Eq. 2.1 define o que ocorre durante o processo de decomposição aeróbia de resíduos por intermédio do processo de bio-oxidação da matéria orgânica pelos organismos.



Para Miller e Clesceri (2000), a estabilidade biológica dos resíduos é atingida adotando parâmetros de controle para elementos tais como: carbono, principal substrato dos organismos, nível de oxigênio utilizado na respiração aeróbia, teor de umidade e fauna própria.

Na decomposição aeróbia, a hidrólise é também um passo limitante, que pode ser considerado como uma reação de 1.^a ordem, expressa pela Equação 2.1.

A seguir, será discutido qual a real contribuição de cada componente mencionado.

Carbono

O carbono degradável é de origem biogênica e pode ser encontrado em diferentes componentes dos resíduos sólidos, tais como: açúcares, amidos, entre outros, com origem nos resíduos doméstico, alimentos, celulose, semi-celulose, lenhina e frações de papéis e/ou cartões, óleos e gorduras.

A fração do carbono biogênico é importante para conferir a característica renovável e não fóssil. Adicionalmente, o carbono pode ser encontrado sob forma de cadeias complexas, dificilmente biodegradáveis, como nos plásticos e outros materiais de origem fóssil.

Oxigênio

O fornecimento de oxigênio aos microrganismos e organismos é fator determinante para a cinemática de degradação ao longo da decomposição aeróbia de resíduos. No entanto, sendo o CDR uma matriz sólida, não proporciona condições

adequadas para o fornecimento de oxigênio, pois este deve estar dissolvido na fase aquosa.

Miller e Clesceri (2000) consideram o oxigênio pouco solúvel em meio aquoso, assim, a sua biodisponibilidade está relacionada à capacidade de adsorção de água pelos resíduos. Portanto, a degradação tem relação direta entre a taxa de transferência de oxigênio, da fase gasosa para a fase líquida, e a taxa de consumo, por parte dos organismos (MILLER e CLESCERI, 2000).

Teor de Umidade

O teor de umidade é uma propriedade usada para se realizar a caracterização do CDR, sobretudo quando este é utilizado na fabricação de cimentos, não podendo ser considerando como um parâmetro associado diretamente à quantidade de água necessária para que haja atividade biológica.

A adsorção de água nos resíduos apresenta-se em três estados diferentes, descritos a seguir:

- Ligada – A água não está disponível para os organismos (energia requerida para extrair essa água do resíduo é muito elevada);
- Fracamente ligada – A disponibilidade de água depende dos organismos, do substrato e das condições químicas;
- Livre – a água está disponível para os organismos.

A capacidade de adsorção da água pelos materiais regula a sua biodisponibilidade, podendo ser representada por meio de uma curva isotérmica de adsorção do tipo II, conforme Fig. 2.7.

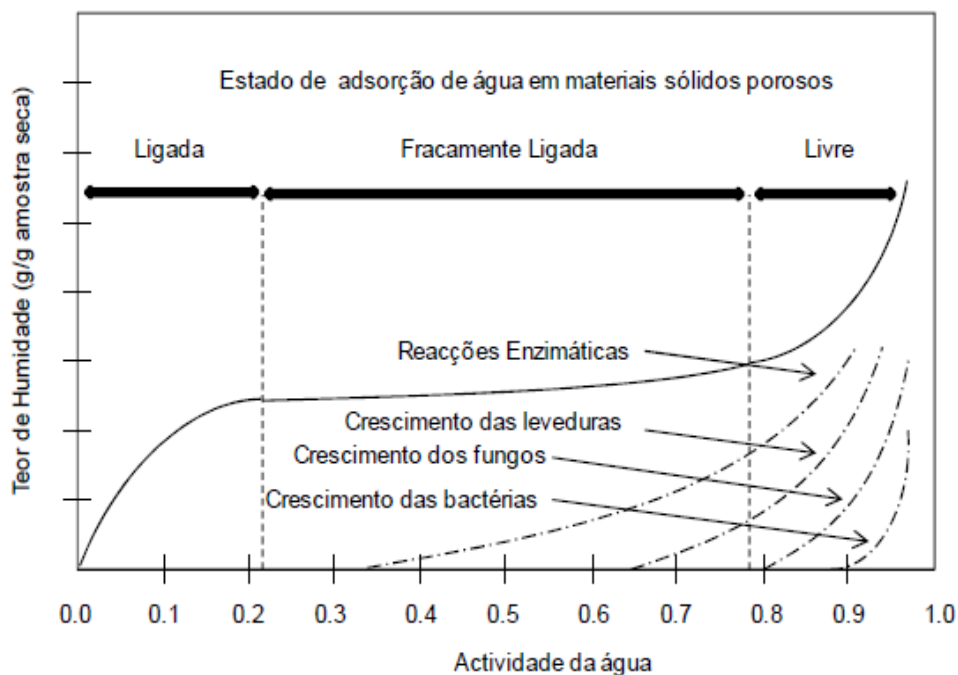


Fig. 2.7 – Estados da adsorção de água em materiais sólidos porosos, e influência da atividade da água no comportamento do crescimento dos diferentes organismos.

Adaptado de Miller e Clesceri (2000).

O teor de umidade não tem relação direta com a adsorção da água, dificultando o conhecimento da sua disponibilidade. No entanto, é possível relacionar o percentual de água com a sua atividade e, posteriormente, com a adsorção.

A atividade da água é considerada uma propriedade termodinâmica que quantifica a disponibilidade atmosférica da água, condicionando a sua disponibilidade para os organismos e microorganismos. Esta atividade está diretamente relacionada com a umidade relativa de equilíbrio do resíduo, bem como a umidade de equilíbrio entre o resíduo sólido e o ambiente, representando a razão entre a pressão de vapor da água de equilíbrio e a pressão de vapor da água pura.

O combustível seco traz um equilíbrio entre a umidade armazenada e a umidade relativa do ambiente, geralmente, 20% em combustível seco ao ar (DEMIRBAŞ 2001).

A umidade do CDR varia de 10 a 30%, dependendo da forma de preparação do combustível. E conforme ocorre para qualquer tipo de biomassa, o poder calorífico do CDR reduz com o aumento do teor de umidade.

Fauna Própria

Fauna própria é o conjunto dos microrganismos presentes no resíduo, ao longo da preparação do CDR, geralmente, com uma fauna incapaz de promover a degradação do resíduo, a presença de matérias orgânicas putrescíveis, com microrganismos, tais como: bactérias, fungos, leveduras e os actinomicetes, possibilita o surgimento da degradação no CDR, devido à maior umidade, propiciando maior taxa de colonização de bactérias e fungos, produzindo um substrato para os organismos posteriores (TCHOBANOGLOUS *et al.*, 1993).

Antes da atividade biológica se iniciar, há um tempo de adaptação dos organismos, denominado período de latência, que depende de condições de temperatura, umidade e composição do substrato, após a latência, poderá ocorrer o surgimento de substrato dependendo das condições e concentração dos organismos, fungos e bactérias (MILLER e CLESCERI, 2000).

2.8 Caracterização do CDR

Antes da produção do CDR, o RSU deve ser classificado em suas diferentes frações (combustíveis, metais ferrosos e não ferrosos, vidro e não classificados) por intermédio de processo mecânico ou mecânico-biológico.

A fração recuperada de material de maior valor calórico é denominada CDR. Esse material de refugo tem sido empregado para gerar energia térmica e/ou elétrica em diversos setores da indústria, desde fábricas de papel até produção de cimento e geradores de energia (SHIBAGAKI e NISHIYAMA, 1999; MOKRZYCKI e ULIASZ-BOCHENCZYK, 2003).

Um dos objetivos deste trabalho é o estudo e determinação da composição química do CDR e, subsequentemente, o poder calorífico do gás de síntese, proveniente do processo de gaseificação e os produtos gerados pelo processo de queima do gás, ou seja, suas emissões atmosféricas ambientais.

Tais fatores podem ser facilmente observados por meio da composição heterogênea do CDR, o que leva a compreender como a composição interfere nas propriedades e na composição química do gás de síntese, sendo o primeiro passo para o entendimento de todo o processo.

A partir da análise geral da composição do CDR, consegue-se prever a composição do gás de síntese ao longo do processo de gaseificação.

De acordo com Norma ASTM (2006), CDR é um combustível triturado, derivado de resíduos sólidos sem a presença de materiais metálicos, vidro e outros materiais inorgânicos, com 95% do particulado de dimensões inferior a 5cm².

Em países como o Reino Unido, a nomenclatura CDR está diretamente associada às frações processadas de papel, cartão, madeira e plástico oriundos de diferentes áreas (Urbano residencial, urbano comercial ou industriais) (GENDEBIEN *et al.*, 2003).

O processo de caracterização do RSU em CDR consiste nos seguintes passos:

- Seleção da fonte dos resíduos;
- Separação manual (triagem) ou separação mecânica;
- Redução de tamanho (trituração, corte e moagem);
- Processo de retirada de umidade, sedimentação e caracterização do resíduo;
- Embalagem e armazenamento do CDR.

As composições química e física do CDR são fatores preponderantes para a determinação das características da gaseificação, podendo ser divididos pelos componentes: estruturais (análise inicial) e elementos químicos (análise final).

A análise inicial constata que o carbono é o elemento combustível mais importante entre os demais componentes do CDR, com 48% em peso, em média, para componentes combustíveis – secos, sem Cloro (Cl) base, além de metais e materiais com alto teor de cinzas (vidro e outros não combustíveis) (Bai *et al.*, 2014).

Materiais à base de combustíveis (fósseis e plásticos) têm alta concentração, cerca de 66% de carbono, 31% de oxigênio, em termos de peso molecular, ocorrendo também em materiais à base de celulose. Para os materiais com alto poder calorífico têm-se 7% de hidrogênio e 1% de nitrogênio; já para os materiais de resíduos alimentares têm-se 16% de nitrogênio, 1,3% de cloreto e 0,2% de enxofre (Defra, 2004).

Os plásticos densos, que incluem PVC, têm maior concentração de Cl e materiais de origem vegetal que realizam o sequestro de enxofre, natural do meio ambiente, outras fontes artificiais também realizam, dentre elas, borracha vulcanizada.

O RSU, transformado em CDR, tem origem em diversas fontes de eliminação, o processamento possibilita a mistura dos materiais, que são responsáveis pela determinação do poder calorífico contido no combustível e, conseqüentemente, o poder calorífico do gás de síntese proveniente da gaseificação, assim como pelos produtos da combustão do gás, emissões atmosféricas.

A heterogeneidade na composição do CDR faculta a compreensão das propriedades e a composição química do gás de síntese. Uma análise macroscópica que

possibilitará a obtenção de referências microscópicas do gás de síntese será estudada no capítulo III.

A composição do CDR possibilita observar o comportamento do combustível e a provável composição do gás de síntese durante a gaseificação.

A caracterização do CDR visa preparar e definir a melhor composição a ser aplicada durante a gaseificação, em que as diferentes frações (orgânico, metais ferrosos e não ferrosos, Vidro e não classificado) são separados por meio de processamento mecânico ou mecânico-biológico.

O CDR é a fração mássica de material recuperado, com um poder calorífico, oriundos de diversas fontes, com capacidade de gerar energia (SHIBAGAKI e NISHIYAMA 1999) (MOKRZYCKI e ULIASZ-BOCHENCZYK, 2003).

De acordo com a Norma ASTM – 2006, CDR é um combustível triturado, derivado de resíduos sólidos, sem a presença de materiais (metálicos, vidro e outros materiais inorgânicos), onde 95% do particulado com dimensões inferiores a 5 cm².

Em países como o Reino Unido, a nomenclatura CDR está associada às frações processadas de papel, cartão, madeira e plástico de diferentes áreas (Urbano residencial, Urbano comercial ou industriais) (GENDEBIEN *et al.*, 2003), contendo, em sua composição, uma grande variação de resíduos de origens plásticas, fibras, têxteis, materiais biodegradáveis, borracha, componentes metálicos, cerâmica e poeiras, dificultando a sua correta classificação.

A conversão dos Resíduos Sólido Urbano em Combustível Derivado de Resíduos (Fig. 2.8) consiste nos seguintes passos:

- Seleção da fonte dos resíduos;
- Separação manual (triagem) ou separação mecânica;
- Redução de tamanho (trituração, corte e moagem);
- Secagem (redução do teor de umidade);
- Embalagem e armazenamento do CDR.



Fig. 2.8 – Combustível Derivado de Resíduos – CDR.

A Linha de Processamento de Resíduos Sólidos – LPRS é, normalmente, projetada para extrair grande parte dos materiais recicláveis: com baixo poder calorífico (metais...); inertes (vidro...); bem como retirar a umidade existente dos resíduos orgânicos, com elevado grau de umidade e grande teor de cinzas, a fim de melhorar a eficiência do processo de gaseificação e prolongar o período de armazenamento do CDR.

Os materiais orgânicos úmidos podem ser empregues como fertilizantes agrícolas e/ou em outros processos, como: compostagem ou digestão anaeróbica (GENDEBIEN *et al.*, 2003). Em alguns processos, parte da matéria orgânica é utilizada como catalisador do processo de secagem do CDR, por meio de um tratamento, conhecido como processo de estabilização seca, o restante da matéria orgânica transforma em CDR.

Considerando apenas a parcela do RSU composta por papel, cartão, madeira, plástico e têxteis, poderá ser gaseificada de duas formas: direta, como um combustível grosseiro em forma de flocos; ou caracterizada, formando o CDR.

A definição de qual tipo de combustível adotar está diretamente associada ao tipo de tecnologia que será aplicada na gaseificação do CDR (leito fixo, leito fluidizado, leito fluidizado circulante etc.), além disso, deve ser considerada a localização da unidade de caracterização do CDR em relação à planta de gaseificação.

A produção e caracterização do CDR, considerando a redução de tamanho e o pré-processamento dos resíduos, é um processo caro, devido ao elevado consumo de energia e ao custo de manutenção, podendo ser um processo inviável se empregado apenas para fins de reciclagem.

Para Diaz e Savage (2007), o processo de secagem e trituração tem um consumo de energia na ordem de 85 kWh/ton, associado ao desgaste do material. Portanto, não há na literatura uma definição de qual a melhor granulometria que permite obter um gás de síntese com um elevado poder calorífico, representando um certo grau de incerteza sobre qual a granulometria ideal (HALEY, 1990).

A quantidade e a qualidade do CDR produzido por tonelada de resíduos estão relacionadas com o tipo de coleta, processo de tratamento.

Caputo e Pelagagge (2001) defendem que a conversão do RSU em CDR gera rendimento diretamente associado ao inverso da qualidade do CDR, ou seja, um RSU *in natura* que oferece um potencial energético da ordem de 9,2 MJ/kg e 35% de umidade, possui capacidade de recuperação próxima de 100% da massa, ao passar pela caracterização e gerar um CDR com poder calorífico líquido (PCL) próximo a 15 MJ/kg e

umidade menor que 15%, reduzindo o poder de recuperação energético em torno de 80% da massa, ao produzir um CDR de grau superior, utilizado na indústria cimenteira com PCL entre 18-20 MJ/kg e umidade inferior a 15%.

Além disso, produzir um combustível mais refinado significa coproduzir uma parcela de resíduo que não será aproveitável como CDR devido à má-qualidade e, portanto, será depositada em aterro. Assim, para um planejamento correto de tratamento dos resíduos, é necessária a avaliação das condições técnicas de uma planta de processamento de resíduos, capaz de produzir um CDR que atenda aos padrões de qualidade prescritos, e à viabilidade econômica.

Os resíduos, geralmente, são compostos por diferentes materiais, visando à padronização e à categorização. Defra (2004) orienta sobre a indicação dos diferentes materiais na composição genérica para o RSU, considerando as composições biodegradáveis, recicláveis e poder calorífico.

Dentre os materiais, citam-se: plásticos e papel de atividades comerciais e industriais, resíduos de embalagens, rejeitos da fabricação, resíduos de pneus, resíduos de biomassa (palha, resíduos não tratados, madeira, lamas secas de esgoto), resíduos de têxteis, resíduos de operações de desmantelamento de automóveis (resíduos de triturador automotivo-ASR) e resíduos industriais perigosos com alto poder calorífico, por exemplo, óleos usados, lodo industrial, entre outros.

Na literatura de Tchobanoglous (2003), observa-se que o conteúdo orgânico presente no CDR inclui também produtos que possuem solubilidade em água (açúcares, amidos, ácidos), hemicelulose, celulose, gorduras, óleos e ceras, lignina, proteínas.

A biomassa e os materiais biodegradáveis existentes na composição do CDR são importantes, por constituírem a fração biogênica do resíduo; eles representam a parcela que não emite gases tóxicos ao meio ambiente, porém, ao passarem por um tratamento térmico (desvolatilização), emitem gases nocivos, devido à complexidade da estrutura química, dos produtos.

A composição do CDR influencia diretamente a composição do gás de síntese, que mantém, em sua composição, os mesmos radicais orgânicos existentes no CDR (BAI *et al.*, 2014).

A composição química da cinza do CDR é descrita em termos dos radicais de carbono presentes na composição dessas cinzas (Ollila *et al.*, 2006), cuja análise é realizada por intermédio dos óxidos, considerando (% em peso), embora o CDR não apresente óxidos em sua constituição.

Os metais alcalinos são elementos importantes na fração de cinzas e são encontrados em combustíveis derivados de resíduos como sais de sódio (Na) e potássio

(K) e sais organicamente ligados, dentre eles, cloreto de sódio (NaCl), Cloreto de potássio (KCl), e aluminossilicatos, dispersos na fase mineral.

Grande parte dos materiais inorgânicos que compõe o CDR é inerte, e fará parte da composição das cinzas, como óxidos associados ao oxigênio. Sendo predominantes: Óxido de Potássio (K_2O) e Óxido de Sódio (Na_2O).

O conhecimento da composição química dos metais alcalinos é importante devido à ocorrência de depósitos e incrustações ao longo da planta de gaseificação, pela presença destes materiais na cinza, que transferem calor em contato com a superfície das tubulações, permitindo os depósitos.

A presença de alcaloides no CDR influencia na natureza dos depósitos, servindo de parâmetros para as reações que ocorrem ao longo da gaseificação, podendo os componentes de origem mineral reduzir a volatilidade alcalina, conforme será descrito posteriormente.

Os alcaloides são considerados agentes fluxantes, os quais são responsáveis pela formação dos eutéticos de baixo ponto de térmica, limitando a temperatura de operação do gaseificador entre 800-850°C. Este limite operacional é necessário para evitar a formação *clinkering* e deposição de material, o que pode gerar prejuízos significativos e dispendiosos.

Os metais alcalinoterrosos – cálcio (Ca) e magnésio (Mg) – são os outros principais componentes de cinzas CDR. A presença de carbonatos no CDR está relacionada às condições oxidativas locais e auxilia na decomposição dos óxidos, reagindo com gases que trazem em sua composição enxofre (S) e cloro (Cl).

Os alcaloides e os metais alcalinoterrosos são amplamente usados pela indústria de incineração, como materiais aditivos, proporcionando maior controle de emissões de gases ácidos (BROSTRÖM, 2010).

Destaca-se a presença de metais pesados com uma parcela de materiais inorgânicos, considerados contaminantes com elementos que possuem densidades próximas a 5000 kg/m³ ou superior, dentre os elementos estão: Cádmio (Cd), Chumbo (Pb), Mercúrio (Hg), Zinco (Zn) e cobre (Cu), quantificados em mg/kg de cinzas. Esses metais estão presentes no CDR, advindos de pequenas peças de metal residual, solda e plastificantes, e representam uma ameaça para o meio ambiente e também à saúde humana, quando lançados na atmosfera por dispersão ou por meio da lixiviação.

A umidade contida no CDR está armazenada tanto na superfície como dentro da estrutura porosa, isto é, nos espaços intracelular de células mortas e de suas paredes. Quando o combustível está seco, a umidade armazenada equilibra-se com a umidade relativa do ambiente, este equilíbrio é em cerca de 20% da umidade do combustível seco (DEMIRBAŞ, 2001).

O percentual de umidade contida dentro do CDR varia de 10 a 30%, dependendo da caracterização do combustível, reduzindo o poder calorífico do CDR com o aumento do teor de umidade.

As composições química e física do CDR têm grande importância na determinação das características da gaseificação, podendo ser analisadas pela divisão dos componentes em: componentes estruturais, análise próxima, ou elementos químicos, análise final.

A análise final realiza um levantamento quantitativo baseado no peso molecular de cada elemento, dentre eles: Carbono (C), Hidrogênio (H), Oxigênio (O), Nitrogênio (N), Enxofre (S) e pequenas quantidades de Cloro (Cl) e teor de cinzas, em termos percentuais em massa (% em peso).

Os elementos Carbono, Hidrogênio e Oxigênio são os principais responsáveis pelo poder calorífico do gás de síntese. De acordo com Niessen (2002), o Nitrogênio contribui em pequena quantidade, porém é responsável pela formação do NO_x durante a combustão do gás de síntese.

O Enxofre e o Cloro são espécies orgânicas e inorgânicas, respectivamente, e aparecem em pequenas quantidades, no entanto, são altamente problemáticos, por serem responsáveis pela formação dos gases ácidos H₂S (sulfídricos) e HCl (clorídricos), provocando corrosão industrial e contaminação da atmosfera.

A característica mais importante, para qualquer tipo de combustível, é o Poder Calorífico (PC), que se refere à quantidade de energia (MJ ou kJ) por unidade de Massa (kg). Um combustível que carrega em sua composição grande diversidade de produtos, originando o CDR, é o PC, e este será definido pela média ponderada dos poderes caloríficos de cada produto constante na mistura que compõe esse CDR.

O conteúdo volátil, cinza e umidade terá variação dependendo da composição do CDR Fig. 2.9, uma composição de resíduos comerciais rica em plástico, possibilita a geração de um maior volume de gás de síntese, por apresentar uma baixa umidade e produzirá uma pequena quantidade de cinzas.

O aumento da umidade e a concentração de cinzas estão diretamente relacionados à redução do PC do gás de síntese, e ocorre devido à presença de grande quantidade de orgânicos (sobras de alimentos), elevando, assim, a umidade, que associada à presença de material celulósico e plásticos com enchimento eleva o teor de cinzas, durante a gaseificação.

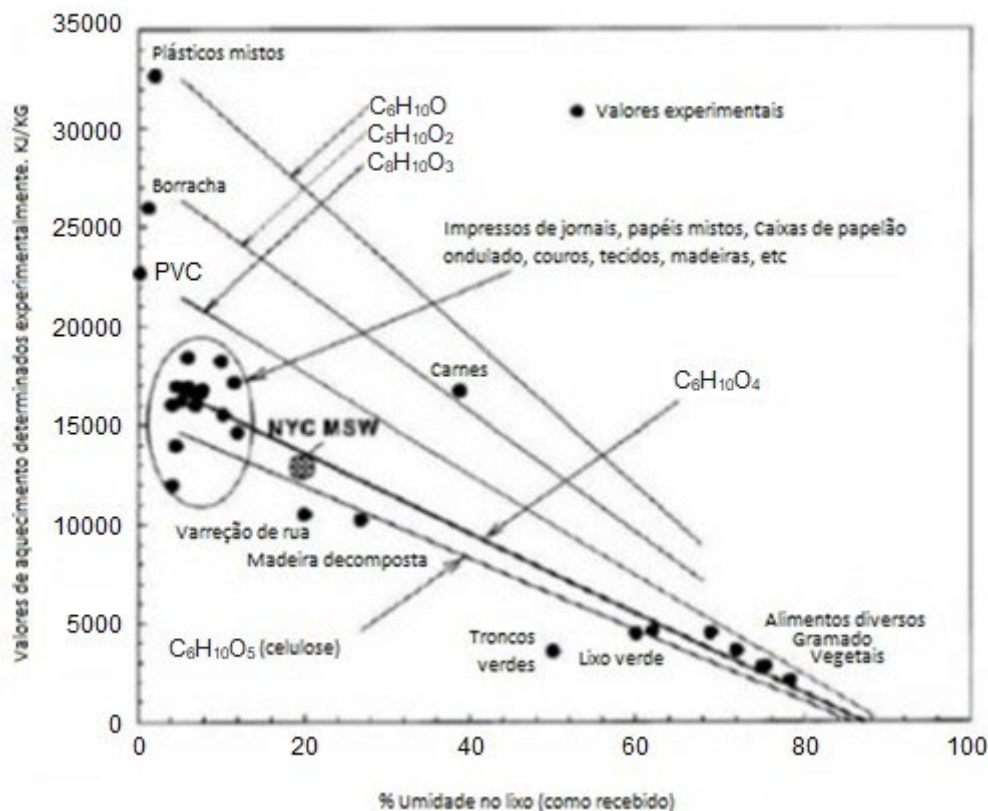


Fig. 2.9 – Efeito dos constituintes e a umidade sobre o poder calorífico de MSW adaptado de (THEMELIS, 2006).

A gaseificação em leito fluidizado, no início, era aplicada apenas em pequena escala. Atualmente, trata-se de uma metodologia de recuperação energética com potencial significativo e crescente para o futuro, ou seja, uma alternativa à incineração (DEMIRBAŞ, 2001).

Em uma extensa investigação experimental, visando ao desempenho da gaseificação em leito fluidizado, de diferentes combustíveis alternativos, Arena *et al.* (2010), Chirone *et al.* (2004), Barea e Thunman (2007), constataram que a maioria dos gaseificadores não recebeu as devidas atenções quanto ao desenvolvimento técnico.

A alimentação do CDR no gaseificador produzia uma série de poluentes regulamentados, o que aumentava significativamente o custo de construção e operação da planta, devido aos requisitos exigidos ao processo de limpeza dos gases.

Logo, uma nova geração de gaseificadores de leito fluidizado foi desenvolvida para eliminar os problemas mencionados, fornecendo uma solução técnica e econômica viável, eficiente e confiável para a gaseificação de CDR.

2.9 Reatores Termoquímicos

A gaseificação em leitos fluidizados de CDR e outros combustíveis sólidos é um processo complexo, em que há ocorrência de elevado número de interações físicas e químicas, e variações de temperaturas acima de 550 °C, os diferentes modos de fluidização, transição de regime, complexa simulação fluido mecânica e interação fluido partícula dificultam uma análise precisa do fenômeno.

Para Kunii e Levenspiel (1991), quando a fluidização é o processo de transformação das partículas sólidas em estado fluido, e a força de arrasto criada por um fluxo de gás ascendente, em um leito fechado de partículas de fluxo livre, são iguais ao peso flutuante existente, as partículas ficam suspensas dentro do fluxo ascendente de gás.

Considera-se o leito como mínimo ou incipiente para fluidização, quando a velocidade do gás provoca a suspensão das partículas, denominada como "velocidade mínima de fluidização". Em qualquer elevação da taxa de fluxo acima da velocidade mínima, poderá ocorrer a formação de bolhas no leito; dependendo do tamanho das partículas, essa característica de fluido em ebulição é conhecida como leito fluidizado borbulhante Fig. 2.10.

O turbilhonamento das bolhas fornece uma energia cinética, causando uma homogeneização das partículas ao longo do leito fluidizado, este processo tem grande aplicabilidade em altas taxas de transferência de massas e calor, como combustão ou gaseificação, em que as partículas passam por um aquecimento acima da temperatura de ignição do CDR a ser queimado. Em seguida, ocorre a combustão ou gaseificação do combustível entregue dentro ou sobre o leito fluidizado.

A combustão é total ou parcial, dependendo da concentração do oxigênio dentro do gás de fluidização (ar, oxigênio, vapor-oxigênio ou oxigênio enriquecido Ar), entregue por insuflamento feito por ventiladores, por intermédio da placa do distribuidor e das partículas existentes no leito.

O controle da temperatura de gaseificação é realizado pela transformação de fase, ocorrendo a entrada de calor no leito fluidizado *versus* o calor usado na conversão do gás de síntese, e o calor "consumido", ao longo das reações endotérmicas, na fase gasosa, exemplificando geração de vapor, água, gás-vapor, carbono.

As reações exotérmicas são determinadas pela relação de equivalência entre a quantidade de ar/oxigênio adicionado e a quantidade de ar/oxigênio necessário para a combustão estequiométrica.

O leito fluidizado original pode ser composto por diversos refratários, usualmente, utiliza-se a areia graduada, com diâmetro médio de cerca de 1mm, que

permite velocidades de fluidização entre 1 a 3 m/s, outros materiais refratários, como calcário, poderão estar presentes para realizar a captura do enxofre.

O gás de síntese ou 'syngas', que sai do gaseificador, é forçado a escoar por meio de um ciclone para que seja realizado a limpeza, retirada de particulados não gaseificados, resíduos inertes, partículas do leito fluidizado, este processo resfria o gás a uma temperatura em torno dos 200°C.

Durante a análise técnica da gaseificação em leito fluidizado, devem ser observadas as seguintes características:

- Composição do CDR;
- Grau de umidade;
- Temperatura do gaseificador;
- Materiais voláteis;
- Choque entre as partículas e grau de ebulição.

Uma descrição mais detalhada do processo em um gaseificador de leito fluido segue na Fig. 2.10.

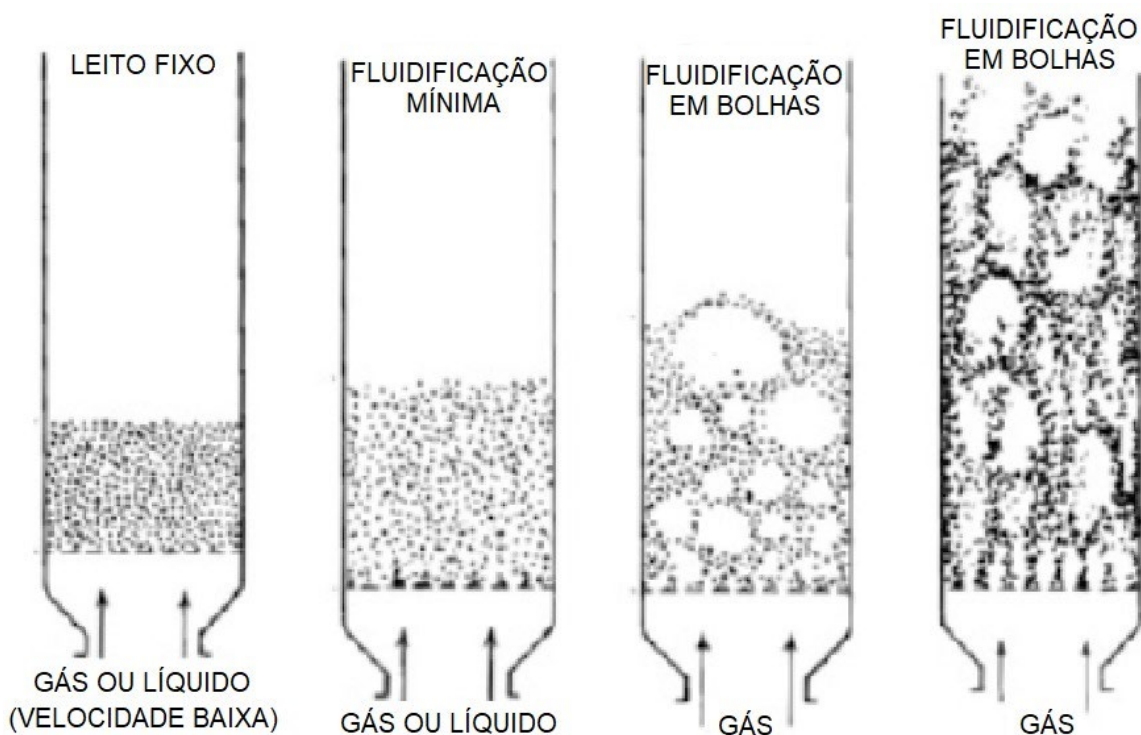


Fig. 2.10 – Gás-sólido Regimes de fluidização. Adaptado de Kunii e Levenspiel (1968).

A alimentação do CDR dentro do leito fluidizado borbulhante permite ajustes, possibilitando maior eficiência da gaseificação, a ausência de homogeneidade da mistura

leito inerte e combustível na direção horizontal, associada ao tempo de permanência dentro da câmara de gaseificação, são pontos que reduzem a eficiência do processo em larga escala (GÓMEZ-BAREA E LECKNER, 2010), tornando a injeção de combustível um fator crítico para eficiência do gaseificador.

A injeção de combustível dentro do leito fluidizado é o sistema mais utilizado na gaseificação de carvão, onde este é esmagado até um tamanho de 5 mm, aproximadamente, e seco até que se tenha um teor de umidade entre 6-8%, antes de ser transportado (OKA, 2004).

O combustível transportado é inserido próximo a placa de distribuição por um funil, ligado a parafusos rosca sem-fim, passando por válvulas rotativas ou sistema de transporte pneumático, com ligeira sobrepressão de nitrogênio, para evitar que ocorra a passagem de gás de síntese e material do leito fluidizado durante a alimentação de CDR. A vantagem é um maior tempo de permanência das partículas de combustível no leito fluidizado, aumentando a eficiência de conversão.

No entanto, este procedimento traz alguns fatores que devem ser observados:

- Se o gaseificador funcionar a uma pressão acima da atmosférica, há maior possibilidade de migração ou vazamento de gás quente para o mecanismo de alimentação de combustível;
- Composição heterogênea e morfologia do CDR podem ocasionar problemas nos anzóis e válvulas de bloqueio;
- O processo de secagem e granulação provoca melhor homogeneização do combustível auxiliando na alimentação e eliminando interstícios de tamanhos acima da granulometria prevista para o CDR, no entanto, tem-se uma elevação dos custos de produção;
- A presença de grande quantidade de produtos voláteis, especialmente os plásticos na composição do CDR, possibilita uma rápida desvolatilização da base do gaseificador em contato com o leito fluidizado, ocasionando o derretimento nos sucos dos parafuso sem-fim, levando ao bloqueio da alimentação.

Os dispositivos de alimentação foram desenvolvidos, inicialmente, para câmaras de combustão de caldeiras de leito fluidizados e aplicados, posteriormente, em reatores de gaseificação em leito fluidizado. Em geral, as vantagens de sistemas de alimentação no leito são a possibilidade do uso do RSU *in natura*, com tamanho de partícula variando entre 0 e 50 mm, embora seja recomendado que não haja mais do que 10% de partículas menores que 0,5 mm (OKA, 2004).

As limitações deste processo de alimentação, tem relação com a necessidade de especificação da faixa de tamanho de partícula que compõe o CDR e a determinação da probabilidade de aglutinação de pequenas partículas e sua capacidade de conversão acima do leito fluidizado, ao invés de dentro do leito fluidizado. Outro ponto a ser observado é a capacidade de reciclagem/eliminação de partículas de combustível que não sofreram conversão, aumentando as perdas por eluição.

A injeção das partículas de combustível no leito fluidizado a uma alta temperatura, gera a secagem do combustível e diminuição de seu volume. Este processo tem início antes do CDR ser injetado dentro do reator quente, o aquecimento acontece em poucos segundos, a uma temperatura próxima a 160°C, como uma combinação de eventos que envolvem água em estado de vapor, facilitando a migração desse fluido no meio poroso existente na fase sólida do CDR (SOUZA-SANTOS, 1989).

A movimentação de partículas provocada pelo aumento de temperatura influencia diretamente na secagem, ocorrendo antes da evaporação, sendo um processo de transferência de calor restrito e influenciado pela temperatura do reator, tamanho de partícula e porosidade do combustível, causando redução do volume, poros, trincas internas e rupturas das partículas.

A degradação térmica da matéria orgânica existente no CDR tem início a partir da temperatura de 250°C, com desprendimento da matéria volátil existente no combustível. Essa fase é denominada pirólise ou volatilização, com separação do vapor de água, líquidos orgânicos e gases não condensáveis, CO, H₂ e CO₂, do teor de carbono sólido e cinzas, o produto vapor/líquido é, principalmente, hidrocarbonetos, alcatrão e material oleoso e viscoso, constituído por compostos orgânicos pesados e compostos oxigenados (SOUZA-SANTOS, 1989).

Posteriormente, os produtos voláteis passam por um segundo estágio da gaseificação, responsável pela alteração da cadeia de carbono, provocado pela ocorrência de diversas reações químicas, determinantes para a composição final do gás de síntese (Tab. 2.3).

A maioria das reações são endotérmicas, ou seja, necessitam de uma quantidade de energia para ocorrerem. Em reatores autotérmicos, a liberação de energia é dada pela ocorrência de reações exotérmicas, no mesmo ambiente, devido ao início da volatilização, um processo rápido, que ocorre durante toda a gaseificação, com um tempo de reação pequeno em comparação ao tempo total de conversão. No entanto, a localização da volatilização afeta, significativamente, os perfis de liberação de calor em todo o reator.

A alimentação do gaseificador ocorre pela parte inferior, em que os produtos voláteis são formados até a extinção do oxigênio, no leito fluidizado; e os produtos

voláteis liberados poderão formar uma bolha endógena em torno das partículas de combustível, provocando um movimento ascendente, devido à força de arrasto.

Tab. 2.3 – Reações típicas de gaseificação (BASU, 2010).

Nome das Reações	Gaseificação de Biomassa	Energia (Kcal/mol)
Exotérmicas		
Combustão	Cinzas/Voláteis $C + O_2 \rightarrow CO_2$	-398,3
Oxidação parcial	Cinzas/Voláteis $C + 1/2 O_2 \rightarrow CO$	-123,1
Mudança fase da água	$CO + H_2O \leftrightarrow H_2 + CO_2$	-40,9
Metanização (I) do CO	$CO + 3H_2 \leftrightarrow CH_4 + H_2O$	-217
Metanização (II) do CO	$2CO + H_2 \leftrightarrow CH_4 + CO_2$	-257
Endotérmicas		
Pirólise	$Biomassa \leftrightarrow Cinzas + Voláteis + CH_4 + CO + H_2 + N_2$	200 – 400
Reforma a vapor de metano	$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3H_2$	206
Vapor de água/ Vapor de Carbono	Cinzas/Voláteis $C + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$	118,4
Boudouard	Cinzas/Voláteis $C + CO_2 \rightarrow 2CO$	159,9

Em um reator alimentado pela parte superior do leito fluidizado, a reação de volatilização ocorre dentro do bordo livre. Enquanto os resíduos sólidos, carbono fixo e cinzas, são depositados na superfície do leito, o sólido particulado, contendo carbono formado mediante decomposição do combustível volátil ou não volátil, é misturado com o material inerte da base do leito fluidizado, causando reações heterogêneas até completar o ciclo de gaseificação, o que oferece um controle da altura do material inerte no leito e seu posterior descarte por elutriação.

A volatilização do resíduo possui diversos produtos que trazem em sua composição o carbono; a maior parte é formada por carbonos fixos, existentes na partícula original, que permanecem no compósito após o processo de gaseificação, dando origem às cinzas.

A gaseificação do carbono fixo ocorre devido a vários fenômenos complexos: transferência de massa de oxigênio para o sólido; camada limite e transporte intra-partícula da massa, produtos de oxigênio, combustão e calor; reação heterogênea do

combustível nas superfícies externas e internas das partículas. A importância destas reações está relacionada com as características de composição e propriedades do combustível e as condições operacionais do reator termoquímico.

A cinza do CDR, embora seja constituída por uma pequena fração do combustível, cabe à cinética de conversão um papel importante, no desempenho do gaseificador, ou seja, quanto mais lenta for a conversão, mais eficiente será o processo.

A característica porosa das cinzas impede que ocorra o completo controle químico das reações devido à difusão dentro dos poros, limitando a taxa global de reação, quando isso acontece, ambos os processos, de reação química e de difusão dos poros influenciam o avanço da reação, limitando a conversão de frações valiosas, no entanto, a resistência à difusão pode ser diminuída, com a adequada redução do diâmetro da partícula a um tamanho menor que 1 mm, ou com a elevação da temperatura de gaseificação.

2.9.1 Tipos de Reatores de Gaseificação

Os reatores termoquímicos de gaseificação, ou simplesmente gaseificadores, são equipamentos com a finalidade de produção de gás de síntese – syngas –, por meio de aquecimento e reações termoquímicas controladas.

As reações ocorrem de forma sucessiva e simultânea dentro do reator, dependendo da configuração e modelo, consistem na realização de oxidação parcial da matéria-prima, permitindo a ocorrência da degradação em elevadas temperaturas, transformando o carbono existente em compostos gasosos, monóxido de carbono e o metano SAFT (2007).

O gás de síntese – syngas– gerado mediante os processos termoquímicos, pode ser utilizado de modo direto em motores e turbinas a gás, alcançando, assim, maior eficiência (MALKOW, 2004).

O tipo de fornecimento de calor é uma das principais diferenças entre gaseificadores, podendo ser autotérmicos (gaseificação direta), neles, a geração de calor ocorre internamente ao reator; ou alotérmicos (gaseificação indireta), em que a geração de calor é externa, para que a temperatura permaneça adequada no interior do reator (SEO; ALAM; YANG, 2018).

As Figs. 2.11 e 2.12 apresentam duas configurações de gaseificadores de leito fluidizados, tendo como principais características a capacidade de realizar uma mistura ideal entre a biomassa e o oxidante, com boa uniformidade de temperatura no interior do reator, devido à fluidização do meio.

A presença de materiais inertes no leito fluidizado viabiliza a passagem do oxidante em uma velocidade adequada, propiciando melhor degradação da biomassa e, conseqüentemente, menor formação de alcatrão, se comparado aos reatores de leito fixo ascendente (BASU, 2010). Usualmente, essas figuras são as configurações encontradas e apontam conceitos construtivos bastante parecidos (MOTTA *et al.*, 2018):

- Leito fluidizado borbulhante (*Bubbling Fluidized-bed Gasifier*) – Fig. 2.11
- Leito fluidizado circulante (*Circulating Fluidized-bed Gasifier*) – Fig. 2.12

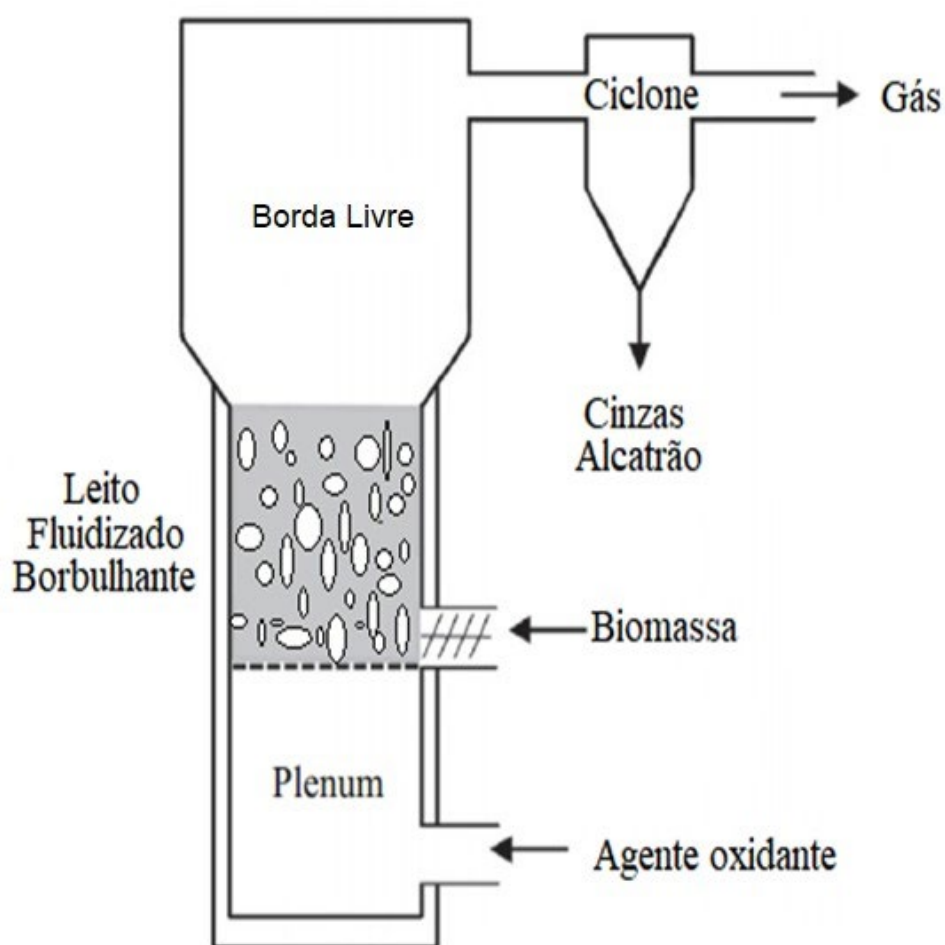


Fig. 2.11 – Gaseificador de Leito Fluidizado Borbulhante. Adaptado de MOTTA *et al.*, 2018.

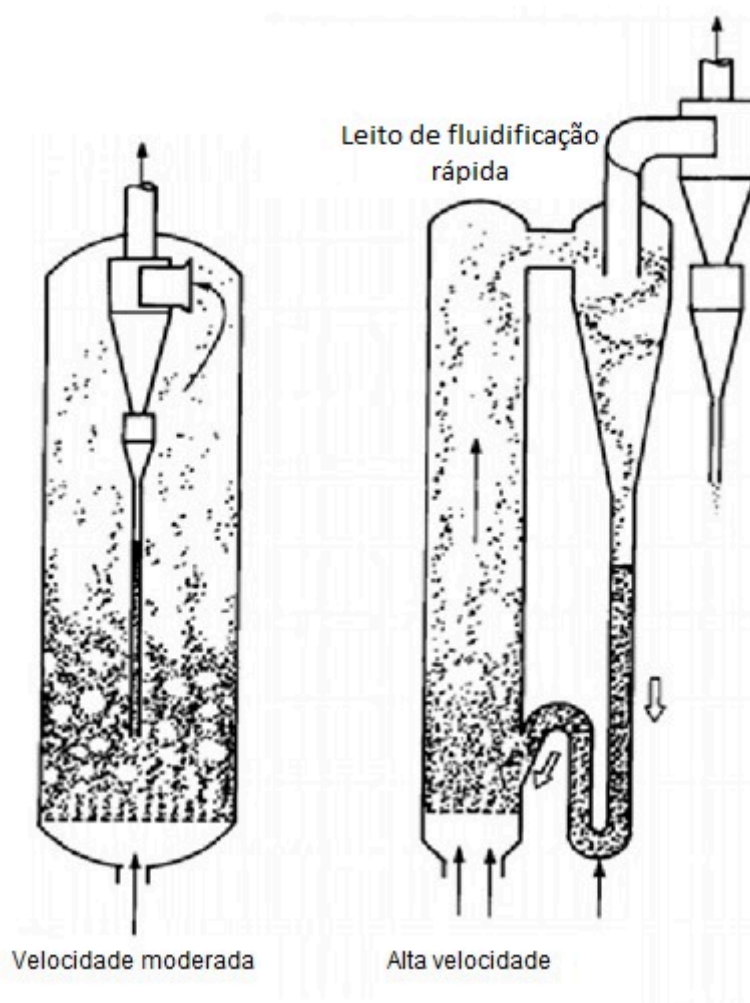


Fig. 2.12 – Gaseificadores de Leito Fluidizado Circulante. Adaptado de KUNII e LEVENSPIEL, 1991.

Considerando que todo RSU passará por um processo de preparação para haver uma padronização do tamanho de partículas antes da etapa de degradação, realizada com a injeção do agente oxidante e do CDR, que sofrerá a degradação, os gaseificadores de leito fluidizado, em sua maioria, utilizam partículas de biomassa com pequenas dimensões, permitindo maior eficiência ao longo da oxirredução (WIDJAYA *et al.*, 2018).

O reator termoquímico utilizado no presente trabalho trata-se de um gaseificador de leito fluidizado circulante, classificado, segundo ARENA (2012), um reator auto térmico, de baixa temperatura (850 °C), operando com uma pressão ligeiramente acima da pressão atmosférica, formando cinzas secas e utilizando o ar como agente oxidante.

2.9.2 Atrito e Elutriação de Partículas

A elutriação e atrito entre partículas são fenômenos complexos, quando ocorrem, simultaneamente, dentro de um mesmo ambiente, podendo afetar de modo importante o processo de conversão, devido à liberação de cinzas e pequenos fragmentos, que podem atuar na estrutura das partículas do combustível (CHIRONE *et al.*, 1991; GOMEZ-BAREA *et al.*, 2008).

O combustível, cujo teor de cinzas é muito baixo e passível de sofrer fragmentação, sobretudo em um processo de degradação, devido à ação do leito fluidizado, faz com que o leito seja substancialmente “levado”, ou seja, elutriado como “cinza volante”, dentro dos gases de combustão emergentes. Desse modo, considerando a ocorrência de uma cinza de alta densidade, poderá acontecer um tratamento do material, em especial, aqueles que deixam para trás as partículas grossas de metais, ossos, vidro ou pedra acidentada, denominada “cinzas de fundo”, permanecendo no leito fluidizado.

O tamanho da partícula da cinza possui tamanho semelhante ao da partícula do leito fluidizado, e poderá, eventualmente, coexistir com as partículas originais do leito. O processo descrito revela as seguintes etapas: fragmentação primária e secundária, desgaste por abrasão e fragmentação em meio poroso.

A fragmentação primária, segundo Chirone *et al.* (1991), começa imediatamente após a injeção da partícula de combustível no gaseificador de leito fluidizado, devido ao *stress* térmico causado pelo aquecimento rápido e pela liberação de produtos voláteis, de granulometria grossa que podem influenciar as propriedades do combustível (volatilidade, composição e teor de umidade).

Para Chirone *et al.* (1989), a fragmentação secundária e o desgaste por abrasão são fases devidas ao *stress* mecânico, provocado pelas colisões entre partículas no interior dos gaseificadores, oriundas do surgimento de material particulado com características mais grosseiras e fragmentação não elutível, possibilitando, ao final da degradação, o surgimento de produto com alto grau de refinamento e elutíveis.

A eficiência da conversão de carbono está diretamente relacionada com a elutriação, que consiste no transporte de partículas finas, por intermédio do leito fluidizado, devido à taxa de fluxo existente nele.

Características do CDR, como: a alta quantidade de cinzas e a presença de materiais voláteis são fatores preponderantes para a redução da produção térmica, altas taxas de cinzas e emissão de particulados e partículas.

A maior parte dos reatores de leito fluidizado opera em uma faixa de temperatura baixa, para evitar a sinterização das cinzas, o que causaria a desfluidização

do leito e a formação do gás de síntese, com altos níveis de condensáveis orgânicos, além das espécies de hidrocarbonetos gasosos, gerando falhas em estágios subsequentes.

Devido à alta reatividade, a conversão de carvão e cinzas finas, que ocorre, em especial, pelo craqueamento térmico e combustão direta, favorecidos pelas altas temperaturas, permite o aumento da cinética das reações lentas, que provoca maior rendimento da produção do gás de síntese.

A Fig. 2.13 demonstra o efeito da temperatura no gaseificador de leito fluidizado, considerando como variáveis: saída, conversão de carvão, concentração de alcatrão, aquecimento do gás de síntese e o risco de sinterização de cinzas.

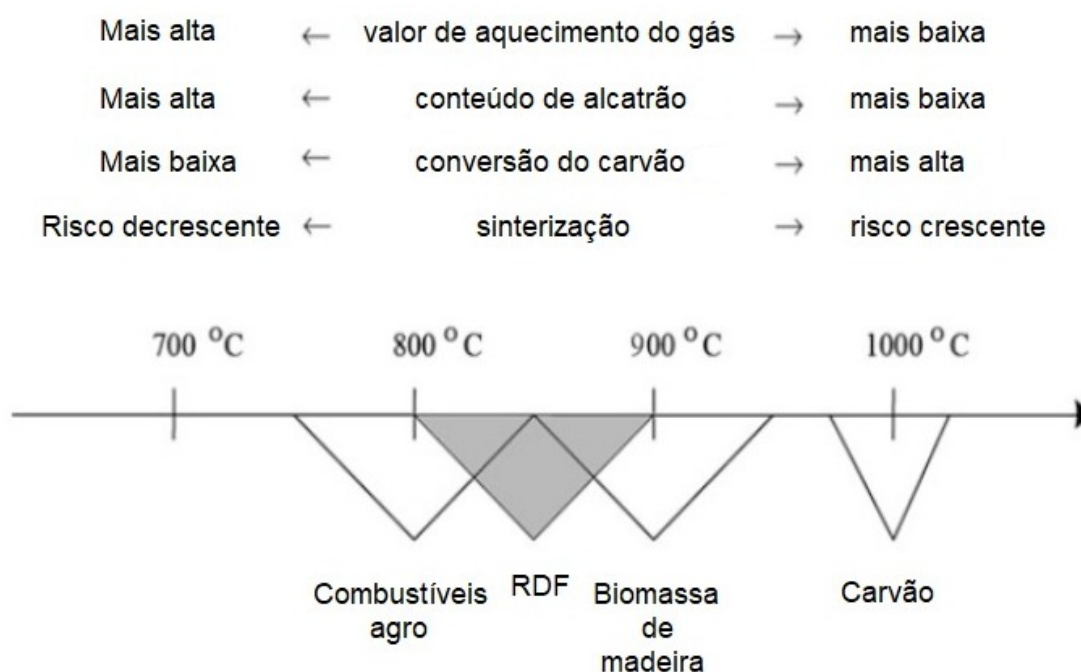


Fig. 2.13 – Temperatura de gaseificação típica para várias matérias-primas, influência da temperatura e mudança em alguns fatores críticos, adaptado de Hallgren *et al.* (1993).

As altas velocidades dentro do reator termoquímico associadas às altas taxas de materiais voláteis do CDR representam um problema para ocorrência da condensação de alcatrão e, conseqüentemente, deposição nas cinzas volantes ao longo da gaseificação, o que gera um alto nível de poluentes, dependendo da composição primária do CDR (OAKLEY *et al.*, 1989).

Espera-se que todo o CDR seja convertido em gás de síntese e cinza ao término da gaseificação em leito fluidizado, onde é produzida uma grande quantidade de

cinzas, depositadas ao longo do leito fluidizado, causando aglomeração ou sinterização do leito, que, em casos extremos, pode provocar a desfluidização total, levando a inatividade do reator de forma não programada.

Um combustível residual rico em inerte grosseiro, dentre eles: vidro, ossos, metais etc., dá origem a uma cinza de granulometria mais grossa em relação a granulometria do leito, o que provoca a desfluidização do leito, isso pode ser evitado pelo processo de caracterização do CDR, gerando maior controle da granulometria da cinza.

A partir da década de 1970, começaram a ser observados os efeitos da aglomeração de cinzas no leito fluidizado, bem como no processo de combustão, em que se deu início a algumas pesquisas fundamentais, como Visser *et al.* (2008); Öhman *et al.* (2000), os quais descobriram que a aglomeração é causada, sobretudo, pela sinterização de partículas de cinzas.

Considerando que a aglomeração no reator termoquímico que opera com CDR, é importante observar a química da cinza, sendo os teores de potássio juntamente com o sódio, cálcio, magnésio, silício, enxofre e cloro, os principais responsáveis pelo processo de sinterização. No entanto, outros fatores também influenciam na formação de aglomerados, sendo eles a temperatura, a relação de proporção entre combustível e oxidante, e mistura de fluxo e atmosfera.

Constata-se que a aglomeração e a sinterização são responsáveis pelo aumento do tamanho das partículas provocadas pelos processos químicos em determinadas condições, podendo ocorrer em algumas temperaturas de operação típicas do gaseificador de leito fluidizado, que são inferiores à temperatura de fusão de cinzas.

Para Kunii e Levenspiel (1968), há duas formas possíveis de ocorrência de aglomeração de partículas dentro do gaseificador:

- Na fusão parcial ou reativa de sinterização líquida, as cinzas apresentam um elevado teor de sódio, cloro e enxofre, permitindo um ponto de derretimento baixo com a presença de eutetoides, os quais se fundem de forma parcial em baixas temperaturas do leito, entre 500-700°C, em que há uma fase líquida em torno das cinzas "pegajosas", o que facilita a transferência e a adesão de cinzas às partículas que compõe o leito fluidizado;
- Ocorrência de um fluxo viscoso sinterizado, devido à fusão da cinza a temperaturas superiores a 1000°C, originando uma fase líquida com elevada viscosidade, responsável pela sinterização. A alta viscosidade mantém o líquido na fase vítrea, quando a cinza é depositada na superfície da partícula no leito fluidizado, em que a temperatura é, normalmente, inferior à da partícula da cinza.

2.9.3 Efeito da composição da cinza

Os resíduos mostram, em sua composição, elementos combinados de carbono, matéria mineral (cinzas) e um percentual variável de diversos outros elementos inorgânicos, vidro e metais. Os minerais presentes no CDR são, em sua maioria, impurezas de argila ou de xisto, no entanto, o carbono existente é convertido em gás de síntese, por ostentar uma elevada temperatura de gaseificação, o que faz com que os minerais tenham um tempo de permanência maior dentro do reator, até que as reações químicas e transformações físicas ocorram, formando os aglomerados.

Os elementos inorgânicos, incluindo álcalis, auxiliam na formação de aglomerados, em temperaturas do leito abaixo do ponto de fusão das cinzas.

Conforme Scala e Chirone (2004), os elementos alcalinos no leito fluidizado levam à ocorrência de deposição e de aglomeração; enquanto os elementos sódio (Na) e potássio (K) apresentam uma baixa volatilidade, não provocando nenhum risco à gaseificação, podendo atuar de diferentes formas na composição do CDR.

O sódio depositado sobre superfícies de partículas do CDR, devido ao sal NaCl, oriundo dos produtos orgânicos, mediante a ligações estruturais existentes na biomassa do resíduo. Contudo, independente da forma, elementos como sódio e potássio, que estejam na composição do resíduo, sofrerão a volatilização, na temperatura adotada pelo gaseificador (METTANANT *et al.*, 2009).

Os elementos presentes na composição de materiais minerais de origem sílica, não sofrerão volatilização. Elementos alcalinos volatilizados sofrem condensação em regiões mais frias do reator, formando depósitos dentro do reator. Caso ocorra a deposição na superfície do leito fluidizado, haverá a formação de aglomerados de compósitos alcalinos.

2.9.4 Atrito e Deposição de Cinzas

A força de atrito mecânico do combustível, originária da fluidização do leito, associada à alta velocidade de volatilização e à característica frágil da composição do CDR, gera o potencial de transição de cinzas finas. Enquanto as cinzas volantes, dentro do reator termoquímico, geram um descontrole entre o sistema de partículas e os dispositivos de manipulação, associados a elas. Esse problema das cinzas é, geralmente, controlado por separação mecânica das partículas suspensas no gás de síntese, por meio da adoção de ciclones, que, inseridos em uma fase posterior ao gaseificador, são, em sua maioria, considerados partes integrantes dos reatores. Esses ciclones têm baixo custo de instalação e operam na mesma faixa de temperatura dos reatores de leito

fluidizado, aumentando a conversão de carbono de modo eficiente, por meio da reciclagem das partículas grosseiras e do material em suspensão, proveniente do leito fluidizado do gaseificador.

Os ciclones exibem uma eficiência de coleta limitada, entre 80-85%, para partículas com dimensão acima de 7 μm , porém filtros de origem cerâmica ou de metais sinterizados permitem um aumento da eficiência de remoção em elevadas temperaturas de partículas mais finas, embora seja alto o seu custo de manutenção e instalação.

As frações de materiais elutriados finos e vapores inorgânicos podem ser depositadas em partes intermediárias ao mecanismo de gaseificação e na lavagem dos gases de sínteses, tornando-se um fator crítico, ao longo do tempo, em plantas térmicas convencionais, variando o grau de gravidade com a natureza da matéria-prima (OAKLEY *et al.*, 1989).

Há duas formas de deposição: a escória, cuja origem é a cinza derivada do CDR, sob a forma de pequenos elementos incandescentes, oriundos de partículas plásticas que se depositam em superfícies quentes, facilitando a aderência de poeira e grãos que se solidificam rapidamente; e a incrustação, gerada nas tubulações dos trocadores de calor, devido à condensação dos sais alcalinos nas superfícies de arrefecimento, o que gera uma camada branca e pegajosa, que permite a deposição de cinzas volantes. Os sulfatos alcalinos são considerados a matriz de depósito de incrustação devido aos níveis de cinzas fundidas (OAKLEY *et al.*, 1989).

O acúmulo de deposição provoca a estricção da tubulação e do desligamento da planta, para que seja realizada a limpeza, com o objetivo de evitar a ocorrência de deposição de sólidos em regiões de alta temperatura. Para a transferência de calor, são empregadas quatro formas de controle:

- Controle dos radicais ácidos (SO_3 , Cl) ou alcalinos (Na, K, Ca), com a adição de produtos químicos adequados na composição do combustível, ou o uso de material do leito fluidizado, que possibilite a redução da volatilização de álcalis; ou injetar durante a fase gasosa, este material, convertendo os sulfatos alcalinos em compostos inertes com alto ponto de fusão (RAMPLING e HICKEY, 1988);
- Controle de cinzas volantes na área de "aninhamento", para evitar o acúmulo, cujo intuito é reduzir as partículas de transição do processo;
- Controle por meio de instalação de aparelhos de sopro de fuligem nas unidades, atualmente, em operação para prevenir o acúmulo na camada inicial de deposição;
- Controle da condensação do sal alcalino sobre a tubulação metálica, modificando o desenho do trocador de calor, bem como as suas condições de operação.

Essas práticas, nem sempre, são possíveis em razões de viabilidade econômica, e por necessitarem de pesquisas adicionais com o objetivo a mitigação desses problemas.

2.9.5 Uso e descarte de resíduos sólidos

A estrutura química de cada compósito resultante da gaseificação sofre ampla variação. Tal compósito será aplicado dependendo da metodologia de caracterização do combustível.

Há uma classe de resíduos classificados como resíduos perigosos, devido à alta alcalinidade e espécies de poluentes metais pesados e solúveis, sais de cloreto e sulfatos, que devem ter uma destinação adequada antes de serem eliminados ou reutilizados (JUNG *et al.*, 2006).

O processo de recuperação de materiais provenientes de resíduos sólidos, oriundos de plantas térmicas, tem se tornado um problema crítico, tanto no ponto de vista econômico como ambiental. A recuperação dos materiais inertes, existentes em plantas térmicas, reduziria a demanda de recursos primários, possibilitando uma redução de potenciais resíduos tóxicos, que necessitam de uma correta destinação em aterros adequados, com severos controles ambientais.

O sistema de manuseio das cinzas, oriundas das plantas de gaseificação, facilita uma destinação simplificada, restando o entendimento sobre a parcela das cinzas flutuantes, que necessitam de análises das propriedades antes e ao longo do projeto. O correto dimensionamento dos equipamentos de transporte dessas cinzas, nas áreas de manuseio. Essas cinzas podem provocar a cimentação e o acúmulo de material, que suscitam perdas de desempenho ou interrupção, fazendo-se necessárias metodologias eficientes e sustentáveis de eliminação e/ou reutilização da parcela inorgânica, geradas por essas plantas de gaseificação.

Métodos que inibem o surgimento do alcatrão são outro grande obstáculo técnico enfrentado pelos gaseificadores de resíduos convencionais, oferecendo um elevado nível de contaminação por alcatrão e componentes sulfurosos no gás de síntese, uma das causas que inviabilizou a adoção da gaseificação como tecnologia economicamente eficiente e viável, para a destinação de resíduos sólidos urbanos e geração de energia (SCALA e CHIRONE 2004).

2.9.6 Definição e formação do alcatrão

Define-se o alcatrão como sendo os orgânicos produzidos por intermédio de um regime térmico ou pela oxidação parcial de qualquer material orgânico composto por amplos aromáticos (MILNE e EVANS, 1998).

O Comitê Europeu de Normalização (CEN) considera o alcatrão como sendo todos os compostos orgânicos presentes na gaseificação, com peso molecular superior ao benzeno (LI e SUZUKI, 2009).

O Alcatrão é formado, ao longo da gaseificação, em série de reações complexas iniciadas pela devolatilização do combustível, em que os materiais que têm alta volatilidade chegam a cerca de 60%, possuindo um baixo ponto de ignição 250-350°C, o CDR está propenso a devolatilização imediatamente após ser injetado dentro do reator, de modo a iniciar a formação de alcatrão e liberação de contaminantes orgânicos em comparação a outros combustíveis, como biomassa ou carvão.

O alcatrão derivado do gás de síntese deve ser evitado, por causar uma série de problemas relacionados à condensação e bloqueio (entupimento) nos equipamentos durante a aplicação do gás de síntese. Quando condensado em conjunto com particulados, causam uma grande quantidade de problemas em dispositivos de remoção de partículas, como ciclones, filtros e trocadores de calor.

Outro problema, geralmente, relacionado ao CDR, é a alta solubilidade do alcatrão em água, gerando um enorme transtorno, devido à água de reuso, de lavagem do gás de síntese. (CHEN *et al.*, 2011).

O alcatrão se tornou o maior problema para os gaseificadores de resíduos, devido a uma série de limitações. O gás de síntese, bem como a adoção da tecnologia para a geração de energia, depende de metodologias que permitam maior eficiência na conversão do alcatrão.

O alcatrão representa uma das principais espécies obtidas ao longo da devolatilização, com composição relacionada às complexas reações químicas, em que o rendimento e a natureza deste alcatrão não estão relacionados apenas à composição química do CDR, mas também têm relação com os seguintes fatores: Condições de gaseificação, taxa de aquecimento e tempo de residência dentro do reator e ao tamanho da partícula de CDR injetada no reator.

O mecanismo pelo qual um material derivado de carbono sofre a degradação e evolui para a fase gasosa, dentro de um reator de leito fluidizado, ocorre de forma muito semelhante à proposta por Katheklakis *et al.* (1990), com exceção ao combustível derivado de resíduo.

Katheklakis *et al.* (1990) afirmam que o processo de degradação tem o seu início entre 300-400°C na fase de dessorção de umidade, com o surgimento dos gases leves H₂O, CO e CO₂ e alcatrão primário com composição, basicamente, de alifáticos, a produção de alcatrão aumenta proporcionalmente à temperatura, atingindo o ponto máximo entre 500 e 600°C para os derivados de petróleo com maior densidade, associado à ocorrência de reações secundárias, quebrando a cadeia do alcatrão e reduzindo a sua formação.

A temperatura com maior percentual de formação de alcatrão está associada à estrutura química do substrato principal do CDR, pode-se exemplificar a existência do substrato lenho celulósico, normalmente, presente na composição do combustível. O CDR volatilizado proporciona o surgimento de moléculas relativamente pequenas, compactas e estáveis, com capacidade de evaporação total a temperaturas em torno de 500°C (FRAGA *et al.*, 1991).

A maior parcela de formação do alcatrão ocorre em temperaturas consideradas baixas durante o processo de devolatilização de materiais mais ricos em celulose e plástico leve, devido à rápida decomposição (GRAMMELIS *et al.*, 2009; WERTHER *et al.* 2000; MILLER e BELLAN, 1997).

Os maiores volumes de gás de síntese são obtidos em tempéries acima da temperatura de formação do alcatrão, cuja elevação provoca uma redução na formação do alcatrão, possibilitando o surgimento do craqueamento e da reciclagem dos vapores, surgimento de gases mais leves e voláteis, devido ao mecanismo de perda de alcatrão pelo bordo livre.

Os principais componentes que ocorrem, muitas vezes, em concentrações superiores a 5% são: tolueno, naftaleno e fenol, em temperaturas inferiores a 800°C, e os compostos com macromoléculas, contendo até sete anéis de benzeno, em temperaturas superiores a 800°C.

Milne e Evans (1998) classificam os diversos tipos de alcatrão de acordo com a faixa de temperatura e componentes do CDR, formados na gaseificação:

- Alcatrão primário, caracterizado por celulose, semi-celulose, derivados de petróleo com baixa densidade, sendo os principais componentes do CDR;
- Alcatrão secundário, caracterizado por fenóis e olefinas, derivados dos produtos da conversão primária;
- Alcatrão terciário, caracterizado por metilo de aromáticos (estireno e/ou xileno), e compostos orgânicos de enxofre (tiofenos);
- Condensáveis, compostos de hidrocarbonetos poli aromáticos – PAH.

A quantidade e a composição de cada classe de alcatrão produzida têm relação direta com a composição do gás de síntese, a temperatura da gaseificação, a razão de equivalência, o material do leito fluidizado e o tempo de residência do gás dentro do gaseificador, o que provoca a conversão do alcatrão. Os processos dessa conversão podem ser: térmico, vaporização, oxidação parcial ou catalítico, e ocorrem todos dentro do reator termoquímico.

2.9.7 Efeito da temperatura

A temperatura exerce grande influência na gaseificação global, e pode ser considerada um dos principais fatores que influenciam, significativamente, na formação do alcatrão, em quantidade e composição.

Kinoshita *et al.* (1994) ponderaram que os números totais de espécies de alcatrão detectáveis, produzidas na gaseificação, apontam diminuição com o aumento da temperatura, uma vez que, em baixas temperaturas, há a formação de alcatrão com base aromática, enquanto temperaturas mais altas favorecem a formação de menos espécies de alcatrão aromático sem a presença de radicais.

Para Li *et al.* (2004), a quantidade de alcatrão obtida a partir da gaseificação de biomassa diminuiu de 15 g/Nm³ para 0,54 g/Nm³, quando a temperatura passa de 700°C para 820°C. A Fig. 2.14 mostra o efeito exercido pela temperatura na composição do alcatrão, com o surgimento do alcatrão primário entre 500 e 600°C e o alcatrão terciários, para temperaturas acima de 800°C.

Kurkela *et al.* (1993) e Simell *et al.* (1992) defendem que a concentração total de alcatrão no gás de síntese, produzido na gaseificação em leito, depende da composição desse combustível e da temperatura dos reatores (Fig. 2.15), cujo resultado afetará os teores de alcatrão para os diferentes combustíveis: madeira, turfa e carvão.

Teoricamente, entende-se que, em temperaturas acima de 1000°C, a eliminação dos aromáticos refratários não substituídos, para que não ocorra o derretimento da fase inorgânica e, conseqüentemente, a desfluidização do leito. Essas temperaturas não são atingidas em gaseificadores de leito fluidizado autônomo, sendo necessário uma unidade separada "*cracker* térmico", que permita a economia com material e evite problemas com ele, porém este estágio térmico produz uma elevada quantidade de fuligem, que pode ser tão problemática quanto o alcatrão aromático.

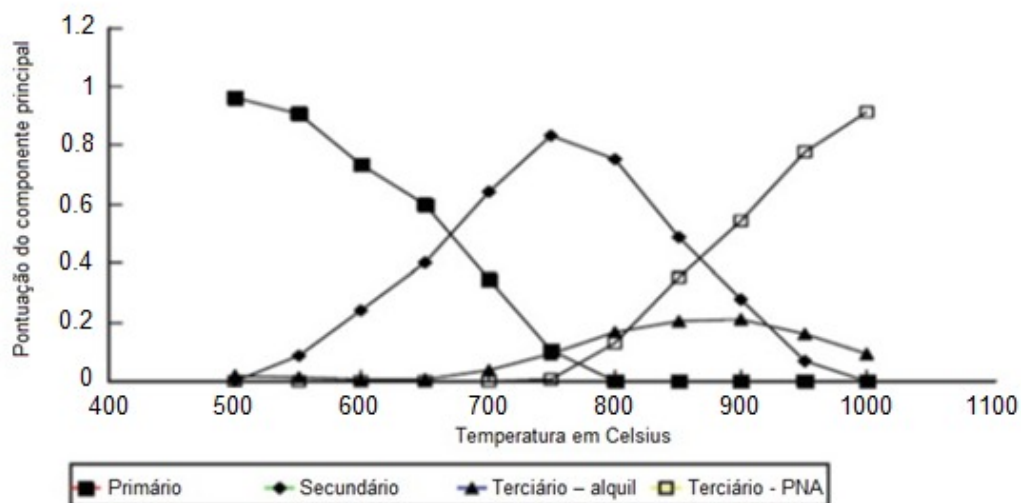


Fig. 2.14 – A distribuição das quatro classes de componentes "alcatrão", como função da temperatura em 300 ms (0,3 s) tempo de residência em fase gasosa adaptado de (MILNE e EVANS, 1998).

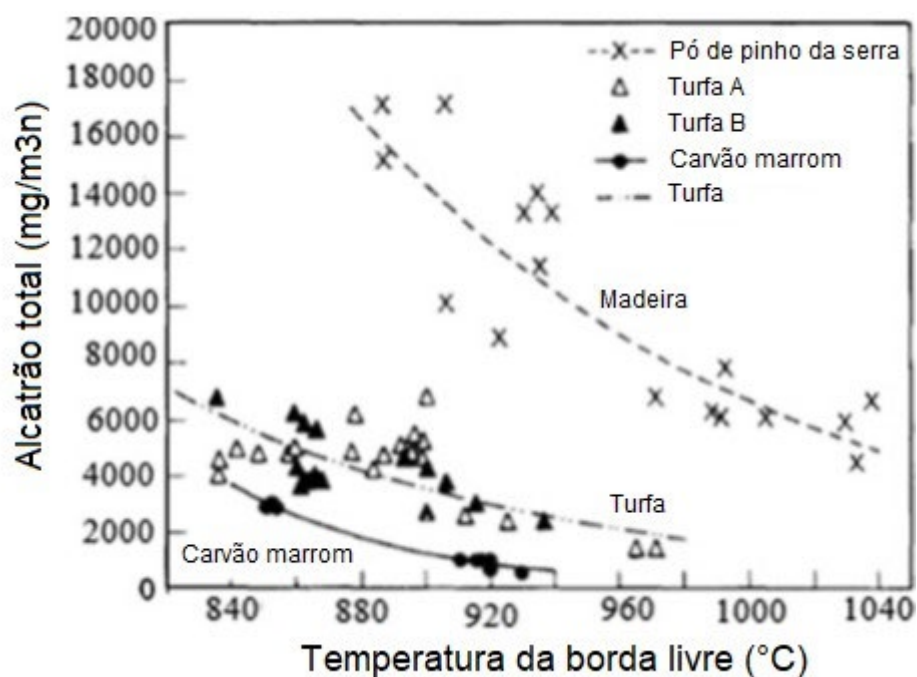


Fig. 2.15 – Efeito da temperatura do *freeboard* na quantidade total de alcatrão + benzeno na gaseificação, com diferentes matérias-primas adaptado de (KURKELA *et al.* 1993).

2.9.8 Efeito de Razão Equivalente e Vapor

A Razão de Equivalência – ER é definida como a proporção de gás gasificado para uma dada quantidade de resíduos. Analogamente, pode-se definir que a elevação da temperatura causa elevação no ER, podendo ser considerado um fator benéfico na redução do alcatrão.

Outro índice adotado como parâmetro de medição do processo de transformação é o índice de vapor produzido (SBR) para biomassa, tendo como parâmetro a proporção do peso de H₂O, que alimenta os gaseificadores, dividido pelo peso de CDR, cujo índice depende de seu teor de umidade. Para evitar o desperdício em decorrência do elevado teor de umidade, a diminuição da quantidade de vapor de alimentação dos gaseificadores (SBR) tem forte influência na formação de alcatrão, provocada pelas reações de reformulações.

Para Herguido *et al.* (1992), a quantidade de alcatrão tem diminuição importante, média de 8% em peso, quando há uma elevação do SBR de 0,5 a 2,5. Enquanto para Aznar *et al.* (1998), a relação de massa variável ((vapor + oxigênio) / biomassa) está na faixa de 0,7 a 1,2; e reduz, em média, 85% a formação do alcatrão.

O vapor ou o oxigênio secundário podem ser adicionados, seletivamente, a um determinado estágio, como em zonas secundárias do gaseificador, em leito fluidizado, ou seja, acima do leito ou no bordo livre. Isso ocorre caso haja outras unidades separadas, como o cracker térmico, objetivando a oxidação e a reformulação de alguns compostos de alcatrão (JENSEN e JOERGENSEN, 1996).

Ressalta-se que o controle do contato entre oxigênio e alcatrão é difícil de ser realizado, assim como a parcela do gás H₂ e CO, que poderá sofrer combustão, reduzindo a eficiência de conversão de energia.

2.9.9 Efeitos do tempo de residência

O tempo de residência do gás dentro do reator termoquímico é fator preponderante para que ocorra uma série de reações. A formação do alcatrão é um processo dependente de diversas reações consecutivas e de etapas, em que se necessita de um determinado tempo, para que a reação ocorra. Assim sendo, o tempo de residência do gás determinará quantas e até que ponto as reações consecutivas ocorrerão em certa temperatura; determinará ainda a quantidade de gás de síntese e a composição de alcatrão. De acordo com Kinoshita *et al.* (1994), de fato, o tempo de residência influencia muito na composição do alcatrão, mas não afeta o percentual do alcatrão formado.

Tempos de residência mais longos podem ser alcançados por intermédio de construções de gaseificadores de múltiplos estágios. A separação física dos principais estágios do processo de gaseificação promove: zona de pirólise, gaseificação preliminar, zonas de conversão final, tendo diferentes níveis de absorção de calor. Esses múltiplos estágios favorecem o aumento do tempo de permanência, melhorando o uso do oxigênio, que, conseqüentemente, favorecem as reações de vapor endotérmico.

Os processos de gaseificação e pirólise podem ser descritos em quatro etapas:

1. Preparação da matéria-prima de resíduos: Derivada de coleta urbana, materiais orgânicos ou inorgânicos, resíduos plásticos, papéis e metálicos, separados por meio de uma planta de coleta seletiva, que permita a segregação dos materiais recicláveis e aqueles que não possuem poder calorífico;
2. Os resíduos são aquecidos em uma atmosfera na ausência de oxigênio ou quantidade sub-estequiométrica de oxigênio para a produção de gás de síntese, óleos e cinzas;
3. Retirada de particulados, hidrocarbonetos e materiais solúveis, presentes no gás síntese, conhecido como "*Scrubbing*";
4. Utilização do gás de síntese para geração de energia elétrica, por intermédio da queima do gás de síntese, em diversos dispositivos, turbinas à vapor, motores a gás, ciclos Rankine e células de combustível de hidrogênio.
5. A gaseificação em leito fluidizado de CDR, oriundos do RSU, representa um grande desafio técnico no tocante à estabilidade e à confiabilidade do processo a longo prazo, assim como a capacidade de produção de um gás de síntese com determinado padrão de PCI, e a viabilidade comercial do processo.

2.9.10 Efeito de materiais ativos

Os diversos materiais ativos que atuam como catalisadores em gaseificadores são classificados em diferentes categorias, por pesquisadores vários. Para Devi *et al.* (2002), os catalisadores são divididos em três grupos: dolomitos, catalisadores de craqueamento catalítico fluido (FCC), e níquel e outros metais, como: platina, paládio e ródio. Os dolomitos são subdivididos em metais alcalinos e catalisadores de níquel (DEVI, 2005).

Para Abu El-Rub *et al.* (2004), há duas classes que consideram o método de obtenção dos mesmos minerais: rochas calcinadas, olivina, minerais de argila e minérios de ferro; e catalisadores sintéticos: carbonato, FCC, base de metal alcalino, alumina ativa e base de metal de transição. Grande parte destes materiais ativos tem como principal

função atuar na inibição do alcatrão, promovendo a hidrogenação e/ou a quebra da sua estrutura orgânica durante a fase de vapor (LI e SUZUKI, 2009).

Os outros contaminantes orgânicos, dentre eles, hidrocarbonetos com radicais de enxofre e dioxinas, são convertidos em H_2S , NH_3 (KAUFMAN RECHULSKI *et al.*, 2014).

Os catalisadores mencionados funcionam como aditivos no leito fluidizado do reator de gaseificação, obedecendo a critérios fundamentais, como eficiência na redução de alcatrão, relação de gás de síntese adequada para o processo pretendido, resistência à desativação, evitando a ocorrência da fase de sinterização e incrustação, capacidade regenerativa, alta resistência e baixo custo operacional.

2.10 Gás de Síntese

A produção de gás de síntese, por meio do processo de gaseificação, aparece como uma alternativa renovável e sustentável às formas tradicionais de obtenção de energia, uma vez que a necessidade energética da sociedade moderna é elevada para aplicações domésticas, indústrias etc. Isso ocorre devido ao crescimento econômico da sociedade, alterações culturais e esgotamento dos recursos naturais (ABUADALA *et al.*, 2012; RAJASEKHAR *et al.*, 2015).

Vários trabalhos avaliaram a produção de energia elétrica e térmica através do gás de síntese, oriundo de diferentes tipos de matéria-prima, produzido durante o processo de gaseificação. Hlina *et al.* (2014) avaliaram a produção de gás de síntese de alta qualidade a partir do processo de gaseificação por plasma, utilizando biomassa de madeira, resíduos plásticos e óleo de pirólise. Foi empregada uma tocha de plasma com arco elétrico com potência de 100-110 kW.

O plasma produzido exibiu temperaturas próximas a 18.000 K e baixa taxa de fluxo de massa (0,3 g/s H_2O + 0,2 g/s Ar). A relação entre a potência do arco líquido e a vazão mássica do plasma foi de até 200 MJ/kg, em um regime padrão de ordem de grandeza maior que outras tochas térmicas, usadas para gaseificação.

A temperatura da reação foi monitorada por oito termopares e variou entre 1200 e 1400°C. Esse processo levou à produção de um gás sintético de alta qualidade, com alto teor de CO e H_2 (aproximadamente 90%), devido aos parâmetros extremos de composição de plasma (alta temperatura e baixa taxa de fluxo de massa).

Quanto à produção de calor e energia, por meio de resíduos de madeira, e utilizando gaseificação por plasma, Rutberg *et al.* (2011), em seu estudo, observa que 1 kg de madeira, com 20% de umidade, gera, aproximadamente, 13,5 MJ de energia

química, com um consumo de energia de 2,16 MJ/kg. Além disso, essa quantidade de energia é capaz de gerar 8,58 MJ/kg de energia elétrica e 7,47 MJ/kg de energia térmica.

Além disso, foi avaliado o processo de gaseificação combinando pellets de madeira com três diferentes tipos de plásticos, em diferentes proporções (0, 60, 80 e 100%), e a temperatura de 1173 K (BURRA e GUPTA, 2018). Os plásticos utilizados foram policarbonato preto, polietileno e polipropileno. Os resultados mostraram que o gás de síntese total, assim como o H₂, CO e CO₂ aumentaram recorrendo a misturas.

O processo de gaseificação de pneus também foi avaliado visando à geração de energia elétrica e térmica Machin *et al.* (2017). O processo de gaseificação de pneus foi considerado um caminho promissor para a valorização energética desses resíduos, ponderando a complexidade dessa matriz.

Ainda tem sido estudado o uso de resíduos sólidos urbanos e resíduos perigosos da indústria de petróleo e gás (MAZZONI *et al.*, 2017). Os resultados mostram que foi possível obter 81 MW de energia elétrica com uma eficiência de 34%, processando 1.338 toneladas, por dia, de resíduos mistos, consistindo em 90% de resíduos sólidos urbanos e 10% de resíduos perigosos de petróleo. Esses resultados mostram uma superioridade de eficiência, quando comparada aos resíduos comuns de incineração, visando à produção de energia.

Em outro trabalho, com resíduos sólidos urbanos, foi avaliada a influência dos parâmetros operacionais (adição de oxigênio, adição de vapor e componentes dos catalisadores) na composição da geração dos gases de síntese.

Há uma temperatura de 850°C, o gás de síntese produzido contém 37% de hidrogênio e 15% de monóxido de carbono, com uma redução de 17,8 g/Nm³ do teor de alcatrão, após a purificação do gás de síntese, os teores de SO₂, NO_x, assim como a remoção de metais, atenderam aos padrões de emissões (ZHANG *et al.*, 2018).

Diante do exposto, a utilização do RSU, como fonte geradora de energia, será analisado todo o processo de caracterização do CDR e seu uso no reator termoquímico de leito fluidizado da planta experimental situada na cidade de Mauá-SP, a fim de analisar a composição do gás de síntese, bem como viabilizar a análise dos produtos provenientes de sua combustão. O resultado desta etapa propiciará a validação dos dados necessários para a obtenção do licenciamento ambiental e posterior dimensionamento da planta piloto, localizada na cidade de Boa Esperança-MG. Esta pesquisa também avalia os sistemas que compõem toda a gaseificação em leito fluidizado, considerando as características singulares da composição do CDR, descrevendo a metodologia de preparo, o correto armazenamento e a gaseificação, com a devida comparação dos dados obtidos na literatura, e, assim, descrever o processo de obtenção do gás de síntese.

CAPÍTULO III

Resíduos Sólidos Urbanos (RSU) e Produção de Combustível Derivado de Resíduos (CDR)

3.1 Introdução

O grande desenvolvimento das áreas urbanas ao longo das últimas décadas tem contribuído para o crescimento dos impactos ambientais, acarretando alterações físicas e biológicas ao longo de décadas, modificando paisagem e degradando o ecossistema. O grande desenvolvimento tecnológico contemporâneo precisa estar associado ao desenvolvimento socioambiental de forma a mitigar os impactos ambientais no ecossistema.

O crescimento populacional e o desenvolvimento econômico aumentaram significativamente a taxa de geração de RSU, que pode chegar a 2,2 bilhões de toneladas por ano em todo o mundo até 2025. Assim, esforços têm sido feitos para resolver esse problema ambiental, reduzindo e recuperando a energia armazenada em RSU para obter biocombustíveis (Barbosa et al., 2018; Moya et al. al., 2017).

Segundo pesquisa realizada pela ABRELPE (2017), Associação Brasileira de Empresas de Limpeza Pública e Resíduos Especiais, a população brasileira apresentou um crescimento de 0,75% entre 2016 e 2017, enquanto a geração per capita de RSU apresentou aumento de 0,48%. A geração total de resíduos aumentou 1% no mesmo período, atingindo um total de 214.868 toneladas diárias de RSU no país. A região sudeste gerou 53% do total de resíduos coletados e apresentou o maior índice percentual de cobertura de coleta quando comparada às demais regiões do país.

O aumento do poder aquisitivo das famílias bem como um maior consumo de produtos alimentícios processados e industrializados contribuiu para um contínuo aumento da produção de RSU. Em grandes centros urbanos o consumo foi ainda maior e a problemática entorno do tratamento dos resíduos sólidos desde a etapa de geração até a etapa de descarte vem se agravando anualmente.

No Brasil, a destinação final dos RSUs para aterros sanitários representa um índice de 59,1%. O restante, mais de 80 mil toneladas de RSU por dia, é encaminhado para áreas inadequadas, tais como: lixões e aterros controlados (ABRELPE, 2017).

Dados da ABRELPE (2017) mostraram que 3.923 municípios apresentaram alguma iniciativa de coleta seletiva, entretanto, tais iniciativas não abrangeriam a totalidade de suas áreas urbanas.

A correta destinação dos resíduos sólidos é uma tarefa complexa. Na maioria das cidades brasileiras o descarte dos resíduos é realizado de forma inadequada, por esse motivo é possível encontrar resíduos em locais como lotes vazios, margens de rodovias, vales e margens de lagos e rios.

Os resíduos sólidos representam uma fonte de energia renovável, assim como a energia solar, hidráulica, eólica, maremotriz e biomassa, visto que, enquanto houver vida haverá produção de resíduos.

Dados de consumo histórico de energia nos EUA evidenciam que a madeira era a fonte predominante de energia durante o século XIX, até meados do século XX, quando o petróleo e o gás passaram a ter maior importância na matriz energética dos EUA. Estudos indicam que no futuro, ocorrerá de forma gradual uma substituição do predomínio dos combustíveis fósseis por fontes de energia renováveis dentre elas a biomassa (Relatório CGEE, 2008).

Os resíduos sólidos são caracterizados como biomassa e podem ser utilizados na produção de energia por meio da combustão (incineração), biodigestão aeróbica e anaeróbia, oxidação úmida, oxidação supercrítica, reformulação a vapor, etc. Porém as metodologias citadas anteriormente apresentam desvantagens que dificultaram a utilização destas metodologias de forma comercial, pode-se exemplificar como desvantagens os subprodutos da combustão tais como os óxidos de enxofre e óxidos de nitrogênio. A legislação brasileira proíbe a incineração de RSU, como exemplos podem ser citados o projeto de lei nacional 4980/20 e a lei estadual mineira nº 18.031 de janeiro de 2019.

Os processos de pirólise e/ou gaseificação de resíduos apresentam vantagens quando comparados à incineração, tais como:

- Podem ser realizados em reatores de leito fixo ou fluidizado;
- Custo operacional moderado devido às tecnologias empregadas serem bastante simples;
- O gás produzido, denominado gás de síntese, possui baixo poder calorífico, todavia apresenta teores de H_2 , CH_4 , CO , entre outros;
- Maior controle das emissões de gases poluentes e de efeito estufa;

- Os processos permitem a integração com diversos sistemas de produção de energia dentre eles: microturbinas, células de combustível ou termophotovoltaicos (TPV) para geração de energia;
- Estão em conformidade com a Política Nacional de Resíduos Sólidos (Lei Nº 12.305 de 02 de agosto de 2010).

O CDR, por sua vez, é oriundo do tratamento e separação (ou triagem) do RSU. A produção de CDR de alta qualidade e alto poder calorífico requer um processo de tratamento e separação de resíduos em múltiplos estágios. A heterogeneidade e o alto teor de umidade dos RSUs tornam necessário este pré-tratamento. As operações unitárias comuns aplicadas na produção de CDR são trituração, classificação, separação e secagem de rejeitos. Consiste basicamente em reduzir/padronizar o tamanho das partículas presentes no RSU e separar os materiais que podem ser reciclados (plásticos, metais ferrosos e não ferrosos) (Edo et al., 2016; Sarc e Lorber, 2013).

Alguns estudos demonstraram formas eficazes de reutilizar resíduos como energia na forma de CDR (Aluri et al., 2018; Białowiec et al., 2017; Manyà et al., 2015). No entanto, existem poucos estudos avaliando o uso dessas tecnologias em escala piloto (Násner et al., 2017; Rotheut e Quicker 2017) e, com base em levantamento bibliográfico, até o momento nenhum estudo foi realizado em escala industrial em uma Linha de Processamento de Resíduos Sólidos (LPRS).

Násner et al. (2017) estudaram uma planta piloto de gaseificação experimental capaz de processar 7,5 toneladas por dia de RSU e produzir 2,6 toneladas por dia de CDR. Uma avaliação econômica da implementação da planta piloto foi realizada e mostrou que o projeto era viável. Rotheut e Quicker (2017) trabalharam na utilização de CDR a partir de resíduos de aterros processados em uma instalação de tratamento de resíduos para produção de energia. Considerando o consumo de aditivo e o desempenho de combustão, a cogeração utilizando CDR derivado de RSU de aterro ou CDR derivado de RSU fresco foi considerada apropriada.

O presente trabalho apresenta o projeto de uma LPRS industrial capaz de converter aproximadamente 55 ton/dia de RSU em 30 ton/dia de CDR, com 10 horas de funcionamento. Além disso, uma avaliação econômica (consumo de energia para produção de CDR × produção de energia a partir do CDR) foi realizada para mostrar a viabilidade da LPRS em uma usina de gaseificação.

3.2 Materiais e Métodos

Para descrever as etapas de tratamento do RSU, serão apresentados a seguir os procedimentos adotados para a preparação de CDR, adequado para a geração de energia ou produção de gás de síntese.

3.2.1. Projeto da Linha de Processamento de Resíduos Sólidos (LPRS)

O RSU analisado neste trabalho foi produzido pela população de Boa Esperança – MG - Brasil, uma cidade com 40.000 habitantes (Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística, 2018). Este município faz o descarte do RSU em um lixão, localizado a 3,5 km ao sul da área urbana, com uma produção diária estimada de 30 ton/dia. A LPRS faz parte de uma usina termoquímica que está em construção ao lado do lixão. Toda o projeto, construção e pesquisa foi financiado pela empresa Furnas Centrais Elétricas S.A., por meio de projeto de P&D vinculado à ANEEL e uma “Chamada Pública para Apresentação de Propostas para Elaboração de Metodologia e Infraestrutura Tecnológica para aumento da Eficiência de Sistemas de Geração através da Caracterização e Padronização de Reator Termoquímico e Combustível Derivado de Resíduo.

Assim sendo, nesta etapa será apresentada uma descrição da metodologia de produção de CDR a partir de uma LPRS, conforme demonstrado na Fig. (3.1). Neste trabalho foram considerados apenas RSUs classe II, para co-processamento através de reações termoquímicas, de acordo com a Resolução Brasileira do Conselho Nacional do Meio Ambiente nº. 316/02 (Conselho Nacional do Meio Ambiente, 2002).

Para atender aos requisitos de segurança ambiental, tratamento e industrialização, a LPRS será construída em um galpão coberto e fechado com piso impermeável, com um sistema de pressão negativa para controle de odores. A linha de processamento de resíduos foi projetada para operar diariamente, durante 10 horas, com capacidade de processamento de 55 ton/dia de RSU: 30 toneladas do município e 25 toneladas do lixão localizado ao lado da usina termoquímica. Possui uma vazão mássica de entrada de 5.500 kg/h com granulometria de entrada “*in natura*” e umidade de entrada de 50 %, segundo dados experimentais coletados em campo com utilização de balança. Após o processamento na LPRS, a vazão mássica esperada de CDR é de 3.005,58 kg/h, com granulometria final de 25 mm, umidade de 15 % e densidade de 250 kg/m³, conforme indicado na Fig. (3.1).

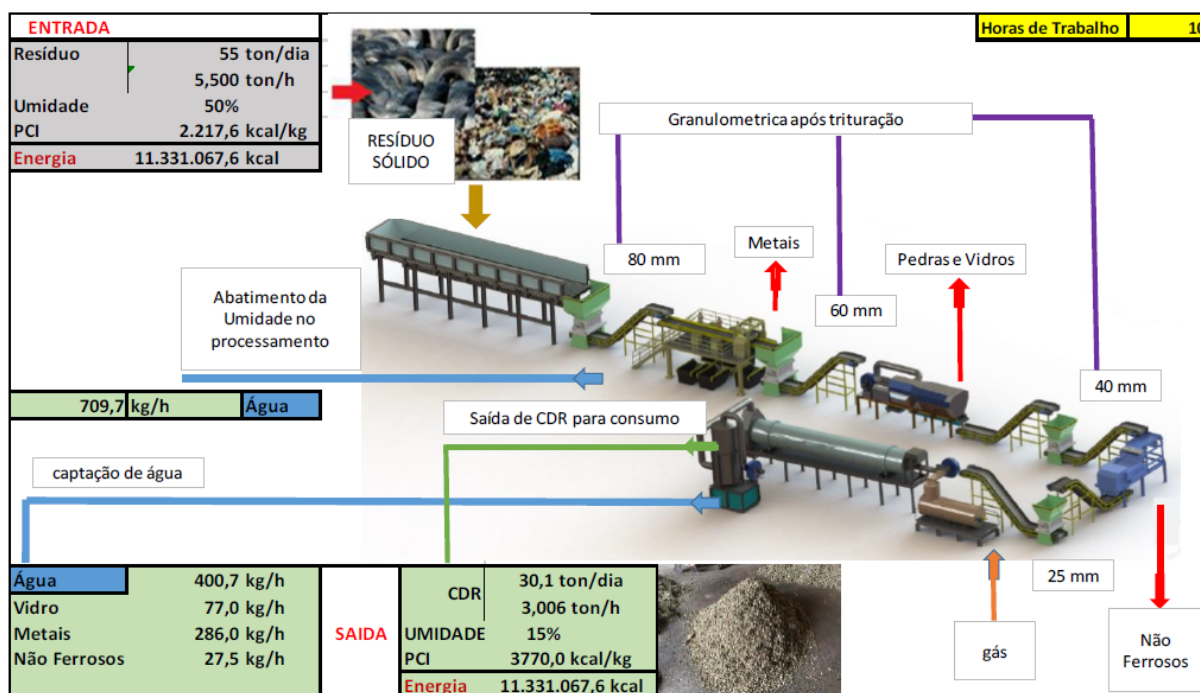


Fig. 3.1. Lay-out da LPRS para produção de CDR.

O processo de transformação do RSU em CDR tem seu início com a pesagem e o transbordo dos caminhões basculantes de coleta urbana. A LPRS está posicionada a aproximadamente 3 metros abaixo do nível onde se realiza o transbordo dos caminhões e possui um silo com esteira de potência nominal de 40 kW, com capacidade de processamento de 60 ton/dia e com dimensões de 18 m (comprimento) - 3,5 m (largura) - 5,45 m (altura).

O silo possui uma correia transportadora que realiza movimentos repetitivos para frente e para trás. O RSU leva cerca de 4 h para percorrer o comprimento de 18 m do silo e passar para o próximo estágio da LPRS. A correia transportadora é toda perfurada para facilitar a drenagem de água do RSU (chorume) oriundo da coleta urbana. Uma bomba de água com vazão de 709,7 kg/h transfere o chorume para uma estação de tratamento de efluentes. Após o tratamento na estação, a água é novamente bombeada para o circuito a uma vazão de 1m³/h. Ela é injetada em um coletor abaixo da correia transportadora com a finalidade de diminuir odores e reduzir a viscosidade do chorume, operando em um circuito fechado entre a LPRS e a estação de tratamento.

O triturador primário foi projetado para receber qualquer tipo de RSU do silo sem qualquer pré-seleção ou escolha. Ele possui potência nominal de 150 kW e a granulometria do RSU na saída do triturador é de 80 mm. Este possui uma capacidade de processamento de 6 ton/h e possui as seguintes dimensões externas: 6 m (comprimento) - 1,6 m (largura) - 0,685 m (altura).

Durante a trituração ocorre o gotejamento de chorume e a evaporação da água devido ao atrito das facas do eixo do triturador com o resíduo numa taxa de 511 kg/h. Para reduzir odores e diminuir a viscosidade do chorume coletado, a água da estação de tratamento de efluentes é injetada na bandeja de contenção a uma vazão de 1 m³/h.

Todo resíduo esmagado cai em uma esteira metálica abaixo do triturador. Cabe salientar que o processo é automático e isento de intervenção humana. A LPRS também possui alarmes que avisam em caso de falhas e param o equipamento em caso de emergência.

A Tab 3.1 apresenta o balanço de massa da transformação do RSU em CDR.

Tabela. 3.1 Balanço de massa fonte (Relatório de Caracterização dos Resíduos de Boa Esperança Planex Contrato CT 001/2009)

COMPOSIÇÃO DO LIXO	%	MJ/kg	MJ médio	kg/h com umidade de	kg/h com umidade de	PCI com umidade de	CDR	Abatimento Umidade	
					25%	15,0%		Secador	Total
				50,0%	Entrada Secador	Saída Secador	kg/h	kg/h	kg/h
MATÉRIA ORGÂNICA	35,20%	19,99	6,70	806,67	537,78	1.352,68	474,5	63,27	332,16
FINOS	3,00%	19,99	0,57	68,75	45,83	115,29	40,4	5,39	28,31
PAPEL	6,45%	15,02	0,97	147,81	98,54	196,00	86,9	11,59	60,86
PAPELÃO	6,00%	15,94	0,97	137,50	91,67	193,55	80,9	10,78	56,62
COMPLEX	8,75%	21,02	1,84	200,52	133,68	372,25	118,0	15,73	82,57
TÊXTIL	10,00%	19,08	1,91	229,17	152,78	386,07	134,8	17,97	94,36
TÊXTIL DE SAUDE (FRAUDAS, ETC)	12,30%	18,98	2,33	281,88	187,92	472,36	165,8	22,11	116,07
PLASTICOS	8,80%	33,42	2,94	201,67	134,44	595,24	118,6	15,82	83,04
NÃO CLASSIFICADOS	1,30%	17,97	0,23	29,79	19,86	47,27	17,5	2,34	12,27
VIDRO	1,40%	0,00	0,00	32,08	0,00	0,00	0,0	0,00	0,00
METAIS	5,20%	0,00	0,00	119,17	0,00	0,00	0,0	0,00	0,00
NÃO CLASSIFICADOS	0,50%	0,00	0,00	11,46	0,00	0,00	0,0	0,00	0,00
OUTROS	1,10%	17,65	0,19	25,21	16,81	39,30	14,8	1,98	10,38
TOTAL	100,00%		18,63	2.291,67	1.419,31	3.770,00	1252,3	167,0	876,6

De acordo com a Lei 12.305/10, a implementação da coleta seletiva é uma obrigação municipal e deve ser incluída em qualquer plano integrado de gerenciamento de resíduos sólidos. Portanto, uma plataforma de coleta de resíduos foi projetada, conforme apresentado na Fig. (3.2). Ela permite a separação manual e a coleta de resíduos recicláveis, como metais ferrosos e não ferrosos, vidro, plásticos e outros.

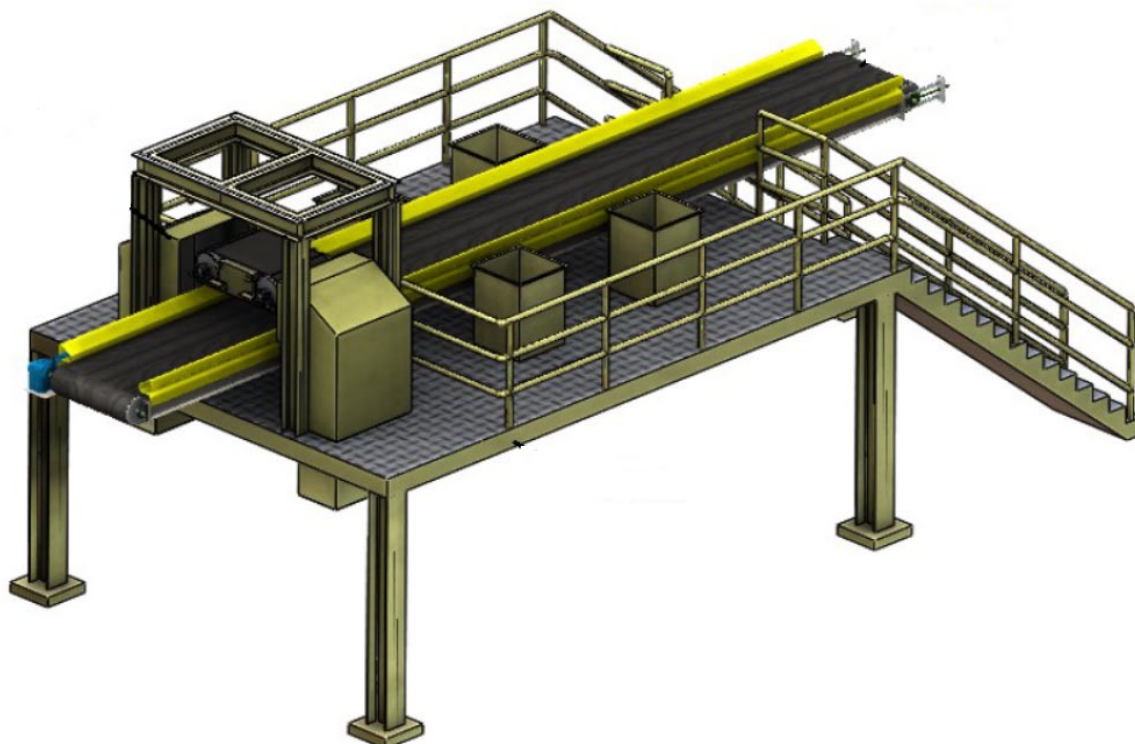


Fig. 3.2. Plataforma de Coleta.

Uma correia transportadora de borracha com placas de apoio e capacidade de transferência de até 8 ton/h, velocidade de 0,1 m/s com inclinação de 45 ° foi projetada e instalada sob uma plataforma de metal com dimensões de 12 (comprimento) - 1,2 (largura) - 0,4 m (altura). As placas de suporte fixadas na correia transportadora garantem o transporte dos resíduos sem rolar. A plataforma permite que até oito operadores (coletores) possam trabalhar simultaneamente, coletando materiais recicláveis que são alocados em quatro dutos e conduzidos a um silo de armazenamento.

Após o processo de seleção manual foi inserido um separador magnético, cuja finalidade é remover materiais ferrosos recicláveis que não foram removidos no processo de seleção manual. Este equipamento foi projetado para operar de maneira suspensa e foi posicionado transversalmente à correia transportadora. O equipamento tem uma potência de 1,5 kW e uma capacidade de separação de 0,3 ton/h. Suas dimensões externas são 1.067 (comprimento) - 0.990 (largura) - 0.381 m (altura).

Um triturador secundário foi projetado para reduzir o tamanho das partículas do RSU a 60 mm, girando dois eixos com facas intercaladas. Ele opera em baixa rotação e elevado torque, potência de 150 kW, capacidade de processamento de 6 ton/h e dimensões externas de 5,7 (comprimento) - 1,6 (largura) - 0,685 m (altura).

O RSU com um tamanho de partícula de 60 mm é transportado por uma correia transportadora de metal para um separador a ar dessimétrico Fig. (3.3), capaz de remover materiais que apresenta alta densidade, como vidro, pedras, pilhas e outros materiais não orgânicos. O equipamento opera com um fluxo contínuo de ar provocado por um ventilador centrífugo que mantém a velocidade do ar acima da necessária para o transporte pneumático de resíduos de baixa densidade, como plásticos, papel, materiais orgânicos e assim por diante. Este processo também permite que ocorra a remoção de umidade a uma taxa de 127 kg/h. O equipamento apresenta uma potência nominal de 24 kW com uma capacidade de processamento de 6 ton/h, com extração de até 500 kg/h de resíduos com alta densidade, sendo estes enviados para o recipiente de extração.

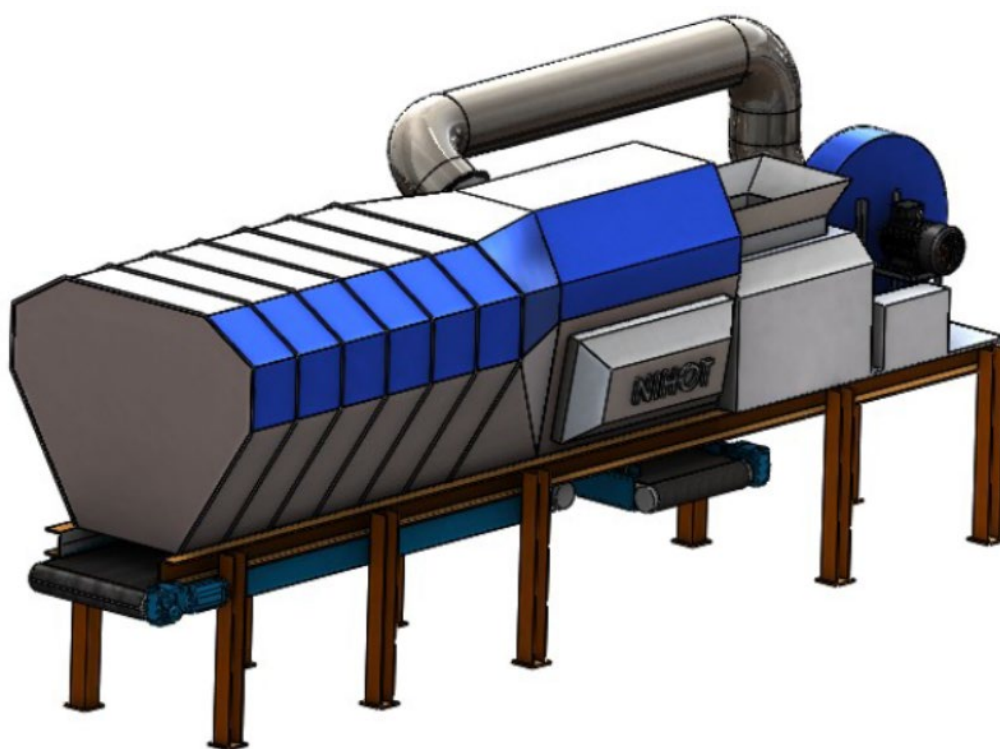


Fig. 3.3. Separador a ar dessimétrico.

Após o separador a ar, uma correia transportadora de metal conduz o RSU para o triturador terciário, onde ocorre a redução das partículas remanescentes de RSU para 40 mm. O equipamento possui dois eixos com facas intercaladas rotativas, sendo um eixo possui uma potência nominal de 22 kW e outro com potência nominal de 18,4

kW, com uma capacidade de trabalho de 6 ton/h possuindo as seguintes dimensões externas: 3,0 (comprimento) - 1,4 (largura) - 2,3 m (altura).

Após o triturador terciário, o RSU com tamanho de partícula de 40 mm é preparado para passar pelo separador de metais não ferrosos, chamado de separador de corrente induzida Fig. (3.4). Em seu primeiro estágio, há um trilho vibratório com um rolo magnético que captura os remanescentes metálicos que não foram capturados nos processos anteriores. No segundo estágio, existe um eletroímã que gera um campo magnético que repele metais não ferrosos, como cobre e alumínio. O equipamento tem uma potência nominal de 6,6 kW e sua capacidade de produção é de 6 ton/h.

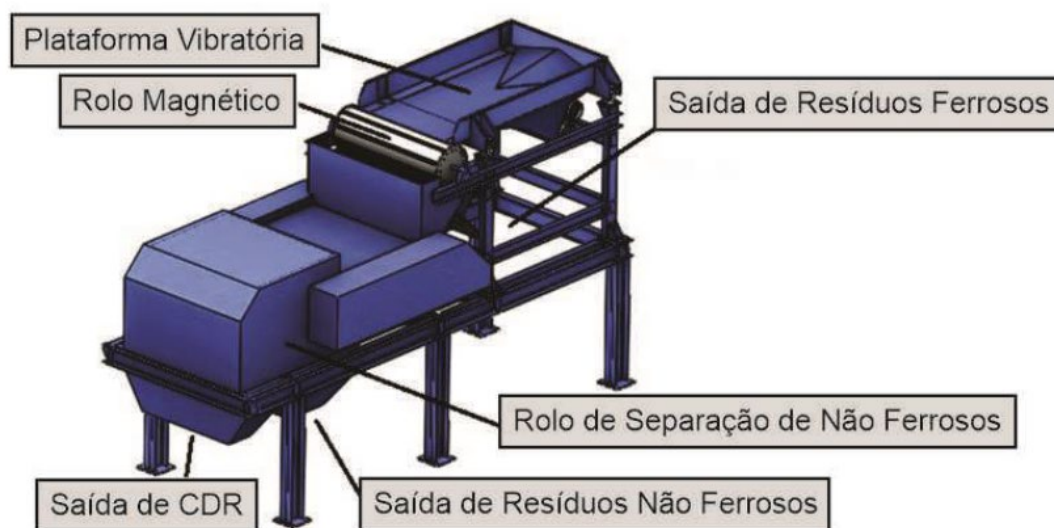


Fig. 3.4. Separador de Materiais não-ferrosos: cobre, alumínio, entre outros.

O RSU é então transportado através de correia transportadora metálica onde é depositado por gravidade no triturador quaternário. Neste estágio, os resíduos com um tamanho de partícula de 40 mm e um fluxo mássico de 6 ton/h são triturados e padronizados para um tamanho médio de partícula de 25 mm.

A Fig. (3.5) demonstra o secador rotativo tubular horizontal, que foi projetado para usar o gás de síntese de CDR como comburente para a geração de calor e secagem do RSU.

Uma esteira transportadora de metal transporta os resíduos para o secador rotativo tubular horizontal, que tem como finalidade de secar e homogeneizar o RSU. O secador tem as seguintes características técnicas:

- Potência nominal dos motores de engrenagem: 4 de 3,7 kW,
- capacidade de trabalho: 6 ton/h,
- Dimensões externas: 16 (comprimento) - 2,2 (largura) - 5,1 m (altura),
- Diâmetro interno do secador: 1.900 mm
- conteúdo de umidade de entrada: 30%,
- teor de umidade de saída: 15%,
- Temperatura do ar de entrada: 400 °C
- Temperatura do ar de saída: 80 °C
- Fluxo de gás através do secador: 1551,28 Nm³/h,
- Peso: 4600 kg

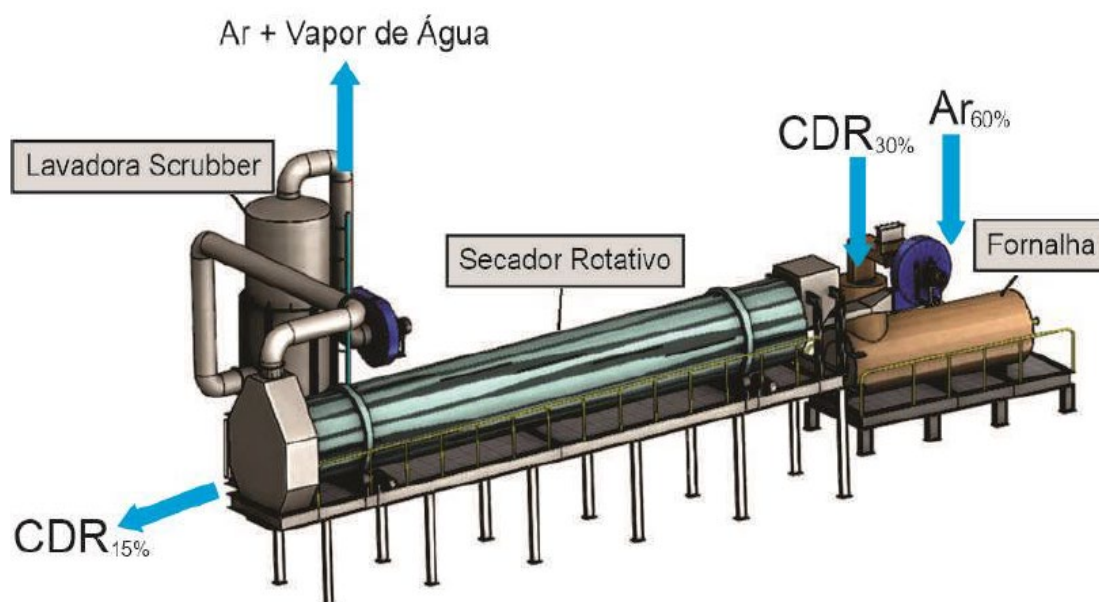


Fig. 3.5. Secador Tubular Rotativo.

A lavadora Scrubber é utilizada para a remoção de partículas, umidade e odores do ar quente que sai do secador.

No secador, o RSU com um teor de umidade de 30% em massa passa através de um tubo horizontal, que é permeado por ar quente a 400 °C gerado a partir da combustão do gás de síntese no combustor. Este processo reduz o teor de umidade dos resíduos para 15% em massa; isto é, reduz a umidade numa taxa de cerca de 400,7 kg/h.

O secador rotativo também tem a função de misturar e homogeneizar o CDR para produzir um combustível uniforme. Após o processo de secagem, o CDR é descarregado em uma esteira transportadora de metal abaixo do secador rotativo para ser transportado até o armazém de estoque, que tem capacidade para armazenar 1000 toneladas de CDR. O reator termoquímico, por sua vez, converte o CDR em gás de síntese (syngas) por meio de um processo de gaseificação em leito fluidizado.

As especificações dos processos de secagem e compactação são as seguintes:

- Fluxo de massa de CDR através do secador: 1252 kg/h;
- granulometria do CDR: 25 mm;
- teor de umidade do CDR: 15% em massa;
- massa específica do CDR: 250 kg/m³.



Fig. 3.6 Prensa enfardadeira de CDR

A Fig. (3.5) também apresenta o balanço de massa e energia no secador rotativo. Negligenciando o processo de combustão e considerando somente a entrada de ar quente (400 °C) e CDR com um teor de umidade de 30% no secador, o primeiro sistema de equações a ser resolvido refere-se ao balanço de massa de CDR seco (Eqs: 3.1 – 3.3):

$$\dot{m}_{CDR_{in}} = \dot{m}_{CDR_{out}} \quad (3.1)$$

$$\dot{m}_{CDR_{in}} = \dot{m}_{CDR_{30\%}}(1 - 0,3) \quad (3.2)$$

$$\dot{m}_{CDR_{out}} = \dot{m}_{CDR_{15\%}}(1 - 0,15) \quad (3.3)$$

onde $\dot{m}_{CDR_{in}}$ e $\dot{m}_{CDR_{out}}$ representam as vazões mássicas (ton/h) de CDR na entrada e saída do secador; $\dot{m}_{CDR_{30\%}}$ representa o CDR com 30% de umidade enquanto $\dot{m}_{CDR_{15\%}}$ representa o CDR com 15% de umidade.

O segundo sistema a ser resolvido refere-se ao balanço de massa de ar no secador (Eqs: 3.4 – 3.6):

$$\dot{m}_{dry_Air_{in}} = \dot{m}_{dry_Air_{out}} \quad (3.4)$$

$$\dot{m}_{Air_{in}} = \dot{m}_{dry_Air_{in}} + \dot{m}_{water_Air_{in}} \quad (3.5)$$

$$W_{Air_{in}} = \frac{\dot{m}_{water_Air_{in}}}{\dot{m}_{dry_Air_{in}}} = \frac{0.622P_v}{P - P_v} \quad (3.6)$$

onde $\dot{m}_{dry_Air_{in}}$ e $\dot{m}_{dry_Air_{out}}$ representam as vazões mássicas de ar seco na entrada e na saída do secador (ton/h); $\dot{m}_{Air_{in}}$ representa a vazão de ar que entra no secador rotativo; $\dot{m}_{water_Air_{in}}$ representa a vazão de vapor d'água considerando um valor médio de 60% para a umidade relativa do ar; $\omega_{Air_{in}}$ representa a umidade específica (toneladas de vapor d'água por tonelada de ar seco); P é a pressão total e P_v é a pressão do vapor de água (Çengel e Boles, 2012).

O terceiro sistema a ser resolvido refere-se ao balanço de massa da umidade (Eqs: 3.7 – 3.9):

$$\dot{m}_{water_CDR_{in}} + \dot{m}_{water_Air_{in}} = \dot{m}_{water_CDR_{out}} + \dot{m}_{water_Air_{out}} \quad (3.7)$$

$$\dot{m}_{water_CDR_{in}} = \dot{m}_{CDR_{30\%}} * 0.3 \quad (3.8)$$

$$\dot{m}_{water_CDR_{out}} = \dot{m}_{CDR_{15\%}} * 0.15 \quad (3.9)$$

onde $\dot{m}_{water_Air_{in}}$ foi previamente calculado a partir do sistema composto das Eqs. (3.4 a 3.6); $\dot{m}_{water_CDR_{in}}$ e $\dot{m}_{water_CDR_{out}}$ representam a umidade do CDR antes e depois do

secador. Logo, $\dot{m}_{water_Air_{out}}$ pode ser calculado e representa a vazão mássica de vapor d'água removida do CDR.

A partir dos balanços de massa, e aplicando a primeira lei da termodinâmica no secador rotativo Eq. (3.10), é possível determinar a quantidade de energia necessária para realizar o processo de secagem do CDR:

$$\begin{aligned} \dot{Q} + [\dot{m}_{CDR_{in}} C_p T]_0^{25^\circ C} + [\dot{m}_{water_CDR_{in}} h_{water}]_0^{25^\circ C} + [\dot{m}_{dry_Air_{in}} h_{Air}]_0^{400^\circ C} + \\ [\dot{m}_{water_Air_{in}} h_{water_vapor}]_0^{400^\circ C} = [\dot{m}_{CDR_{out}} C_p T]_0^{80^\circ C} + [\dot{m}_{water_CDR_{out}} h_{water}]_0^{80^\circ C} + \\ [\dot{m}_{dry_Air_{out}} h_{Air}]_0^{80^\circ C} + [\dot{m}_{water_Air_{out}} h_{water_vapor}]_0^{80^\circ C} \end{aligned} \quad (3.10)$$

onde, $\dot{Q}$ representa a energia térmica desconhecida (kW) requerida pelo secador rotativo; C_p representa o calor específico do CDR ($C_p = 0.9637 \text{ kJ/kgK}$); h_{water} representa a entalpia da água contida no CDR na entrada e na saída do secador; h_{Air} representa a entalpia do ar na entrada e na saída do secador; h_{water_vapor} representa a entalpia do vapor d'água no ar na entrada e na saída do secador.

3.2.2. Análises Químicas do RSU e CDR

As verificações dos quantitativos de potássio e sódio foram realizadas através de metodologia EPA 3050B (U.S. EPA, 1996), enquanto as verificações dos quantitativos de flúor e cloro seguiram a metodologia EPA 5050 (U.S. EPA, 1994).

As verificações de quantitativos de enxofre foram feitas de acordo a norma ASTM 4239-18 (ASTM, 2018), a análise elementar (CHNS) de acordo com ASTM 5373-14 (ASTM, 2014) e o teor de oxigênio por diferença: $[100 - (C + H + N + S)]$. O poder calorífico inferior (PCi) foi avaliado de acordo com a norma ASTM 5865-13 (ASTM, 2013).

O teor de umidade foi determinado de acordo metodologia descrita na norma NBR 8389/84 (ABNT, 1984), enquanto o teor de cinzas foi determinado de acordo com uma metodologia adaptada da NBR 9092/2014.

Todas as análises foram realizadas pela Associação Brasileira de Cimento Portland, utilizando um laboratório brasileiro acreditado de acordo com o padrão estabelecido pela norma 17025 da International Organization of Standardization / International Electrotechnical Commission (ISO / IEC).

Cabe ressaltar que em 03 de fevereiro de 2019 foi publicado o primeiro artigo científico internacional referente a este projeto de pesquisa. O trabalho foi intitulado "*Design of an industrial solid waste processing line to produce refusederived fuel*" e trata

especificamente da linha de processamento do RSU e produção do CDR. Dentre outros aspectos, o trabalho demonstra que a linha é inovadora. O texto foi publicado em um periódico renomado intitulado “Journal of Environmental Management” que possui fator de impacto (JCR 2017) superior a 4, qualis A2 em Engenharias III e Química.

CAPÍTULO IV

REATOR TERMOQUÍMICO E USINA TERMOQUÍMICA

4.1 Introdução

A quantidade de resíduos sólidos urbanos (RSU) gerados anualmente em todo o mundo é de aproximadamente 440 kg/pessoa e constitui um risco ambiental e humano, uma vez que é uma fonte potencial de poluentes perigosos Bhoi et al. (2018). Nos países em desenvolvimento, o RSU é geralmente destinado para aterros sanitários ou descartado em áreas de despejo abertas (lixões), o que aumenta os riscos ambientais e à saúde. Por isso, é importante desenvolver novas tecnologias para o tratamento adequado para o RSU e evitar impactos negativos sobre os ecossistemas.

Os tratamentos mais comuns aplicados ao manejo de RSU são reciclagem, processos biológicos (principalmente compostagem e digestão), enterro e métodos para a recuperação de energia armazenada, tais como: incineração, pirólise e gaseificação Sipra et al. (2018). Com base no desenvolvimento sustentável, a gestão de resíduos deve cumprir a hierarquia de acompanhamento: prevenção de resíduos através de reuso, reciclagem, reaproveitamento e correta destinação em aterros sanitários Cucchiella et al. (2014). No entanto, caso seja impossível colocar em prática qualquer uma das três primeiras etapas, a recuperação energética via incineração, pirólise ou gaseificação é considerada como a melhor prática (Astrup et al. 2015).

A incineração é um processo termoquímico que consiste na combustão direta de RSU na presença de oxigênio a temperaturas acima de 850° C. Alguns processos de incineração reduzem o volume e a massa de RSU em 90% e 75% respectivamente, eliminam patógenos e geram calor para a produção de energia térmica e elétrica (Lino e Ismail, 2018). A incineração é o método mais utilizado nos países desenvolvidos e ganhou popularidade desde a década de 1960, pois é um processo “barato” e rápido para geração de energia (*WTE – Waste to Energy*) Behrend e Krishnamoorthy, (2017). Embora a combustão direta de RSU seja mais eficiente e produza mais energia quando comparada ao processo de gaseificação, os custos para mitigar os poluentes contidos nos fumos são muito maiores Kumar e Samadder, (2017). Entre os processos de recuperação de energia existentes, a incineração geralmente está associada à emissão

de poluentes perigosos, como SO_x, NO_x, dioxinas e furanos em concentrações que ultrapassam os valores máximos admissíveis Abad et al. (2003); Kumar e Samadder, (2017); Myrin et al. (2014). Além disso, as usinas de incineração só possuem viabilidade econômico-financeira quando há uma elevada produção de RSU (superior a 1000 ton/dia). A Europa é conhecida como o maior e mais aprimorado mercado de instalações WTE. As usinas da WTE na Europa converteram cerca de 69 milhões de toneladas de RSU (ou cerca de 20% do fluxo de resíduos da UE) em 30 TWh de eletricidade e 55 TWh de calor (Rogoff, 2019).

Em relação a outras técnicas de tratamento de resíduos, os benefícios da pirólise são altamente variáveis Moya et al. (2017). Trata-se de um processo viável para o tratamento de resíduos homogêneos que mostram baixas variações na composição. Assim, a pirólise não é aplicável à RSU Panepinto et al. (2015). Em contrapartida, o processo de gaseificação tem a vantagem de produzir gás síntese (syngas) por aquecimento do CDR em condições controladas, com oxidação parcial da matéria-prima (Rios et al. 2018). Como consequência, resulta em menor emissão de poluentes quando comparado a outros processos de recuperação de energia.

A gaseificação surge como uma alternativa atraente para cidades pequenas, onde a produção diária de RSU é de cerca de 20 a 100 ton/dia. Torna-se especialmente aplicável no Brasil considerando que 97% das cidades brasileiras possuem menos de 200 mil habitantes, e que a distância entre as cidades pode ultrapassar 50 km. Além disso, leis estaduais brasileiras proíbem incineração de RSU para WTE Couto et al. (2016). No entanto, a falta de investimento financeiro e apoio governamental para a comercialização da energia elétrica produzida através do processo de gaseificação, limitam os avanços na aplicação em escala industrial Motta et al. (2018); Sikarwar et al. (2017).

O processo de gaseificação tem diversas vantagens para o tratamento de resíduos, incluindo a possibilidade de processamento de diferentes tipos de materiais. Por outro lado, exige altos níveis de energia, o que limita sua viabilidade econômica e pode levar à baixa ou negativa produção líquida de energia Watson et al. (2018). Essa desvantagem já é superada pela utilização de reatores de leito fluidizados que promovem uma melhor mistura entre reagentes, mantêm uma temperatura uniforme e permitem o uso de diferentes tipos de biomassa, incluindo RSU ou combustível derivado de lixo (CDR) proveniente do RSU Materazzi et al. (2016). Embora a gaseificação através da tecnologia de plasma seja atualmente aplicada para o processamento de RSU em escala industrial, as tecnologias de recuperação desenvolvidas no setor privado dificilmente são compartilhadas Moya et al. (2017). *Mutsu Waste Gasification* (localizado em Mutsu, Japão) processa cerca de 140 ton/dia de RSU e gera cerca de 7 MW de energia elétrica.

A empresa iniciou suas atividades em 2003. A *Maharashtra Enviro Power Limited*, a maior indústria de gaseificação a plasma para a esterilização de resíduos nocivos, começou a operar na cidade de Pune, na Índia, em 2008.

Embora a gaseificação tenha sido previamente investigada para tratamento de resíduos, a maioria dos estudos publicados envolve modelagem ou simulação de processos AlNouss et al. (2020); Chatrattanawet et al. (2019). Lenha e resíduos agrícolas são tipos de biomassa usadas na gaseificação Hai et al. (2019); Khan et al. (2019); Peng et al. (2017). Diversos trabalhos apresentam experimentos de gaseificação em escala laboratorial Hu et al. (2019); Ramos et al. (2019). Por isso, é essencial realizar estudos em maior escala, ou seja, semi-piloto, piloto e industrial. O uso de CDR para a produção de energia térmica e gás de síntese, permite a geração de energia elétrica e o tratamento adequado para o RSU, mitigando seu descarte em áreas de despejo (lixões) e aterros.

A motivação para o presente trabalho está associada ao projeto da LPRS desenvolvida para a produção de CDR (com 15 wt.% de teor de umidade), conforme detalhado no Capítulo III, e sua aplicação em um reator termoquímico.

Este trabalho tem caráter inovador em vários aspectos, incluindo (i) investigação experimental de um reator termoquímico capaz de processar até 7,1 ton/dia do CDR; (ii) demonstração da viabilidade da aplicação do CDR como biomassa adequada para uso em reatores de gaseificação em leito fluidizado para geração de energia; e (iii) demonstração de uma usina de gaseificação sustentável e viável, com capacidade de processamento diário de 30,06 toneladas de CDR.

4.2. Materiais e Métodos

4.2.1. Cálculo estequiométrico: balanços de energia e massa aplicados no reator termoquímico da planta experimental

O reator termoquímico, objeto de estudo do presente trabalho, é representado na Fig. (4.1). Ele foi construído pela empresa Carbogás Energia, com patente PI 1001589-2 A2, e está localizado na sede da empresa, no município de Mauá – SP.



Fig. 4.1 Fotografia do gaseificador da planta piloto usada neste estudo.

O reator possui aproximadamente 10,4 metros de altura e 1,46 m de diâmetro. Em seu interior a gaseificação ocorre a 814°C com variação de $\pm 25^{\circ}\text{C}$. Ele foi projetado para operar em regime permanente e gaseificar diferentes tipos de biomassa, tais como: lenha, CDR, entre outras. O reator foi construído para operar com até 300 kg/h de CDR. As reações químicas previstas no interior do reator são apresentadas na Tab. (4.1).

A Fig. (4.2) demonstra o sistema de supervisão e controle do reator termoquímico que fornece monitoramento em tempo real e controle de parâmetros, tais como: temperatura e pressão. A alimentação do CDR ocorre a partir de big bags que são içados e descarregados em um silo de armazenagem. Abaixo do silo existem 3 válvulas de gaveta em série que realizam a liberação de biomassa no reator de forma gradativa, sem que ocorra o escape do gás de síntese (syngas). No interior do reator, acima da grelha, utiliza-se sílica, uma vez que possui propriedades mecânicas adequadas ao

processo, incluindo dureza e resistência ao atrito e temperatura Koppatz et al. (2011); Pohoely et al. (2016).

Tabela 4.1. Reações típicas de gaseificação a 25 °C.

Reação	Tipo	Energia (kJ/mol)
$C_{(s)} + O_{2(g)} \rightarrow CO_{2(g)}$	Oxidação	– 394
$2C_{(s)} + O_{2(g)} \rightarrow 2CO_{(g)}$	Oxidação	– 111
$C_{(s)} + H_2O_{(g)} \rightleftharpoons CO_{(g)} + H_{2(g)}$	Vapor d'agua	+ 131
$CO_{(g)} + H_2O_{(g)} \rightleftharpoons CO_{2(g)} + H_{2(g)}$	Mudança	– 41.2
$2H_{2(g)} + O_{2(g)} \rightarrow 2H_2O_{(g)}$	Oxidação	– 242
$C_{(s)} + CO_{2(g)} \rightleftharpoons 2CO_{(g)}$	Fronteira	+ 172
$C_{(s)} + 2H_{2(g)} \rightleftharpoons CH_{4(g)}$	Metanização	– 74.8
$CO_{(g)} + 2H_{2(g)} \rightarrow CH_{4(g)} + H_2O_{(g)}$	Metanização	– 247

Fonte: Basu (2010).

Durante a gaseificação são injetados cerca de 422 kg/h de ar previamente aquecido através da grelha, o que torna o leito de sílica fluidizado e borbulhante. A pressão no interior do reator é positiva: na parte superior a pressão é cerca de 0,047 bar, enquanto na parte inferior é de 0,077 bar, com $\pm 0,023$ bar de variação. Durante o processo de gaseificação do CDR, o syngas gerado é conduzido para um ciclone axial na parte interna superior do reator. Este equipamento tem a função de maximizar a produção de syngas e remover o particulado existente. Na saída do reator, há dois tubos externos instalados em série com dois trocadores de calor que têm como finalidade: (i) resfriar o syngas produzido, (ii) e realizar o pré-aquecimento do ar que será injetado no interior do reator, proporcionando maior eficiência ao processo.

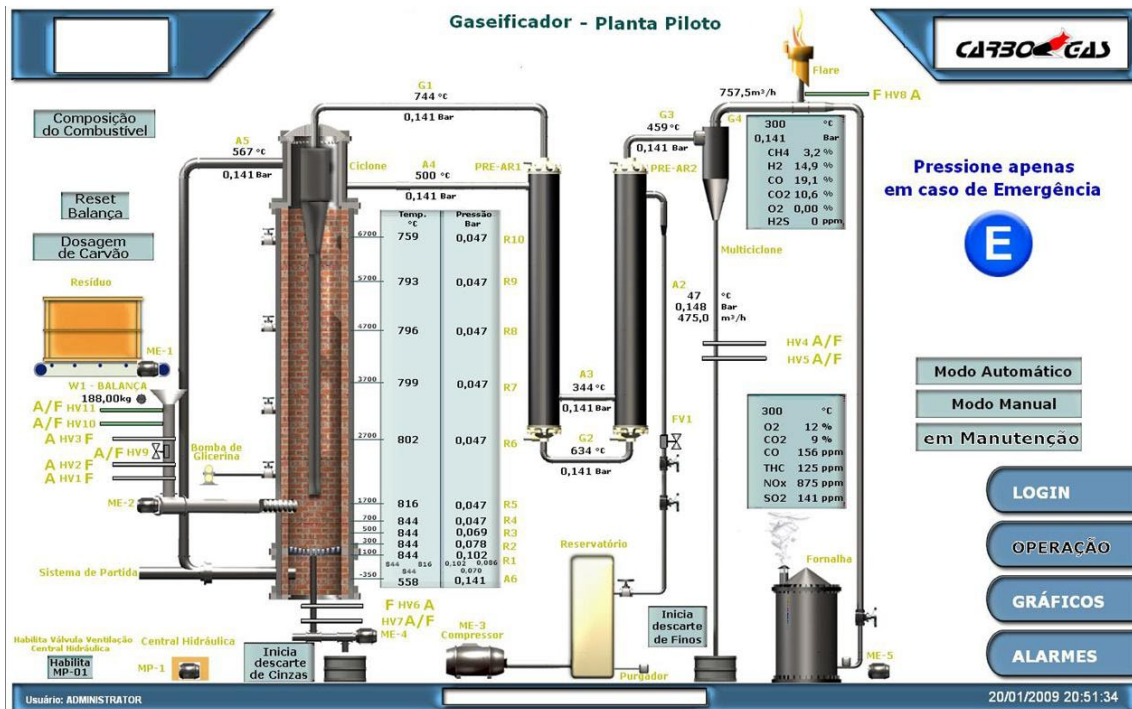
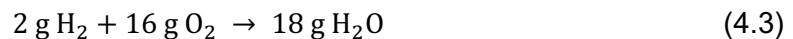


Fig 4.2. Sistema de supervisão para monitorar e controlar o reator termoquímico da planta piloto.

A quantidade total de oxigênio Eq. (4.1) necessária para a combustão completa do CDR foi calculada a partir dos percentuais de carbono Eq. (4.2) e hidrogênio Eq. (4.3), obtidos da análise elementar da biomassa (Tab. 5.3, disponível no Capítulo V) e da vazão mássica de CDR que alimenta o reator, ou seja, 296 kg/h. Nos cálculos foi descontado a porcentagem de oxigênio (35%) presente no CDR, conforme a Eq. (4.4).

$$\dot{m}_{T_{O_2}} = \dot{m}_{O_{2C}} + \dot{m}_{O_{2H_2}} = 296 * \left(0,57 * \frac{32}{12} + 0,07 * \frac{16}{2} \right) = 615,681 \text{ [kg/h]} \quad (4.1)$$

onde $\dot{m}_{T_{O_2}}, \dot{m}_{O_{2C}}, \dot{m}_{O_{2H_2}}$ representam as vazões mássicas de oxigênio, carbono e hidrogênio, respectivamente.



$$\dot{m}_{T_{O_2}} = 615,68 - (296 * 0,35) = 512,081 \text{ [kg/h]} \quad (4.4)$$

Considerando que a composição volumétrica do ar atmosférico é de 21% de O₂ e 79% de N₂, a vazão mássica total de ar necessária para a combustão completa do CDR ($\dot{m}_{T_{Ar}}$) é apresentada na Eq. (4.5):

$$\dot{m}_{T_{Ar}} = 512,08 * \left(\frac{28}{32} * 3,76 + 1 \right) = 2196,82 \text{ [kg/h]} \quad (4.5)$$

Todavia, durante o processo de gaseificação, apenas uma pequena parte do CDR é incinerada, de forma a manter a energia necessária para o reator. A maior parcela é convertida em gás de síntese. Neste caso, o balanço de massa é realizado conforme a Eq. (4.6):

$$\dot{m}_{CDR} + \dot{m}_{G_{Ar}} + \dot{m}_{calcário} = \dot{m}_{syngas} + \dot{m}_{cinzas} + \dot{m}_{calcário} + \dot{m}_{resíduo sólido} \quad (4.6)$$

onde, $\dot{m}_{CDR}$, $\dot{m}_{G_{Ar}}$, $\dot{m}_{syngas}$, $\dot{m}_{cinzas}$, $\dot{m}_{calcário}$, $\dot{m}_{resíduo sólido}$ representam, respectivamente, as vazões mássicas de CDR no reator, de ar para a gaseificação, de syngas produzido, de cinzas geradas, de calcário para controle de emissões de gases poluentes e, finalmente, de resíduos sólidos que não foram gaseificados.

A potência térmica do reator ($\dot{W}_{Reator}$) foi calculada considerando uma eficiência térmica de 75%, um consumo de CDR de 296 kg/h e o poder calorífico inferior do CDR, conforme apresentado na Eq. (4.7):

$$\dot{W}_{Reator} = \dot{m}_{CDR} * PCi_{CDR} * \eta_{Reator} = 296 * 14600 * 0,75 = 3,24 \left[\frac{GJ}{h} \right] \quad (4.7)$$

O parâmetro η_{Reator} representa a eficiência do processo de gaseificação, conforme descrito na Eq. (4.8):

$$\eta_{Reator} = \frac{\dot{m}_{syngas} PCi_{syngas}}{\dot{m}_{CDR} PCi_{CDR}} \quad (4.8)$$

O PCi_{syngas} ($4,6 \pm 0,3$ MJ/kg) e a massa específica ($1,18 \pm 0,1$ kg/m³) do syngas foram estimados utilizando cálculos estequiométricos e dados experimentais da coleta de syngas (Tab. 5.5, disponível no Capítulo V).

Logo, a vazão mássica de syngas ($\dot{m}_{syngas}$) pode ser calculada conforme a Eq. (4.9):

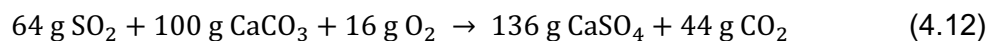
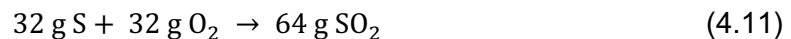
$$\dot{m}_{syngas} = \frac{\dot{W}_{Reactor}}{PCI_{syngas}} = 704,3 \left[\frac{kg}{h} \right] \quad (4.9)$$

Testes experimentais demonstram que o reator produz aproximadamente 26 wt% de cinzas. Logo, a vazão mássica de cinzas ($\dot{m}_{cinzas}$) pode ser calculada conforme a Eq. (4.10):

$$\dot{m}_{cinzas} = 296 * 0,26 = 76,96 \frac{kg}{h} \quad (4.10)$$

A fim de extrair as cinzas do leito fluidizado, o reator termoquímico é equipado com uma rosca extratora posicionada na parte inferior da grelha. Quando acionada, ela remove as cinzas depositadas na parte inferior do leito. As cinzas resultantes são consideradas resíduos não convertidos. A extração é controlada por software, que permite acionar ou não a rosca sem fim e, conseqüentemente, aumentar ou diminuir a vazão mássica de extração.

Durante o processo termoquímico, adiciona-se calcário ($CaCO_3$) a fim de mitigar a formação de gases poluentes, tais como o dióxido de enxofre (SO_2), conforme indicado na Eq. (4.11). O calcário ao reagir com o SO_2 forma sulfato de cálcio ($CaSO_4$) Eq. (4.12), que é extraído juntamente com as cinzas. A adição de calcário em sistemas de lavagem de gás também minimiza a formação de ácido clorídrico (HCl), ácido fluorídrico (HF) e ácido sulfídrico (H_2S) durante a posterior combustão das syngas Sikarwar et al. (2017); Sulaiman et al. (2018).



Assim, considerando o teor médio de enxofre no CDR (0,11 wt.%), tem-se que 0,33 kg/h de enxofre são produzidos a partir de 296 kg/h de CDR. Logo, no reator da planta piloto seriam necessários 1,02 kg/h de calcário para minimizar a emissão de poluentes. No entanto, foi utilizado um coeficiente de segurança de 1,2, resultando em uma dosagem de calcário de 1,22 kg/h.

Assim, retornando à Eq. (4.6) a vazão mássica de ar necessária para o processo de gaseificação ($\dot{m}_{G_{Ar}}$) pode ser calculada, o que resultou em 488,22 kg/h. A Fig. (4.3), apresenta de forma simplificada um balanço de massa, considerando as variáveis da planta experimental de gaseificação.

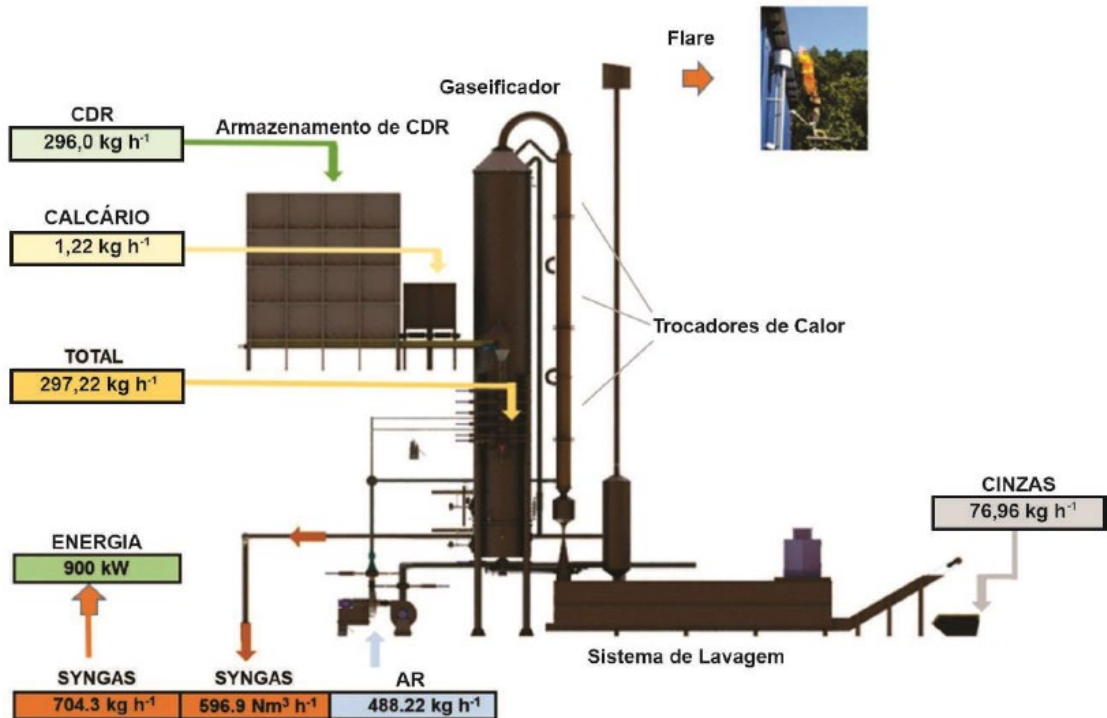


Figura 4.3. Esquema ilustrativo da usina piloto de gaseificação e equilíbrio de massa simplificado para o sistema.

A razão de equivalência (ER) é um fator determinante no projeto dos reatores auto-térmicos, uma vez que as reações exotérmicas fornecem a energia para o processo de gaseificação Arena, (2012). Tal parâmetro representa a razão entre a vazão mássica de ar exigida no processo de gaseificação ($\dot{m}_{G_{Ar}}$), calculada a partir de Eq. (4.6), e a vazão mássica de ar ($\dot{m}_{T_{Ar}}$) necessária para combustão completa, calculado a partir de Eq. (4.5). Neste trabalho, obteve-se um valor de ER de 22,2% a partir de balanços energéticos e dados experimentais, indicando que aproximadamente 22,2% da massa total de CDR será continuamente oxidada para a produção da energia necessária para o pleno funcionamento do reator termoquímico.

$$ER = \frac{\dot{m}_{G_{Ar}}}{\dot{m}_{T_{Ar}}} \quad (4.13)$$

Em relação à limpeza de gás, no caso da planta piloto, o syngas é avaliado após a saída do reator. Um sistema de limpeza de gás exigiria uma estação de tratamento de água que ainda não foi montada na planta piloto.

Todavia, em escala industrial faz-se necessário um sistema de lavagem de gás e uma estação de tratamento de água. Tal sistema seria constituído por um venture e purificadores, conforme a Fig. (4.4). Neste sistema, a temperatura do gás diminuiu e óxido de cálcio (CaO) seria adicionado à água para converter o ácido clorídrico (HCl) presente no syngas em cloreto de cálcio (CaCl₂), conforme indicado na Eq. (4.14). As cinzas de pequena granulometria e as partículas retidas na superfície do lavador de gases seriam extraídas por meio de um processo de auto escovamento das esteiras e posteriormente descartadas em um tanque por gravidade.

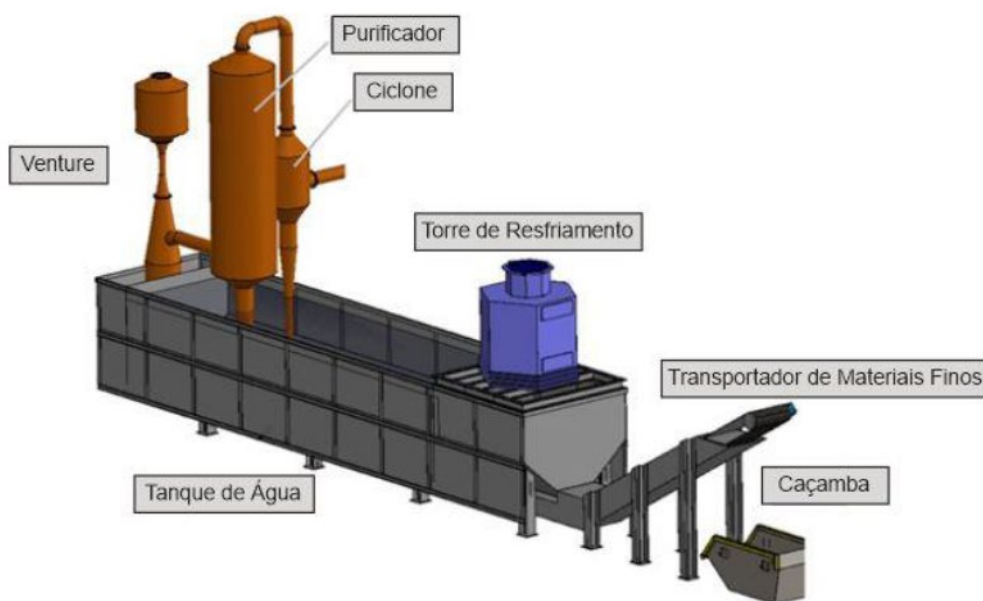
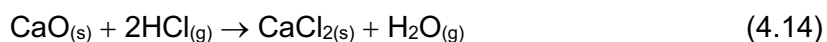


Fig.4.4. Esquema ilustrativo de componentes do sistema lavagem dos gases da planta piloto de gaseificação.

4.2.2. Análises químicas do syngas antes e após o processo de combustão

No reator termoquímico da planta piloto, realizou-se a caracterização de syngas a partir de um cromatógrafo a gás equipado com detectores de condutividade térmica e ionização de chamas. As análises foram realizadas pela empresa brasileira White

Martins, segundo a EPA 40CFR60, M1 e M28A. As amostragens de pontos padronizados e medições em condições isocinéticas foram seguidas durante a vigilância.

Após a combustão do syngas em um *flare* disponível na planta piloto, foram realizadas análises dos gases resultantes e material particulado. O material particulado foi analisado de acordo com o Método CETESB L9.225 (CETESB, 1995a) e método EPA 05 (EPA, 2017a). Os óxidos de enxofre de acordo com o Método CETESB L9.228 (CETESB, CETESB, 1992a) e EPA Método 8 (U.S. EPA, 2017b); óxidos de nitrogênio seguindo o Método CETESB L9.229 (CETESB, 1992b) e método EPA 7 (EPA dos EUA, 2017c); ácido clorídrico e emissões de cloro de acordo com o Método EPA 0050 (EPA dos EUA, EPA, 1996); emissões metálicas seguindo o Método EPA 29 (EPA dos EUA, 2017d); dioxinas e furanos de acordo com o Método EPA 23 (EPA, 2017e); monóxido de carbono de acordo com o EPA Method CT M 030 (EPA dos EUA, 1997); fluoretos, expressos como ácido fluorídrico, seguindo o Método CETESB L9.213 (CETESB, 1995b); e hidrocarbonetos totais, hidrocarbonetos não metano, e metano de acordo com o Método EPA 25 A (EPA dos EUA, 2017f).

As análises de emissões de gases foram realizadas pela SGS Air Services Brasil, empresa com sistemas laboratoriais credenciados de acordo com a norma 17025 da Organização Internacional para Padronização/Comissão Eletrotécnica Internacional (ISO/IEC).

4.3 Usina Termoquímica

Tendo como referência os dados experimentais do reator termoquímico da planta piloto de empresa Carbogás Energia e a LPRS apresentada no Capítulo III, foi projetada uma usina termoquímica para a cidade de Boa Esperança – MG. A usina se encontra em construção com recursos financeiros de um projeto de P&D da empresa Furnas Centrais Elétricas SA, conforme previsto no Programa de Pesquisa e Desenvolvimento Tecnológico, do Setor de Energia Elétrica da ANEEL. As Figs. (4.5) a (4.7) apresentam imagens do projeto e fotos aéreas da usina termoquímica.

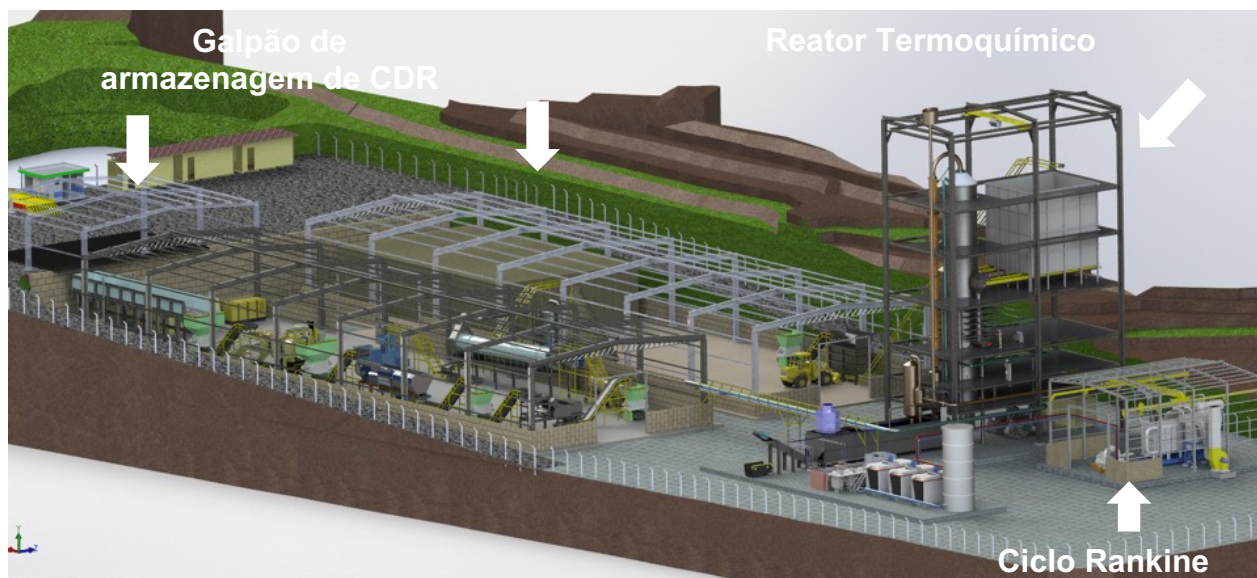


Fig. 4.5. Layout da Usina Termoquímica de Boa Esperança - MG



Fig.4.6. Vista aérea da Usina Termoquímica de Boa Esperança – MG. (Fevereiro de 2019)



Fig.4.7. Vista aérea da Usina Termoquímica em construção ao lado do lixão do município de Boa Esperança – MG (fevereiro de 2019).

Usina foi projetada para receber diariamente 30 toneladas de RSU do município e 25 toneladas do lixão. Exaustores serão instalados no teto da LPRS e do galpão de armazenamento Fig. (4.5) para remover o odor e mal cheiro proveniente do RSU *in natura*. Após o preparo, o CDR desumidificado é transferido para o galpão de armazenamento onde poderá ficar estocado por até 3 meses. Em seguida, é transportado para um silo de armazenamento lateral ao reator termoquímico, conforme indicado na Fig. (4.8), capaz de armazenar 60 ton de CDR. A partir de correias transportadoras, o CDR é conduzido para as válvulas alimentadoras e inserido no reator termoquímico a partir de um parafuso sem fim a uma vazão de 1252,3 kg/h. A vazão de CDR no reator é realizada por “software”, que compilam as leituras dos instrumentos online utilizando termopares, transdutores de pressão e medidores de vazão, que resulta em movimento rotativo da esteira extratora do silo de alimentação, aumentando ou diminuindo a quantidade mássica de produto a ser inserido no reator.

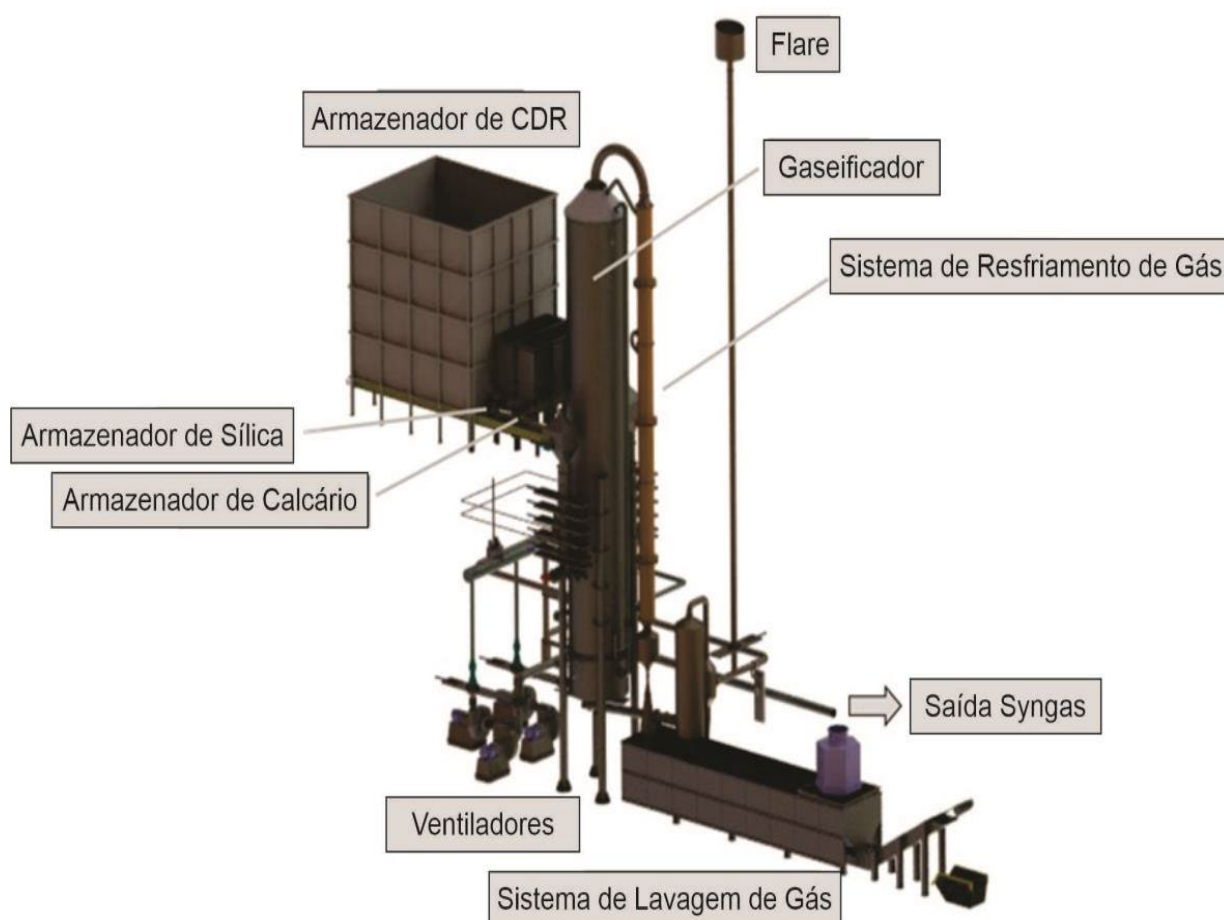


Fig. 4.8. Lay-out do Reator termoquímico da planta piloto

O reator da usina termoquímica possui 28 m de altura e um diâmetro de 3,1 m. O CDR ao entrar no reator, em contato com o leito fluidizado circulante, composto de sílica a 850°C juntamente com o ar de processo proveniente dos sopradores, transforma-se em syngas através de reações químicas. A Tab. (4.2) apresenta os dados operacionais previstos para o reator termoquímico de Boa Esperança. Tais parâmetros foram estimados a partir dos dados da planta piloto apresentados anteriormente neste capítulo.

Assim para a reação termoquímica de 1252,3 kg/h de CDR serão necessários o consumo de 2300,9kg/h de ar, ou seja, 25% da quantidade de ar necessária para uma combustão estequiométrica.

Tabela 4.2. Dados Estequiométricos da planta piloto de Boa Esperança - MG

Vazão mássica de CDR	1252,3	Kg/h
Vazão mássica de Cinzas	322,3	Kg/h
Vazão mássica de enxofre	1,38	Kg/h
Vazão mássica de calcário para abatimento do enxofre	4,30	Kg/h
Fator de Segurança	1,2	-
Vazão mássica de calcário	5,17	Kg/h
Vazão mássica da mistura CDR + Calcário	1257,5	Kg/h
Vazão mássica de água na mistura	187,8	kg/h
Densidade da mistura	251,0	kg/m ³
Vazão mássica de carbono na mistura	706,7	Kg/h
Percentual de ar na reação termoquímica	0,25	%
Vazão mássica de ar (Processo Termoquímico)	2300,9	Kg/h
Pressão do ar na entrada do reator termoquímico	3000	mmCa

Os produtos não convertidos, como produtos inertes e cinzas representam cerca de (26%) da massa total e são extraídos pelo fundo do leito fluidizado, conforme descrito anteriormente, o qual está sendo sustentado por uma grelha. Este rejeito é extraído por rosca “sem fim” posicionada abaixo do *plenum* (câmara de equalização de pressão). A extração de cinza é realizada por meio de “software”, que compilam as leituras dos instrumentos online (termopares, transdutores de pressão e medidores de vazão) instalados no reator e resultam em movimento rotativo da rosca “sem fim”, aumentando ou diminuindo a quantidade mássica de produto a ser retirado do reator.

Juntamente com as cinzas, há a extração do sulfato de cálcio, pois durante o processo termoquímico, conforme descrito anteriormente, há adição de calcário para que ocorra o abatimento do enxofre desprendido no processo, evitando a formação de H₂S com posterior geração de SO₂ na fase de combustão.

Através das Eqs (4.6, 4.11, 4.12 e 4.14) descritas anteriormente, foi estimada a vazão de calcário de 4,3 kg/h para 1252,33 kg/h de CDR. Como o calcário possui pureza estimada de 96%, utilizou-se um fator de segurança na dosagem de 1,2 resultando numa vazão de 5,17 kg/h para a planta piloto.

A partir da planta piloto, estima-se que a usina termoquímica de Boa Esperança será capaz de gerar 2736,44 Nm³/h de syngas, conforme balanço de massa apresentado na Fig. (4.9). As propriedades termoquímicas do syngas serão apresentadas em detalhes no Capítulo V.

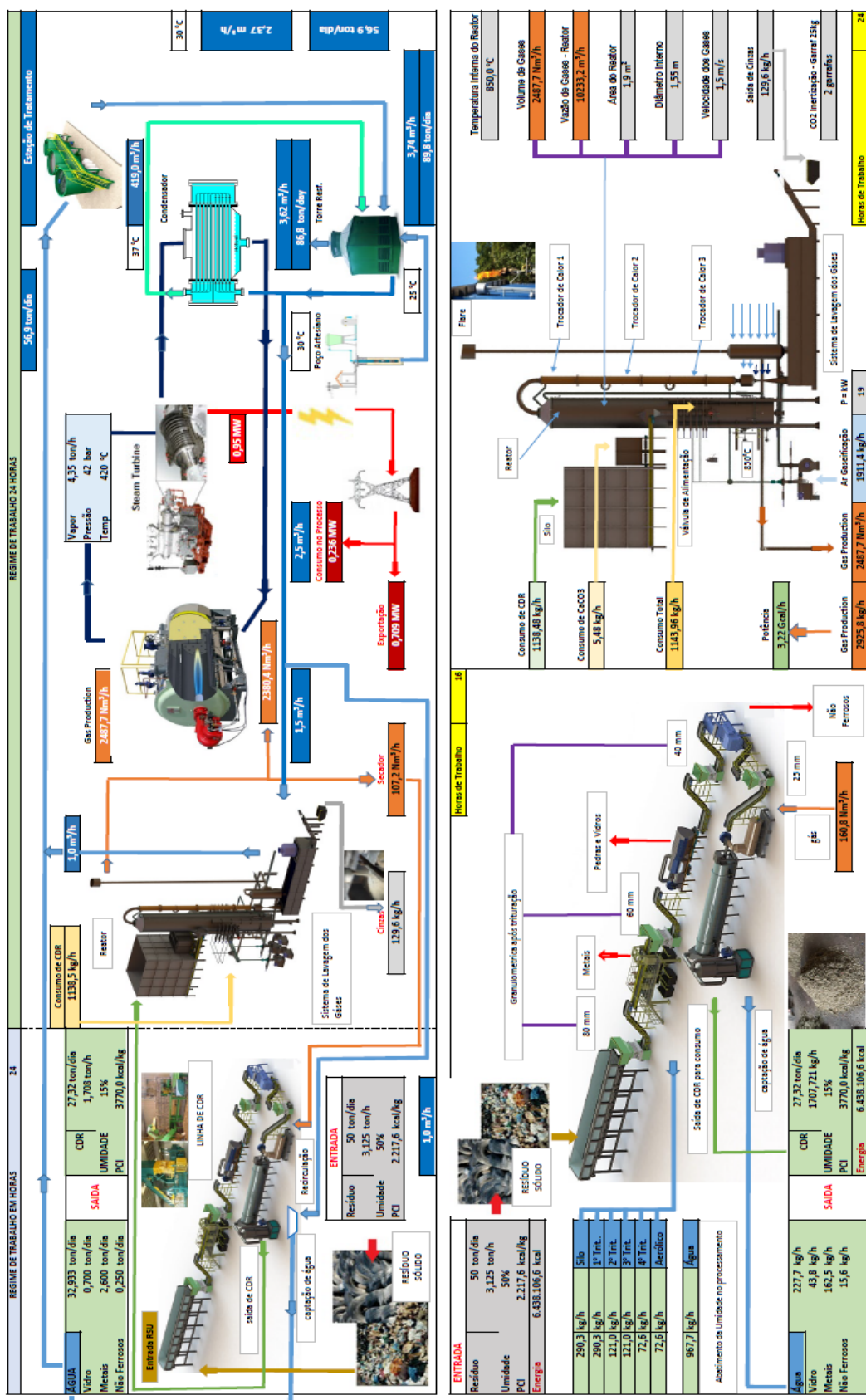


Fig. 4.9. Balanço Geral de massa da Planta Piloto

O particulado arrastado e os produtos clorados são abatidos a partir de um processo de lavagem do syngas. O procedimento consiste em adicionar CaO na água de processo, e utilizar lavadores úmidos de circuito fechado tipo Ventury e Scrubbers para a formação CaCl_2 , conforme demonstrado na Eq. (4.14). O gás limpo e resfriado é o combustível que alimenta a caldeira a vapor da Fig. (4.9), bem como o secador de RSU da LPRS. A partir do balanço de massa e energia no ciclo Rankine e no secador da LPRS, estima-se que 2656,88 Nm^3/h de syngas sejam usados para a geração de calor na caldeira, enquanto o restante (79,6 Nm^3/h) é injetado na fornalha do secador da LPRS.

O vapor produzido na caldeira da Fig. (4.9), cerca de 4,86 ton/h, movimenta a turbina à vapor bem como o gerador elétrico de baixa tensão (440 V), com potência nominal de 1 MWh. A energia produzida será injetada em uma subestação elevatória de 13,8 kV de tensão, conectada à rede de transmissão da concessionária local. Parte da energia produzida, retorna ao processo termoquímico para alimentação dos motores, sopradores etc. As frações de energia para exportação e consumo foram calculadas e apresentadas na Fig. (4.9), demonstrando a viabilidade do processo termoquímico.

No próximo capítulo serão apresentadas as propriedades termoquímicas do RSU e CDR da cidade Boa Esperança – MG. O CDR foi posteriormente conduzido para a planta piloto de Mauá - SP para produção de syngas no reator termoquímico e análise de emissões atmosféricas. Todas as análises foram realizadas e certificadas por empresas credenciadas, conforme normas citadas nos Capítulos III e IV.

CAPÍTULO V

RESULTADOS E DISCUSSÕES

Neste capítulo são apresentados os resultados obtidos de acordo com os procedimentos apresentados nos Capítulos III e IV.

5.1 Análise do RSU e CDR

Conforme ocorre em praticamente todos os municípios brasileiros, alguns componentes dos resíduos, tais como: plásticos recicláveis, papelão, eletrônicos, vidros e metais são coletados por catadores informais. Portanto, apenas os componentes residuais remanescentes são passíveis da reação termoquímica e conversão em gás de síntese e energia.

As propriedades combinadas desses componentes residuais remanescentes foram calculadas para prever o poder calorífico inferior (PCI) do RSU (com 50 wt% de umidade) e o CDR (com 15 wt%). Na Tab. 5.1 pode ser observado que os componentes que predominam na composição do RSU e CDR são os resíduos orgânicos, seguidos por têxteis, plásticos, papéis e outros. Além disso, observa-se uma perda de massa significativa durante a produção do CDR, o que é justificado pelos tratamentos aplicados na LPRS Fig. (3.1). Destaca-se ainda a redução no teor de umidade, que em volume chega a 70% (de 50 wt% para 15 wt% em massa), e o aumento significativo do poder calorífico inferior, de 9,3 para 15,8 MJ/kg. Comportamento semelhante foi observado por (Edo et al. 2016).

Tabela 5.1. Balanço de massa na linha de processamento de resíduos e cálculo / estimativa do PCi médio para RSU e CDR.

Composição	Amostras				
	RSU			CDR	
	(50% de Umidade)			(15% de Umidade)	
	Peso (%)	Fluxo de Massa (kg/h)	PCi (MJ/kg)	Fluxo de Massa (kg/h)	PCi (MJ/kg)
Matéria Orgânica	35,2	806,7	3,3	474,5	5,6
Partículas finas	3,0	68,8	0,3	40,4	0,5
Papel	6,4	147,8	0,5	86,9	0,8
Embalagens	6,0	137,5	0,5	80,9	0,8
Sintéticos	8,8	200,5	0,9	118,0	1,6
Textil	10,0	229,2	1,0	134,8	1,6
Tecidos hospitalares	12,2	281,9	1,1	165,8	1,9
Plásticos	8,8	201,7	1,5	118,6	2,5
Vidros	1,4	32,1	0,0	0,0	0,0
Metais	5,2	119,2	0,0	0,0	0,0
Sem Classificação	2,9	66,4	0,2	32,4	0,5
Total	100	2291,8	9,3	1252,3	15,8

O consumo de energia elétrica necessário para converter RSU em CDR também foi determinado de acordo com as especificações técnicas dos equipamentos mostradas no Capítulo III e Fig. (3.1). De acordo com o apresentado, a LPRS consumiria cerca de 334 kWh operando em capacidade total. No entanto, o sistema foi projetado

para operar com apenas 60% da capacidade elétrica máxima. Logo, 200 kWh seriam consumidos pela LPRS, enquanto a usina termoquímica, apresentada no Capítulo IV, seria capaz de gerar 1 MWh. Ressalta-se que a caldeira e turbina a vapor da usina termoquímica de Boa Esperança foram dimensionadas para operar com um valor mínimo de 4 ton/h e um máximo 9 ton/h de vapor, conforme a disponibilidade e vazão de syngas do reator termoquímico. Logo, a usina poderá produzir de 1 MWh até 1,5 MWh de energia elétrica.

Na concepção do secador rotativo Fig. (3.5) foi adotada uma eficiência térmica de 75%. Assim, o processo de secagem consumiria cerca de 186 kWh de energia térmica, enquanto o reator termoquímico seria capaz de produzir cerca de 4148 kWh de energia térmica Eq. (5.1), o que demonstra a viabilidade da LPRS.

$$\dot{Q}_{reator} = PCi_{syngas} \cdot \dot{m}_{syngas} \cdot 0,8 = 4148 [kWh] \quad (5.1)$$

onde, $\dot{Q}_{reator}$ representa a energia térmica produzida pela combustão do gás de síntese, considerando uma eficiência térmica de 80%, PCi_{syngas} representa o poder calorífico do gás de síntese que equivale a 5400 kJ/kg (Tab. 5.4) e $\dot{m}_{syngas}$ é o fluxo de massa de gás de síntese produzido pelo reator da usina termoquímica seria de 3218,3 kg/h Fig. (4.7).

O CDR com teor de umidade de 15 wt% pode ser usado diretamente em uma usina de gaseificação sem adição de combustível extra (Pasek et al., 2013). Além disso, pode ser armazenado por três ou quatro meses, pois o baixo teor de umidade inibe reações enzimáticas e o crescimento de microrganismos como bactérias, fungos e leveduras (Miller e Clesceri, 2002).

A caracterização do CDR também foi realizada para verificar as propriedades dos biocombustíveis obtidos a partir de resíduos municipais e de aterro isolados ou combinados Tab. (5.2). Foram identificados teores reduzidos de sódio, potássio e cloro (0,21 a 1,5 wt%), indicando possibilidade de corrosão e saponificação Sedenho et al., (2013). Foi obtido um teor médio de cloro de 0,87%, dentro da faixa esperada para biomassas Edo et al., (2016). Os teores de enxofre e cloro são considerados inofensivos, pois estão abaixo de 0,3 e 1,0%, respectivamente Puddy, (1992). O teor de enxofre foi inferior a 0,11 wt%, inferior ao teor médio de enxofre do carvão mineral (0,23 wt%) Liu et al., (2018). O teor de nitrogênio (0,81 ± 1%) apresentou comportamento semelhante. Somado a isso, os baixos teores de nitrogênio e enxofre indicam baixas emissões de SO_x e NO_x Edo et al., (2016). Resultados semelhantes foram obtidos por Pasek et al. (2013) e Edo et al. (2016) no estudo viabilidade da recuperação de energia de RSU para geração de energia elétrica.

Tabela 5.2. Caracterização do CDR produzido a partir de resíduos municipais e de aterro isolados ou combinados.

Paramêtros (Un.)	Composição Mássica		
	100%	100%	50% Urbano e
	Resíduos	Resíduos de	50% Residuo de
	Urbanos	Aterro	Aterro
Potássio (wt%)	0,27	0,42	0,32
Sódio (wt%)	0,21	0,33	0,26
Fluoreto (wt%)	$< 5 \times 10^{-5}$	7×10^{-3}	8×10^{-3}
Enxofre (wt%)	0,10	0,11	0,11
PC _{idrybasis} (MJ kg ⁻¹)	13,2	14,8	15,8
PC _{sdrybasis} (MJ kg ⁻¹)	14,8	16,3	17,2
Nitrogênio (wt%)	0,81	0,81	1
Hidrogênio (wt%)	8	7	7
Carbono (wt%)	58	47	57
Oxigênio (wt%)	34	45	35
Cloro (wt%)	0,49	1,5	0,62
Cinza (wt%)	15	27	26
Umidade (wt%)	25	9,9	15

Na Tab. (5.2) apresenta-se ainda o poder calorífico do CDR em 3 composições distintas. A fim de facilitar a comparação entre diferentes biocombustíveis, as relações entre os átomos de carbono, hidrogênio e oxigênio devem ser usadas Huang et al., (2009). Portanto, comparando os resultados apresentados na Tab. (5.3) para madeira com os resultados da Tab. (5.2), há grande similaridade nas razões H/C e O/C, indicando que os valores de aquecimento da madeira e do CDR avaliados são bastante semelhantes.

Tabela 5.3 Características elementares de composição e combustão de diferentes biocombustíveis sólidos.

Biocombustíveis sólidos	C (%)	H (%)	O (%)	N (%)	Umidade total (%)	Cinzas (%)	PCs (MJ/kg)	PCi (MJ/kg)	Referência
Bagaço de cana-de-açúcar	47.8	5.9	45.7	0.5	9.2	2.9	16.4	14.9	Anukam et al. (2016)
Casca de arroz	37.4	5.4	33.2	0.4	9.2	18	14.4	–	Souza et al. (2012)
Resíduos sólidos municipais	51.2	6.2	40.1	0.1	–	4.4	–	17.2	Edo et al. (2016)
Pelotas de madeira	50.2	5.9	43.2	0.08	7.6	0.5	–	19.0	Johansson et al. (2004)
Troncos de madeira	50.6	6.4	42.7	0.05	15/26/38	0.3	–	19.0	Johansson et al. (2004)
carvão	72.2	2.9	23.6	1.3	4.6	4.7	26.0	–	Motghare et al. (2016)

PCs = Poder Calorífico Superior; PCi = Poder Calorífico Inferior. Adaptado de Wang et al. (2018).

Os valores médios de PCs ($16,1 \pm 1,2$ MJ/kg) e PCi ($14,6 \pm 1,3$ MJ/kg) obtidos no presente trabalho também estão de acordo com os valores apresentados na literatura científica, assim como a cinza média (23 ± 7 wt%) e umidade (17 ± 8 wt%) Tab. (5.2). Como exemplo, Wang et al. (2018) utilizaram quatro diferentes resíduos sólidos (esterco de cachorro, esterco de cavalo, resíduos de bagaço de maçã e resíduos de chá) e um subproduto industrial (denominado Novo Gro) para produzir pelotas de combustível sólido. Segundo os autores, o material obtido apresentou excelentes propriedades

mecânicas e térmicas, incluindo um PCs de $16,9 \pm 0,9$ MJ/kg, PCi de $12,8 \pm 1,1$ MJ/kg, teor de cinzas de $19 \pm 0,8$ wt%, e um teor de umidade de $12,3 \pm 2,3$ wt%. Além disso, resultados semelhantes aos apresentados na Tab. (5.2) foram apresentados por Násner et al. (2017) no qual realizaram um estudo em laboratório da viabilidade econômica e termodinâmica da produção de CDR e uso posterior no processo de gaseificação.

Em relação ao teor de cinzas, oriundo da análise imediata do CDR, os altos valores apresentados na Tab. (5.2) são atribuídos à presença de terra e areia, principalmente nos resíduos do aterro. Teores elevados de cinzas em resíduos de borracha (23 wt%), sintéticos (15 wt%), papel (13 wt%), orgânicos (8 wt%), plásticos (5 wt%) e poda urbana (7 wt%) também foram relatados na literatura Pasek et al., (2013).

5.2 Caracterização do syngas

As Tabs. (5.4 e 5.5) a seguir apresentam a caracterização do syngas produzido a partir da gaseificação do CDR no reator termoquímico da planta experimental de Mauá – SP.

De acordo com a Tab. (5.4), o gás de síntese (syngas), possui em sua composição os seguintes componentes em termos percentuais volumétricos: N₂ (60%), CO₂ (12.4%), CO (9.5%), H₂ (5.6%), CH₄ (5.0%) e C₂H₄ (2.2%). Há formação de outros hidrocarbonetos em proporções menores que 1%.

Chan et al. (2019) apresentaram a composição do gás de síntese produzido a partir de um gaseificador de leito fixo decadente a 850° C. Os Resíduos gerados na Universidade Tecnológica de Nanyang (Singapura) foram utilizados para preparar porções de CDR com um teor de umidade de 25wt%. Segundo os autores, o gás de síntese coletado do gaseificador apresentava a seguinte composição: N₂ (57,9%), CO₂ (10,7%), CO (13,6%), H₂ (11,7%), CH₄ (3,3%), C₂H₄ (2,1%) e C₂H₆ (0,18%). Neste caso, uma incrível semelhança foi observada quando comparada aos valores apresentados na Tab. (5.4).

Uma análise comparativa do gás de síntese obtido por diferentes tipos de gaseificadores (leito fixo, leito fluidizado borbulhante e leito fluidizado circulante) foi realizada por Couto et al. (2013). O gás de síntese obtido do tipo de leito fluidizado borbulhante foi o mais semelhante ao do presente trabalho: N₂ ($41,6 \pm 61,6\%$), CO₂ ($9 \pm 19,4\%$), CO ($9,9 \pm 22,4\%$), H₂ ($5 \pm 16,3\%$), CH₄, (2,2-6,2%), C_nH_m (0,2-3,3%). Também foi calculado o PCi do syngas com variação entre 3,7 - 8,4 MJ/kg.

Tabela. 5.4. Caracterização dos gás de síntese produzido a partir da gaseificação do CDR.

Parâmetros	Concentração (% v/v)	*PCi (kJ Nm ⁻³)
Hidrogênio (H ₂)	5.6 ± 0.8	599
Oxigênio (O ₂)	1.8 ± 0.6	0
Nitrogênio (N ₂)	60.0 ± 1.1	0
Monóxido de Carbono (CO)	9.5 ± 0.8	1202
Dióxido de Carbono (CO ₂)	12.4 ± 0.8	0
Metano (CH ₄)	5.0 ± 0.5	1812
Etano (C ₂ H ₆)	0.2 ± 0.06	134
Etileno (C ₂ H ₄)	2.2 ± 0.2	1248
Propano (C ₃ H ₈)	0.8 ± 0.07	702
<i>iso</i> -Butano (C ₄ H ₁₀)	< 0.01 ± 0.00	12
<i>n</i> -Butano (C ₄ H ₁₀)	0.08 ± 0.007	100
<i>iso</i> -Pentano (C ₅ H ₁₂)	< 0.01 ± 0.00	14
<i>n</i> -Pentano(C ₅ H ₁₂)	< 0.01 ± 0.00	29
<i>n</i> -Hexano (C ₆ H ₁₄)	< 0.01 ± 0.00	17

*McBride et al (2002)

Plis e Wilk (2011) investigaram a gaseificação de pellets de madeira e pelotas de casca de aveia em um reator de leito fixo. Os autores relataram a seguinte composição do syngas, a saber: 7,1 ± 12,3% de H₂, 1,1 ± 3,5% de O₂, 16,4 ± 27,5% de CO, 6,2 ± 14,3% de CO₂, 1,5 ± 4,0% de CH₃, 0,01 ± 0,3% de hidrocarbonetos (C₂H₆ + C₃H₈) e 47,8 ± 58,0% de N₂. O elemento de maior contribuição para os PCi do syngas foi o CO.

Embora a biomassa de pellets de madeira tenha um PCi de 19,2 MJ/kg, seu gás de síntese possui um PCi de 3,84 - 5,39 MJ/Nm³. De acordo com dados apresentados para CDR na Tab. (5.2) obteve-se um PCi de 14,6 ± 1,3 MJ/kg e este resultou em um syngas com PCi de 5,4 MJ/Nm³ Tab. (5.5). Os dados experimentais

medidos demonstraram que a LPRS apresentada no Capítulo III é essencial para manter a qualidade e a composição do gás de síntese produzido no reator termoquímico, minimizando a quantidade de cinzas e materiais inertes presentes no CDR (Mondal et al., 2019).

Couto et al. (2013) destaca que a composição final do syngas é fortemente dependente da composição do CDR, do tipo de gaseificador, das condições do processo de gaseificação (incluindo parâmetros operacionais como: pressão e temperatura), com influência direta no gás de síntese PCi.

Além disso, com base nos resultados da Tab. (5.3), os gases com maior contribuição no PCi do syngas são CH_4 , C_2H_4 e CO . Além disso, quantidades consideráveis de hidrocarbonetos pesados e alcatrão não foram encontradas na composição do gás de síntese, portanto, o gás de síntese é adequado para aplicação em turbinas e motores de combustão interna Asadullah, (2014). Por outro lado, não há restrições para as quantidades limitantes de alcatrão nos syngas para sistemas de combustão direta Basu, (2010), como é o caso do presente trabalho.

O syngas obtido no presente trabalho representa 89,7% da massa total de CDR, calcário e ar adicionados ao reator, de modo que os produtos inertes (incluindo cinzas) corresponderam a aproximadamente 10,3%.

Não foram identificadas quantidades significativas de hidrocarbonetos pesados ou alcatrão na composição do syngas. Portanto, o syngas pode ser utilizado para aplicações em turbinas a gás e motores de combustão interna, conforme relatado por Asadullah (2014) e Násner et al. (2017). A boa qualidade do syngas obtido pode ser atribuída à composição do CDR obtido na LPRS, uma vez que este procedimento reduz a quantidade de cinzas e materiais inertes no reator (Mondal et al., 2011).

Tabela 5.5. Comparação do syngas com valores relatados para diferentes tipos de gaseificadores e biomassas.

Composto e LHV	Tipos de gaseificador						
	Leito fluidizado circulante ¹	Downdraft ²	Downdraft ³	Updraft ³	Leito fluidizado borbulhante ³	Leito fluidizado circulante ³	Downdraft ⁴
	Biomassas						
	CDR ¹	CDR ²	Madeira seca ³	Madeira seca ³	Madeira seca ³	Madeira seca ³	Pelotas de madeira ⁴
Hidrogênio, H ₂ (% em/v)	5.56	12.0	18.0	12.0	10.65	18.5	7.6
Monóxido de carbono, CO (% v/v)	9.52	13.0	16.0	17.5	16.15	14.0	26.5
Dióxido de carbono, CO ₂ (% v/v)	12.39	11.0	12.0	9.0	14.2	14.0	6.6
Metano, CH ₄ (% v/v)	5.06	3.2	3.0	2.5	4.2	3.0	1.7
Oxigênio, O ₂ (% em/v)	1.83	–	–	–	–	–	2.5
Hidrocarbonetos, C ₂ + H _x (% v/v)	3.29	2.9	1.25	–	1.75	0.65	0.1
Nitrogênio, N ₂ (% em/v)	60.06	58.0	51	59	51.6	49.9	55.7
PCI_{Syngas} (MJ/Nm ³)	5.4	6.7	4.05.6–	3.75.1–	3.78.4–	4.8	4.8
$PCI_{Biomass}$ (MJ/kg)	14.6	1620–	1620–	1620–	1620–	1620–	17.7

¹Trabalho presente; ²Chan et al. (2019); ³Couto et al. (2013); ⁴Plis and Wilk, (2011).

A eficiência de conversão de carbono (*CCE*), calculada utilizando Eq. (5.2), é um parâmetro de desempenho utilizado para algumas configurações de gaseificador. É definida como a razão entre a taxa de fluxo de carbono convertida em produtos gasosos e a taxa de fluxo de carbono do CDR. Nos reatores de leito fluidizado, devido à alta temperatura, a maior parte do carbono de biomassa é convertida na fase gasosa, exceto pelos componentes inertes e cinzas presas em todo o reator. Um valor de ~70% foi obtido para este parâmetro.

$$CCE = \frac{\dot{m}_{syngas} \cdot \sum_{j=1}^n x_{j,c}}{\dot{m}_{CDR} \cdot y_{CDR}} \quad (5.2)$$

onde, $\dot{m}_{syngas}$ é massa de syngas, $\sum_{j=1}^n x_{j,c}$ fração mássica de carbono presente no syngas, $\dot{m}_{CDR}$ massa de CDR, y_{CDR} peso molecular do CDR.

5.2.1. Emissões

A viabilidade da tecnologia proposta para a recuperação de energia do CDR também foi avaliada. Para isso, realizou-se a caracterização dos gases de combustão da queima do gás de síntese Tab. (5.6), e os resultados foram comparados com as leis ambientais brasileiras (CONAMA 316/2002; SMA 79/2009).

No Brasil existem duas leis em vigor: uma proposta pelo Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA 316/2002) válida para todos os estados brasileiros, exceto em São Paulo, onde a SMA 79/2009 foi adotada como uma lei mais rígida sobre limites de emissão.

Tabela 5.6. Caracterização dos gases de combustão (concentrações em mg/Nm³, exceto para dioxinas e furanos em ng Nm³) da queima de gás de síntese, corrigida para 11% de O₂, conforme Resolução SMA nº 79.

Parâmetros	Valores Obtidos	Padrões de Emissão		
		SMA nº 79 (2009)*	CONAMA** Nº 316 (2012)	United States***
Material Particulado	17.6 ± 2.4	30	70	20
Óxidos de Enxofre	74.5 ± 6.1	200	280	30
Óxidos de Nitrogênio	98.1 ± 2.8	400	560	150
Acido Clorídrico	7.0 ± 1.3	60	80	25
Acido hidro sulfúrico	3.3 ± 0.2	4	5	1
Total de Hidrocarbonetos	2.0 ± 0.2	20	-	10
Cd + Tl	0.003 ± 0.000	0.05	0.28	0.05
Metais Hg	0.002 ± 0.0009	0.05	0.28	0.05
Pb + As + Co + Ni + Cr + Mn + Sb + Cu + V	0.22 ± 0.08	0.5	2.4	0.5
Dioxinas e Furanos, expressos como 2,3,7,8 -TCDD	0.00086 ± 0.00030	0.1	0.5	13
Monóxido de Carbono	8.1 ± 3.0	100	100	50

Fontes:

* Valores-limite aceitáveis corrigidos para 11% do O₂, de acordo com a Resolução SMA nº 79 (SMA, 79/2009)

** Valores-limite aceitáveis corrigidos para 11% do O₂, conforme a Resolução CONAMA nº 316 (CONAMA, 316/2012)

** Unidades de Incineração de Resíduos Sólidos Comerciais e Industriais; Emendas Técnicas. Adaptado de Hu et al. (2018)

Conforme pode ser observado na Tab. (5.6), todos os parâmetros avaliados apresentaram concentrações inferiores aos valores previstos na legislação brasileira e americana. Exceto para a concentração de óxidos de enxofre, que foi superior ao previsto na legislação americana. É importante salientar que a concentração de óxidos de enxofre pode ser reduzida aumentando a dosagem de CaCO_3 , conforme apresentado no Capítulo IV na Eq. (4.1). Diante de tais resultados, comprova-se que a usina termoquímica é viável para a conversão de RSU em energia térmica e elétrica, com baixas emissões de gases tóxicos e de efeito estufa.

O nitrogênio presente no CDR Tab. (5.5) e no ar insuflado no reator formaram os óxidos de nitrogênio. No entanto, a concentração de óxidos de nitrogênio ($105,0 \text{ mg/Nm}^3$) obtida corresponde a apenas 25% do valor máximo estabelecido pela legislação brasileira Tab. (5.5).

Em particular, a concentração gerada de dioxinas e furanos foi de $0,0086 \text{ ng/Nm}^3$, o que corresponde a menos de 10% do valor máximo previsto na norma brasileira. Este valor também é muito menor do que a geração de dioxinas e furanos (ng/Nm^3) obtida por combustão ($0,28 \text{ ng/Nm}^3$) do gás de síntese em uma gaseificação da MSW da grade móvel (Lopes et al., 2015).

Com relação às emissões, a tecnologia apresentada neste trabalho é bem mais vantajosa quando comparada à incineração direta de resíduos sólidos urbanos. Abad et al. (2003), por exemplo, mostrou que a geração de dioxinas e furanos durante a incineração com precipitador eletrostático atingiu concentrações não permitidas, entre 44 e 111 ng/Nm^3 . Os autores relataram a necessidade de equipamentos e técnicas de limpeza de gases, como depurador semisseco, filtro de tecido e injeção de carvão ativado, para que as emissões de dioxinas e furanos ficassem abaixo do limite de $0,1 \text{ ng/Nm}^3$. Valores acima do limite para dioxinas e furanos (entre $0,26$ - $0,69 \text{ ng/Nm}^3$) também foram obtidos durante a incineração de resíduos alimentícios de CDR (Myrin et al., 2014).

Cabe ressaltar que o processo de gaseificação avaliado no presente trabalho atende às determinações ambientais da Resolução SMA 79/2009 (máxima $0,1 \text{ ng/Nm}^3$), que é mais rigorosa que a norma brasileira (CONAMA 316/2002 com máxima de $0,5 \text{ ng/Nm}^3$), bem como a legislação norte-americana ($0,1$ a $0,3 \text{ ng/Nm}^3$) e japonesa ($0,1$ a $0,5 \text{ ng/Nm}^3$).

Com relação às obras da usina termoquímica, em 13 de julho de 2018 a Secretaria de Estado e Meio Ambiente e Desenvolvimento Sustentável de Minas Gerais (SEMAD) emitiu o certificado LIC + LO concedendo "...à empresa Furnas Centrais Elétricas SA a licença de instalação em caráter corretivo e licença de operação, concomitantemente para as atividades de tratamento e/ou disposição final de resíduos sólidos urbanos; produção de

energia termoelétrica, autorizando a continuidade da instalação e operação, de acordo com planos, programas e projetos aprovados, incluindo medidas de controle ambiental e demais condicionantes, localizada nas coordenadas geográficas Lat. -21°08'11,82"e Long. - 45°33'12,22", no município de Boa Esperança, no Estado de Minas Gerais, conforme processo administrativo de No 25782/2017/001/2018."

CAPÍTULO VI

CONCLUSÕES

Este trabalho teve como premissa demonstrar a viabilidade técnica e ambiental da instalação de uma planta experimental em escala industrial de geração de energia através do processo termoquímico em leito fluidizado. Foi descrito todo o processo de obtenção do CDR (Combustível Derivado de Resíduo) através de uma LPRS (Linha de Processamento de Resíduos Sólidos), da usina termoquímica em construção na cidade de Boa Esperança – MG. Caracterizou-se o RSU e o CDR e descreveu-se também o processo de obtenção do gás de síntese (syngas) e suas características físico-químicas. Também foram medidos os parâmetros experimentais do syngas produzido pelo gaseificador da planta experimental instalado na Cidade de Mauá – SP, suas particularidades, sua aplicação na recuperação energética e emissões de gases tóxicos e de efeito estufa pós-queima do syngas.

Os estudos realizados na fase de preparação do CDR, através da LPRS, permitiu que fossem estimados o consumo de energia necessário para o processamento do Resíduos Sólidos Urbano em Combustível, sendo este valor cerca de 14% da energia total a ser gerada pela usina termoquímica em escala industrial.

O processo de obtenção do CDR permitiu que fossem observadas características tais como composição química, teor de umidade ideal e homogeneidade da composição do CDR, os quais permitiram a obtenção de um gás de síntese com poder calorífico suficiente para uso como combustível em uma caldeira a vapor.

Durante o processo de obtenção do gás de síntese na planta experimental em Mauá - SP, foram feitos todos os testes experimentais a partir de empresas credenciadas de forma que fosse possível realizar os cálculos estequiométricos e avaliar o PCi, densidade e temperatura adiabática de chama do gás de síntese. Tais informações serviram de parâmetros para

dimensionar o reator em escala industrial para a cidade de Boa Esperança – MG, o ciclo a vapor e estimar a geração de energia elétrica da usina termoquímica.

As análises de composição do gás de síntese permitiram avaliar a viabilidade do uso do syngas na recuperação energética. Constatou-se que possíveis variações no percentual volumétrico de alguns componentes presentes no CDR afetariam de forma significativa parâmetros do syngas, tais como: a temperatura adiabática de chama, densidade e poder calorífico. Os gases CO, CH₄, C₂H₄ e H₂, bem como aqueles que possuem uma cadeia de carbono situada entre C₄H₁₀ e C₆H₁₄, são os principais responsáveis por garantir o PCI do syngas. Portanto, faz-se necessário um rigoroso controle de qualidade do CDR e dos parâmetros operacionais do reator termoquímico. Assim, evita-se que ocorram grandes oscilações nos elementos que compõem o syngas e viabiliza o seu uso como combustível em uma caldeira a vapor.

Após a obtenção do gás de síntese na planta experimental de Mauá – SP, realizou-se a combustão deste gás em uma fornalha com a intenção de verificar a toxicidade dos gases provenientes da combustão e realizar a análise e comparação com referenciais normativos. Durante os experimentos, constatou-se níveis de poluentes abaixo dos níveis aceitáveis tanto em normas internacionais quanto nacionais.

Os resultados obtidos com as análises anteriores, serviram de parâmetros para solicitação do licenciamento ambiental da usina termoquímica de Boa Esperança – MG, obtido em julho de 2018 junto à Secretaria de Estado e Meio Ambiente e Desenvolvimento Sustentável de Minas Gerais.

Para a usina termoquímica de Boa Esperança – MG, optou-se pela utilização do Ciclo Rankine Regenerativo, como ciclo de potência, devido ao seu baixo custo operacional e de manutenção. Além disso, no Brasil existem diversas empresas com *know how* em máquinas e equipamentos para geração de vapor. Fato este não constatado quando se fala em turbinas a gás ou moto geradores a gás síntese. Neste caso, seria necessário importar equipamentos, o que aumentaria muito o custo de operação e manutenção da usina termoquímica.

O estudo realizado neste trabalho teve como intuito o desenvolvimento de pesquisa em geração de energia renovável, através do processo de gaseificação, utilizando o Combustível Derivado de Resíduos – CDR, como fonte geradora de caráter renovável e com baixo impacto ambiental. Tendo como foco central o processo de caracterização do combustível e as propriedades do syngas proveniente deste.

O processo de gaseificação de CDR em leito fluidizado circulante, descrito e aplicado neste estudo, apresentou-se como uma fonte de geração adequada e viável para redução de impactos ambientais causados pela inadequada deposição dos resíduos no meio ambiente, possibilitando uma geração renovável e limpa através de ciclos de potência.

Esse trabalho deixa evidente que a geração de energia através de processos termoquímicos é uma alternativa limpa e ambientalmente correta e que tem eficiência adequada para ser utilizada em escalas industriais, complementando o sistema elétrico brasileiro, evitando o risco de apagões e escassez de energia.

SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

A contribuição científica do presente trabalho consiste no melhor entendimento do gás de síntese oriundo da gaseificação de Combustível Derivado de Resíduos Sólidos Urbanos, suas particularidades como um gás combustível e sua aplicação em ciclos de potência com a finalidade de geração de energia elétrica. Esse estudo tem sua importância justificada segundo a problemática apresentada no Capítulo I sob a perspectiva de cooperar com as pesquisas relacionadas ao desenvolvimento sustentável e recuperação energética.

Assim, sugere-se para continuação e desenvolvimento de linhas de pesquisa envolvendo a gaseificação de CDR as seguintes alternativas:

- Realizar análises ambientais e seus impactos devido a implantação de plantas de geração termoquímicas em cidades de médio grande porte, analisando os efeitos gerados;
- Estudar melhorias ao processo de gaseificação visando o aumento da eficiência e ganhos no Poder Calorífico Inferior do syngas;
- Desenvolver outros equipamentos (turbinas a gás de síntese, moto geradores e novos conceitos de motores, tais como o motor linear) através de parcerias com fabricantes que permitam ter ganhos de geração elétrica associados a redução de custos de instalação e manutenção e melhor rendimento;
- Estudar quais os ganhos provocados pela utilização de ciclos combinados (Gás – Vapor), incluído a análise econômica – financeira;
- Estudar possibilidades de hibridização das plantas com a utilização de CSP (Concentradores Solares Parabólicos) como segunda fonte de geração e aumento de eficiência;
- Estudar o lodo proveniente de estação de tratamento de esgoto como matéria – prima para composição do CDR e o seu impacto na composição do syngas e nos gases de combustão.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

_____. Decisão de Diretoria CETESB 26/03/E, de 10 de dezembro de 2003. Dispõe sobre a homologação da Norma Técnica P4.263 - Procedimento para Utilização de Resíduos em Fornos de Produção de Clínquer, e dá outras providências. Diário Oficial do Estado, Poder Executivo, São Paulo, SP, 17 dez. 2003.

Abad, E., Caixach, J., Rivera, J., 2003. Improvements in dioxin abatement strategies at a municipal waste management plant in Barcelona. *Chemosphere* 50,1175–1182, [http://dx.doi.org/10.1016/S0045-6535\(02\)00483-6](http://dx.doi.org/10.1016/S0045-6535(02)00483-6).

Abatzoglou N, Legast P, Delvaux P, Bangala D, Chornet E (1997) Gas conditioning technologies for biomass and waste gasification. In: Overend RP, Chornet E (eds) *Proceedings of the 3rd biomass conference of the Americas*, vol 1. August 24–29, Montréal, Canada, pp 599–606

ABNT, 1984. Coque – Determinação da umidade total – Metodo de ensaio. <https://www.abntcatalogo.com.br/norma.aspx?ID=10068>, Accessed date: 10 December 2018.

Abu El-Rub Z, Bramer EA, Brem G (2004) Review of catalysts for tar elimination in biomass gasification processes. *Ind Eng Chem Res* 43(22):6911–6919. Available at: <http://dx.doi.org/10.1021/ie0498403>

Abuadala A, Dincer I (2012). A review on biomass-based hydrogen production and potencial applications. *International Journal of Energy Research*, v. 36, p. 415-455.

American Society for Testing and Materials (ASTM), 2006. *Standard Definitions of Terms and Abbreviations Relating to Physical and Chemical Characteristics of Refuse Derived Fuel*, Volume 11.04 Waste Management, Annual Book of ASTM Standards 2006. ASTM International, West Conshohocken.

Al Amoodi N, Kannan P, Al Shoaibi A, Srinivasakannan C (2013). Aspen Plus simulation of polyethylene gasification under equilibrium conditions. Chem. Eng. Comm. 200 (7), 977–992.

AlNouss, A., McKay, G., Al-Ansari, T., 2020. Production of syngas via gasification using optimum blends of biomass. J. Clean. Prod. 242, 118499, <http://dx.doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.118499>.

Aluria S, Syed A, Flick DW, Muzzy JD, Sievers C, Agrawal PK (2018). Pyrolysis and gasification studies of model refuse derived fuel (RDF) using thermogravimetric analysis. Fuel Process. Technol. 179, 154-166. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2018.06.010>.

Anthony E (1995) Fluidized bed combustion of alternative solid fuels; status, successes and problems of the technology. Prog Energy Combust Sci 21(3):239–268

Anukam A, Mamphweli S, Reddy P, Meyer E, Okoh O (2016). Pre-processing of sugarcane bagasse for gasification in a downdraft biomass gasifier system: A comprehensive review. Renew. Sustain. Energy Rev. 66, 775–801. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2016.08.046>.

Arena U (2012) Process and technological aspects of municipal solid waste gasification. A review. Waste Manag 32(4):625–639. Available at: <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2011.09.025>

Arena U, Di Gregorio F (2013) Element partitioning in combustion- and gasification-based waste-to-energy units. Waste Manag 33(5):1142–1150. Available at: <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2013.01.035>

Arena U, Di Gregorio F, Amorese C, Mastellone ML (2011), A techno-economic comparison of fluidized bed gasification of two mixed plastic wastes, Waste Management, 31, p.1494-1504.

Arena U, Mastellone ML (2009). Fluidized bed gasification of RDF and PDF. AMRA Scientific Report. ISBN 978-88-89972-10-6 (in Italian, with an executive summary in English), available on <www.amracenter.com>.

Arena U, Zaccariello L, Mastellone ML (2009) Tar removal during the fluidized bed gasification of plastic waste. *Waste Manag* 29(2):783–791

Arena U, Zaccariello L, Mastellone ML (2010) Fluidized bed gasification of waste-derived fuels. *Waste Manag* 30(7):1212–1219. Available at: <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2010.01.038>

Arena, U., 2012. Process and technological aspects of municipal solid waste gasification. A review. *Waste Manage.* 32, 625–639, <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2011.09.025>.

Asadullah, M., 2014. Barriers of commercial power generation using biomass gasification gas: a review. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 29, 201–215, <http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2013.08.074>.891

ASTM, 2013. Standard Test Method for Gross Calorific Value of Coal and Coke. https://compass.astm.org/EDIT/html_annot.cgi?D5865+13, Accessed date: 10 December 2018.

ASTM, 2014. Standard Test Methods for Determination of Carbon, Hydrogen and Nitrogen in Analysis Samples of Coal and Carbon in Analysis Samples of Coal and Coke. <https://compass.astm.org/Standards/HISTORICAL/D5373-14.htm>, Accessed date: 10 December 2018.

ASTM, 2018. Standard Test Method for Sulfur in the Analysis Sample of Coal and Coke Using High-Temperature Tube Furnace Combustion. https://compass.astm.org/EDIT/html_annot.cgi?D4239+18e1, Accessed date: 10 December 2018.

Astrup, T.F., Tonini, D., Turconi, R., Boldrin, A., 2015. Life cycle assessment of thermalWaste-to-Energy technologies: review and recommendations. *Waste Manage.* 37, 104–115, <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2014.06.011>.

Aznar MP, Caballero MA, Gil J, Martín JA, Corella J (1998) Commercial steam reforming catalysts to improve biomass gasification with steam–oxygen mixtures. 2. Catalytic tar removal. *Ind Eng Chem Res* 37(7):2668–2680

Bai X et al (2014) Formation of phenolic oligomers during fast pyrolysis of lignin. *Fuel* 128:170–179. Available at: <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2014.03.013>

Barba D, Prisciandaro M, Salladini A, di Celso GM (2011). The Gibbs free energy gradient method for RDF gasification modelling. *Fuel* 90 (4), 1402–1407.

Barbosa, F.V., Teixeira, J.C.F., Vilarinho, M.C.L.G., Araujo, J.M.M.G., 2018. Gasification of RDF from MSW – an overview. In: *Proc. 4th Int. Conf. Wastes – Solutions, Treatments and Opportunities*, pp. 331–338 2018, Porto, Portugal.

Barea AG, Thunman H (2007) Prediction of gas composition in biomass gasifiers. *Congress of Energy*, pp 4–7. Available at: <http://grupo.us.es/bioenergia/templates/jubilee/pdf/presentacion8-1.pdf>

Basu P (2010) *Biomass gasification design handbook*. Available at: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/B9780123749888000052>

Basu, P., 2006. *Combustion and Gasification in Fluidized Beds*, first ed. Taylor and Francis Group, USA.

Basu, P., 2010. *Biomass Gasification and Pyrolysis: Practical Design and Theory*, first ed. Elsevier, UK.

Begum S, Rasul MG, Akbar D, Ramzan N (2013). Performance analysis of an integrated fixed bed gasifier model for different biomass feedstocks. *Energies* 6 (12), 6508–6524.

Behrend, P., Krishnamoorthy, B., 2017. Considerations for waste gasification as an alternative to landfilling in Washington state using decision analysis and optimization. *Sustain. Prod. Consum.* 2, 170–179, <http://dx.doi.org/10.1016/j.spc.2017.07.004>.

Bhoi, P.R., Huhnke, R.L., Kumar, A., Indrawan, N., Thapa, S., 2018. Co-gasification of municipal solid waste and biomass in a commercial scale downdraft gasifier. *Energy* 163, 513–518, <http://dx.doi.org/10.1016/j.energy.2018.08.151>.

Białowiec, A., Pulka, J., Stępień, P., Manczarski, P., Gołaszewski, J., 2017. The RDF/SRF torrefaction. An effect of temperature on characterization of the product – carbonized refuse derived fuel. *Waste Manag.* 70, 91–100. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2017.09.020>.

Bidlingmaier W, Stentiford E (eds). *Compost science and technology*, vol 8. Elsevier.

Boerrigter H et al (2005) “Olga” tar removal technology. *Energy* 58

Broström M (2010) Aspects of alkali chloride chemistry on deposit formation and high temperature corrosion in biomass and waste fired boilers60 2 Gasification of Waste Derived Fuels in Fluidized Beds ...

Brown RC, Dawson MR, Smeenk SL (1996) Bed material agglomeration during fluidized bed combustion. Final report – Iowa State University Ames, IA 50011. Available at: <http://www.osti.gov/scitech/servlets/purl/216299>. Accessed 6th May 2020

Burra KG, Gupta AK (2018). Synergistic effects in steam gasification of combined biomass and plastic waste mixtures. *Applied Energy*, v. 211, p. 230-236.

Caputo AC, Pelagagge PM (2001) Waste-to-energy plant for paper industry sludges disposal: technical-economic study. *J Hazard Mater* 81(3):265–283

Caputo AC, Pelagagge PM (2002) RDF production plants: I design and costs. *Appl Therm Eng* 22(4):423–437. Available at: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1359431101001004>. Accessed 10 Sept 2020

Çengel YA, Boles MA. “Termodinâmica”. 5ª Ed, McGraw-Hill.

Cengel, Y.A., Boles, M.A., 2012. *Thermodynamics*, seventh ed. McGraw-Hill.

Cengel, Y.A., Boles, M.A., 2012. *Thermodynamics*, seventh ed. McGraw-Hill. Edo, M., Budarin, V., Aracil, I., Persson, P.E., Jansson, S., 2016. The combined effect of plastics and food waste accelerates the thermal decomposition of refuse-derived fuels and fuel blends. *Fuel* 180, 424–432. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2016.04.062>. Cgee.org.br –

Relatório - Microsoft Word - Energias do Futuro Final V6.doc (cgEE.org.br) visitado em 20/03/2021

CETESB L9.213, 1995. Determination of Total Fluoride Emissions by a Specific Ion Electrode Method. <http://sistemasinter.cetesb.sp.gov.br/normas/11/2013/11/L9213.zip/>.

CETESB L9.225, 1995. Determination of Particulate Matter in Stationary Source Ducts and Chimneys. <http://sistemasinter.cetesb.sp.gov.br/normas/11/2013/11/L9225.zip/>.

CETESB L9.228, 1992. Determination of Sulfur Dioxide, Sulfuric Mists and Sulfur Trioxide in Stationary Source Ducts and Chimneys. <http://sistemasinter.cetesb.sp.gov.br/normas/11/2013/11/L9228.zip/>.

CETESB L9.229, 1992. Determination of Nitrogen Oxides in Stationary Source Gas and/or Chimney Effluents. http://sistemasinter.cetesb.sp.gov.br/normas/11/2013/11/L9229.zip.

Chan, W.P., Veksha, A., Lei, J., Oh, W.D., Dou, X., Giannis, A., Lisak, G., Lim, T.T., 2019. A hot syngas purification system integrated with downdraft gasification of municipal solid waste. *Appl. Energy* 237, 227–240, <http://dx.doi.org/10.1016/j.apenergy.2019.01.031>.

Chapman C, Taylor R, Ray R (2010) The Gas plasma process : its application in enhanced landfill mining. In: International academic symposium on enhanced landfill mining

Chatrattanawet, N., Authayanun, S., Saebea, D., Patcharavorachot, Y., 2019. Syngas production from sugarcane leftover gasification integrated with absorption process for green liquid production. *J. Clean. Prod.* 235, 519–534, <http://dx.doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.06.209>.

Chen C, Jin Y-Q, Yan J-H, Chi Y (2010). Simulation of municipal solid waste gasification for syngas production in fixed bed reactors. *J. Zhejiang Univ-Sci. A. (Appl. Phys. Eng.)* 11 (8), 619–628.

Chen C, Jin Y-Q, Yan J-H, Chi Y (2013). Simulation of municipal solid waste gasification in two different types of fixed bed reactors. *Fuel* 103, 58–63.

Chen H, Namioka T, Yoshikawa K (2011) Characteristics of tar, NO_x precursors and their absorption performance with different scrubbing solvents during the pyrolysis of sewage sludge. *Appl Energy* 88(12):5032–5041. Available at: <http://dx.doi.org/10.1016/j.apenergy.2011.07.007>

Chiaramonti D, Oasmaa A, Solantausta Y (2007). Power generation using fast pyrolysis liquids from biomass.

Chirone R, Massimilla L, Salatino P (1991) Comminution of carbons in fluidized bed combustion. *Prog Energy Combust Sci* 17(4):297–326. Available at: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/0360128591900069>. Accessed 10 Sept 2020

Chirone R, Miccio F, Scala F (2004) On the relevance of axial and transversal fuel segregation during the FB combustion of a biomass. *Energy Fuels* 18(4):1108–1117

Chirone R, Salatino P, Massimilla L (1989) Secondary fragmentation of char particles during combustion in a fluidized bed. *Combust Flame* 77(1):79–90. Available at: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/0010218089901065>. Accessed 10 Sept 2020

Christodoulou, Chr., Grimekis, D., Panopoulos, K.D., Vmavuka, D., Karellas, S., Kakaras, E., 2014. Circulating fluidized bed gasification tests of seed cakes residues after oil extraction and comparison with wood. *Fuel* 132, 71–81, <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2014.04.012>.

CONAMA nº 316, de 29 de outubro de 2002. Dispõe sobre procedimentos e critérios para o funcionamento de sistemas de tratamento térmico de resíduos. *Diário Oficial da União, Poder Executivo, Brasília, DF, 20 nov. 2002.*

CONAMA, 2002. National Council of Environment Resolution No 316 of October 29, 2002. [http://www.mp.go.gov.br/portalweb/hp/9/docs/resolucao 316 de 2002.pdf](http://www.mp.go.gov.br/portalweb/hp/9/docs/resolucao%20316%20de%202002.pdf).

Conselho Nacional do Meio Ambiente, 2002. Resolucao CONAMA no 316, de 29 de outubro de 2002. <http://www.mma.gov.br/port/conama/legiabre.cfm?codlegi=338>, Accessed date: 17 July 2018.

Couto ND, Silva VB, Monteiro E, Rouboa A (2015). Assessment of municipal solid wastes gasification in a semi-industrial gasifier using syngas quality indices. *Energy* 93 (Part 1), 864–873.

Couto ND, Silva VB, Rouboa A (2016). Assessment on steam gasification of municipal solid waste against biomass substrates. *Energy Conversion and Management*. 124, 92–103. <http://dx.doi.org/10.1016/j.enconman.2016.06.077>.

Couto, N., Rouboa, A., Silva, V., Monteiro, E., Bouziane, K., 2013. Influence of the biomass gasification processes on the final composition of syngas. *Energy Procedia* 236, 596–606, <http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2013.07.068>.

Couto, N.D., Silva, V.B., Rouboa, A., 2016. Assessment on steam gasification of municipal solid waste against biomass substrates. *Energy Convers. Manage.* 124, 92–103, <http://dx.doi.org/10.1016/j.enconman.2016.06.077>.

Cucchiella, F., D'Adamo, I., Gastaldi, M., 2014. Strategic municipal solid waste management: a quantitative model for Italian regions. *Energy Convers. Manage.* 77, 709–720, <http://dx.doi.org/10.1016/j.enconman.2013.10.024>.

De Souza-Santos ML (1989) Comprehensive modelling and simulation of fluidized bed boilers and gasifiers. *Fuel* 68(12):1507–1521. Available at: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/0016236189902883>. Accessed 10 Sept 2020

Defra (2004) Revealing the value of the natural environment in England. March Demirbaş A (2001) Biomass resource facilities and biomass conversion processing for fuels and chemicals. *Energy Convers Manage* 42(11):1357–1378. Available at: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0196890400001370>. Accessed 24 Nov 2020

Demirbaş A (2001). Biomass resource facilities and biomass conversion processing for fuels and chemicals. *Energy Convers Manage* 42(11):1357–1378.

Devi L (2005) Catalytic removal of biomass tars: olivine as prospective in-bed catalyst for fluidized-bed biomass gasifiers. Available at: <http://alexandria.tue.nl/extra2/200510623.pdf>

Devi L, Ptasiński KJ, Janssen FJJG (2002) A review of the primary measures for tar elimination in biomass gasification processes. *Biomass Bioenergy* 24(2):125–140

Diaz LF, Savage GM (2007) Factors that affect the process. In: Diaz LF, De Bertoldi M, Bidlingmaier W, Stentiford E (eds) *Compost science and technology*, vol 8. Elsevier, Amsterdam, Netherlands, pp 49–65. Doi:10.1016/S1478-7482(07)80007-8

EC – European Commission. Refused derived fuel, current practice and perspectives (B4- 3040/2000/306517/MAR/E3. Final Report. WRC CO 5087-4, 2003.

Edo, M., Budarin, V., Aracil, I., Persson, P.E., Jansson, S., 2016. The combined effect of plastics and food waste accelerates the thermal decomposition of refuse-derived fuels and fuel blends. *Fuel* 180, 424–432. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2016.04.062>.

EPE, 2020. Brazilian Energy Research Office, Annual Electricity Consumption by Class (National). <https://www.epe.gov.br/pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/Consumo-Anual-de-Energia-Eletrica-por-classe-nacional>.

Font Palma C (2013a) Modelling of tar formation and evolution for biomass gasification: a review. *Appl Energy* 111:129–141. Available at: <http://dx.doi.org/10.1016/j.apenergy.2013.04.082>

Fraga A-R, Gaines AF, Kandiyoti R (1991) Characterization of biomass pyrolysis tars produced in the relative absence of extraparticle secondary reactions. *Fuel* 70(7):803–809

Ferreira, C. R. N.; Infiesta, L. R.; Monteiro, V. A. L.; Starling, M. C. V.M.; Silva Júnior, W. M.; Borges, V. L.; Carvalho, S. R.; Trovó, A. G. Gasification of municipal refuse-derived fuel as an alternative to waste disposal: process efficiency and thermochemical analysis. *Process Safety and Environmental Protection*, v. 1, p. 1-10, 2021.

Gendebien A et al (2003) Refuse derived fuel, current practice and perspectives. *Curr Pract* 1–219

Global Syngas (2018). Integrated Gasification Combined Cycle, available on <https://www.globalsyngas.org/syngas-applications/power-generation/integrated-gasification-combined-cycle/>.

Gómez-Barea A, Leckner B (2010) Modeling of biomass gasification in fluidized bed. *ProgEnergy Combust Sci* 36(4):444–509

Gomez-Barea A, Ollero P, Leckner B (2008) Research on modeling of FB biomass gasification units. Workshop on biomass gasification. Available at: <http://www.mam.gov.tr/bigpower/fullpaperS/02.pdf>

Grammelis P et al (2009) Pyrolysis kinetics and combustion characteristics of waste recovered fuels. *Fuel* 88(1):195–205

Gurgul A, Szczepaniak W, Malicka MZ (2018). Incineration and pyrolysis vs. steam gasification of electronic waste. *Science of the Total Environment*. 624, 1119-1124. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2017.12.151>.

Hai, I.U., Sher, F., Zarren, G., Liu, H., 2019. Experimental investigation of tar arrest-ing techniques and their evaluation for product syngas cleaning from bubblingfluidized bed gasifier. *J. Clean. Prod.* 240, 118239, <http://dx.doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.118239>.

Haley CAC (1990) Energy recovery from burning municipal solid wastes: a review. *ResourConserv Recy* 4:77–103 References 61

Hallgren A, Andersson LA, Bjerle I (1993) High temperature gasification of biomass in na atmospheric entrained flow reactor. Chapter in advances in thermochemical biomass conversion. pp 338–349

Herguido J, Corella J, Gonzalez-Saiz J (1992) Steam gasification of lignocellulosic residues in a fluidized bed at a small pilot scale. *Ind Eng Chem Res* 31:1274–1282

Hlina M, Hrabovsky M, Kavka T, Konrad (2014). Production of high quality syngas from argon/water plasma gasification of biomass and waste. *Waste Management*, v. 34, p. 63-66.

Hu, B., Huang, Q., Chi, Y., Yan, J., 2019. Polychlorinated dibenzo-p-dioxins and dibenzofurans in a three-stage municipal solid waste gasifier. *J. Clean. Prod.* 218,920–929, <http://dx.doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.01.336>.

Hu, Y., Cheng, H., Tao, S., 2018. The growing importance of waste-to-energy (WTE) incineration in China's anthropogenic mercury emissions: emission inventories and reduction strategies. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 97, 119–137, <http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2018.08.026>.

Huang, C., Han, L., Yang, Z., Liu, X., 2009. Ultimate analysis and heating value prediction of straw by near infrared spectroscopy. *Waste Manag.* 29, 1793–1797. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2008.11.027>.

Infiesta, L.R., Ferreira, C.R.N., Trovó, A.G., Borges, V.L., Carvalho, S.R., 2019. Design of an industrial solid waste processing line to produce refuse-derived fuel. *J. Environ. Manage.* 236, 715–719, <http://dx.doi.org/10.1016/j.jenvman.2019.02.017>.

Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística (2018). Brazilian Institute of Geography and Statistics. <https://cidades.ibge.gov.br/brasil/mg/boa-esperanca/panorama> (acessado 13 de julho 2018).

Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística, 2018. Brazilian Institute of Geography and Statistics. <https://cidades.ibge.gov.br/brasil/mg/boa-esperanca/panorama>, acesso 13 de julho de 2018.

ISWA, 2017. ISWA key issue paper on waste prevention, waste minimization and resource management. International Solid Waste Association. Disponível em: <http://ec.europa.eu/environment/resource_efficiency/pdf/ISWA%20International%20Solid%20Waste%20Association.pdf>. Acesso em: 20/03/2021.

Jenkins B et al (1998) Combustion properties of biomass. *Fuel Process Technol* 54(1–3):17–46

Jensen PA, Joergensen KH (1996) Tar reduction by partial oxidation. In: Chartier P et al (eds) Biomass for energy and environment. Proceedings of 9th European Bioenergy Conference, vol 2. Pergamon, pp 1371–1375

Johansson LS, Leckner B, Gustavsson L, Cooper D, Tullin C, Potter A (2004). Emission characteristics of modern and old-type residential boilers fired with wood logs and wood pellets. *Atmos. Environ.* 38, 4183–4195. <https://doi.org/10.1016/j.atmosenv.2004.04.020>.

Jung CH, Matsuto T, Tanaka N (2006) Flow analysis of metals in a municipal solid waste management system. *Waste Manag* 26(12):1337–1348

Juniper Rating Gasification Report (2009) Available at: www.juniper.co.uk

Katheklakis IE et al (1990) Effect of freeboard residence time on the molecular mass distributions of fluidized bed pyrolysis tars. *Fuel* 69(2):172–176

Kaufman Rechulski MD et al (2014) Sulfur containing organic compounds in the raw producer gas of wood and grass gasification. *Fuel* 128:330–339. Available at: <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2014.02.038>

Kaufman-Rechulski MD, Schildhauer TJ, Biollaz SMA (2011) Organic sulfur compounds in the producer gas from wood and grass gasification. In: 19th European biomass conference and exhibition, pp 1625–1627

Khan, Z., Yusup, S., Aslam, M., Inayat, A., Shahbaz, M., Nqvi, S.R., Farooq, R., Watson, I., 2019. NO and SO₂ emissions in palm kernel shell catalytic steam gasification with in-situ CO₂ adsorption for hydrogen production in a pilot-scale fluidized bed gasification system. *J. Clean. Prod.* 236, 117636, <http://dx.doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.117636>.

Kinoshita CM, Wang Y, Zhou J (1994) Tar formation under different biomass gasification conditions. *J Anal and Appl Pyrol* 29(2):169–181

Koppatz, S., Pfeifer, C., Hofbauer, H., 2011. Comparison of the performance behaviour of silica sand and olivine in a dual fluidised bed reactor system for steam gasification of biomass at pilot plant scale. *Chem. Eng. J.* 175, 468–483, <http://dx.doi.org/10.1016/j.cej.2011.09.071>.

- Kumar, A., Samadder, S.R., 2017. A review on technological options of waste to energy for effective management of municipal solid waste. *Waste Manage.* 69, 407–422, <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2017.08.046>.
- Kunii D, Levenspiel O (1968) Bubbling bed model for kinetic processes in fluidized beds. *Ind Eng Chem Process Des Dev* 7(4):481–492
- Kunii D, Levenspiel O (1991) *Fluidization Engineering*, 2nd edn, Butterworth-Heinemann, Stoneham
- Kurkela E, Ståhlberg P, Laatikainen J, Simell P (1993) Development of simplified IGCC-processes for biofuels: supporting gasification research at VTT. *Bioresour Technol* 46(1–2):37–47
- La Villetta, M., Costa, M., Massarotti, N., 2017. Modelling approaches to biomass gasification: a review with emphasis on the stoichiometric method. *Renew. Sust. Energ. Rev.* 74, 71–88, <http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2017.02.027>.
- Lemmens B, Elslander H, Vanderreydt I, Peys K, Diels L, Oosterlinck M, Joos M (2007). Assessment of plasma gasification of high caloric waste streams. *Waste Management*. 27, 1562–1569. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2006.07.027>.
- Li C, Suzuki K (2009) Tar property, analysis, reforming mechanism and model for biomass gasification—an overview. *Renew Sustain Energy Rev* 13(3):594–604
- Li D et al (2013) Evolution of organic sulfur in the thermal upgrading process of Shengli lignite. *Energy Fuels* 27(6):3446–3453
- Li J, Nakazato T, Kato K (2004) Effect of cohesive powders on the elutriation of particles from a fluid bed. *Chem Eng Sci* 59(13):2777–2782
- LIFE. RDF/SRF characterization report and database. Energy-Waste. LIFE09 ENV/GR/000307, 2. ed., p. 28, 2012.
- Lino, F.A.M., Ismail, K.A.R., 2018. Evaluation of the treatment of municipal solid waste as renewable energy resource in Campinas, Brazil. *Sustain. Energy Technol. Assess.* 29, 19–25, <http://dx.doi.org/10.1016/j.seta.2018.06.011>.

Liu, Y., Fan, W., Wu, X., Zhang, X., 2018. Chlorine-induced high-temperature corrosion of boiler steels combusting Sha Erhu coal compared to biomass. *Energy Fuels* 32,4237–4247. <https://doi.org/10.1021/acs.energyfuels.7b03143>.

Lopes, E.J., Okamura, L.A., Yamamoto, C.I., 2015. Formation of dioxins and furans during municipal solid waste gasification. *Braz. J. Chem. Eng.* 32, 87–97, <http://dx.doi.org/10.1590/0104-6632.20150321s00003163>.

Lopez G, Artetxe M, Amutio M, Alvarez J, Bilbao J, Olazar M (2018). Recent advances in the gasification of waste plastics. A critical overview. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 82, 576-596. <http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2017.09.032>.

Luz, F.C., Rocha, M.H., Lora, E.E.S., Venturini, O.J., Andrade, R.V., Leme, M.M.V., Olmo, A.O., 2015. Techno-economic analysis of municipal solid waste gasification for electricity generation in Brazil. *Energy Convers. Manage.* 103, 321–337, <http://dx.doi.org/10.1016/j.enconman.2015.06.074>.

Lv PM, Xiong ZH, Chang J, Wu CZ, Chen Y, Zhu JX (2004) An experimental study on biomass air–steam gasification in a fluidized bed. *Bioresour Technol* 95(1):95–101, October, ISSN:0960-8524

Machin EB, Pedroso DT, Júnior JAC (2017). Technical assessment of discarded tires gasification as alternative technology for electricity generation. *Waste Management*, v. 68, p. 412-420.

MAKARICHI, L.; JUTIDAMRONGPHN, W.; TECHATO, K. The Evolution of waste-to-energy incineration: A review. *Renewable & Sustainable Energy Reviews*. v. 91, p. 812-821, 2018.

MALKOW T (2004). Novel and innovative pyrolysis and gasification technologies for energy efficient and environmentally sound MSW disposal. *Waste Management*. v. 24, p. 53-79.

Manyà JJ, García-Ceballos F, Azuara M, Latorre N, Royo C (2015). Pyrolysis and char reactivity of a poor-quality refuse-derived fuel (RDF) from municipal solid waste. *Fuel Process. Technol.* 140, 276–284. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2015.09.014>.

Marsh R et al (2007) Physical and thermal properties of extruded refuse derived fuel. *Fuel Process Technol* 88(7):701–706

Martins Dias S, Barros Silva R, Barreiro F, Costa M (2006). Avaliação do potencial de produção e utilização de CDR em Portugal Continental – Estudos Base. Instituto Superior Técnico – Centro de Engenharia Biológica e Química.

Materazzi M et al (2014) Tar evolution in a two stage fluid bed–plasma gasification process for waste valorization. *Fuel Process Technol* 128:146–157. Available at: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S037838201400280X>. Accessed 10 Sept 2020

Materazzi, M., Lettieri, P., Taylor, R., Chapman, C., 2016. Performance analysis of RDFgasification in a two stage fluidized bed–plasma process. *Waste Manage.* 47,256–266, <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2015.06.016>.

Mazzoni L, Ahmed R, Janajreh I (2017). Plasma gasification of two waste streams: municipal solid waste and hazardous waste from the oil and gas industry. *Energy Procedia*, v. 105, p. 4159-4166.

Mazzoni, L., Almazrouei, M., Ghenai, C., Janajreh, I., 2017. A comparison of energyrecovery from MSW through plasma gasification and entrained flow gasification. *Energy Procedia* 142, 3480–3485, <http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2017.12.233>.

Méier D, Faix O (1999). State of the art of applied fast pyrolysis of lignocellulosic materials a review. *Bioresource Technology* (68), p. 71-77.

Mettanant V, Basu P, Butler J (2009) Agglomeration of biomass fired fluidized bed gasifier and combustor. *Can J Chem Eng* 87(5):656–684

Miller P, Clesceri NL (2002). *Waste Sites as Biological Reactors: Characterization and Modelling*, first ed. Lewis Publishers, Boca Raton.

Miller RS, Bellan J (1997) A generalized biomass pyrolysis model based on superimposed cellulose, hemicelluloseand liqnin kinetics. *Combust Sci Technol* 126(1–6):97–137

Milne TA, Evans RJ (1998) Biomass gasifier “ tars”: their nature, formation, and conversion. Constraints (November), p.v. Available at: <http://www.osti.gov/energycitations/servlets/purl/3726-YVZLLq/webviewable/>

Mitta NR, Ferrer-Nadal S, Lazovic AM, Perales JF, Velo E, Puigjaner L (2006). Modelling and simulation of a tyre gasification plant for synthesis gas production. In: Proceedings of 16th European Symposium on Computer Aided Process Engineering and 9th International Symposium on Process Systems Engineering. Computer Aided Chemical Engineering, 21, pp. 1771–1776.

Mokrzycki E, Uliasz-Bochenczyk A (2003) Alternative fuels for the cement industry. Appl Energy 74:95–100

Mondal, P., Dang, G., Garg, M.O., 2011. Syngas production through gasification and cleanup for downstream applications — recent developments. Fuel Process. Technol. 92, 1395–1410, <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuproc.2011.03.021>.

Motghare KA, Rathod AP, Wasewar KL, Labhsetwar NK, Alibardi L, Cossu R, Ragazzi M (2016). Comparative study of different waste biomass for energy application. Waste Manage. 47, 40–45. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2015.07.032>.

Motta, I.L., Miranda, N.T., Filho, R.M., Maciel, M.R.W., 2018. Biomass gasification in fluidized beds: a review of biomass moisture content and operating pressure effects. Renew. Sustain. Energy Rev. 94, 998–1023, <http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2018.06.042>.

Moya, D., Aldas, C., Lopes, G., Kaparaju, P., 2017. Municipal solid waste as a valuable renewable energy resource: a worldwide opportunity of energy recovery by using waste-to-energy technologies. In: Proc. 9th Int. Conf. Sustainability in Energy and Buildings, SEB-17, July 2017, Chania, Crete, Greece, pp. 5–7.

Moya, D., Aldás, C., López, G., Kaparaju, P., 2017. Municipal solid waste as a valuable renewable energy resource: a worldwide opportunity of energy recovery by using Waste-To-Energy Technologies. Energy Procedia 34, 286–295, <http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2017.09.618>.

Mun, T.Y., Kim, J.W., Kim, J.S., 2012. Air gasification of railroad wood tires treated with creosote: effects of additives and their combination on the removal of tar in a two-stage gasifier. *Fuel* 102, 326–332, <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2012.05.048>.

Myrin, E.S., Persson, P., Jansson, S., 2014. The influence of food waste on dioxin formation during incineration of refuse-derived fuels. *Fuel* 132, 165–169, <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2014.04.083>.

Narvaez I et al (1996) Biomass gasification with air in an atmospheric bubbling fluidized bed. Effect of six operational variables on the quality of the produced raw gas. *Ind Eng Chem Res* 35(7):2110–2120

Nasner, A.M.L., Lora, E.E.S., Palacio, J.C.E., Rocha, M.H., Restrepo, J.C., Venturini, O.J., Ratner, A., 2017. Refuse Derived Fuel (RDF) production and gasification in a pilot plant integrated with an Otto cycle ICE through Aspen plus™ modelling: thermodynamic and economic viability. *Waste Manag.* 69, 187–201. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2017.08.006>.

Netherlands (ECN) experience: an enduring challenge. *Energy Fuels* 23(12):6189–6198.

Niessen W (2002) Combustion and incineration processes. Marcel Dekker, CRC Press, New York

Niu M, Huang Y, Jin B, Wang X (2013). Simulation of syngas production from municipal solid waste gasification in a bubbling fluidized bed using aspen plus. *Ind. Eng. Chem. Res.* 52 (42), 14768–14775.

Oakey JE, Minchster AJ, Stringer J (1989) Ash deposition in atmospheric pressure fluidised-bed combustion systems. *J Inst Energy* 62:208–219 62 2 Gasification of Waste Derived Fuels in Fluidized Beds ...

Öhman M et al (2000) Bed agglomeration characteristics during fluidized bed combustion of biomass fuels. *Energy Fuels* 14(1):169–178

Oka SN (2004) Fluidized bed combustion. Marcel Dekker, New York, pp 331–334, pp 426–428, pp 435

Ollila H et al (2006) SEM–EDS characterization of inorganic material in refuse-derived fuels. *Fuel* 85(17–18):2586–2592. Available at: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0016236106001815>. Accessed 15 Sept 2020

Palma CF (2013) Model for biomass gasification including tar formation and evolution. *Energy Fuels* 27(5):2693–2702

Panepinto, D.; Tedesco, V.; Brizio, E.; Genon, G. Environmental Performances and Energy Efficiency for MSW Gasification Treatment. *Waste Biomass Valor.* v. 6, p. 123–135, 2015.

Park D, Levenspiel O, Fitzgerald TJ (1981) Plume model for large particle fluidized-bed combustors. *Fuel* 60(4):295–306. Available at: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/0016236181901988>. Accessed 15 Sept 2020

Pasek, A.D., Gultom, K.W., Suwono, A., 2013. Feasibility of recovering energy from municipal solid waste to generate electricity. *J. Eng. Technol. Sci.* 45, 241–256. <https://doi.org/10.5614/j.eng.technol.sci.2013.45.3.3>.

Peng, W.X., Ge, S.B., Ebadi, A.G., Hisoriev, H., Essfahani, M.J., 2017. Syngas production by catalytic co-gasification of coal-biomass blends in a circulating fluidized bed gasifier. *J. Clean. Prod.* 168, 1513–1517, <http://dx.doi.org/10.1016/j.jclepro.2017.06.233>.

Plis, P., Wilk, R.K., 2011. Theoretical and experimental investigation of biomass gasification process in a fixed bed gasifier. *Energy* 36, 3838–3845, <http://dx.doi.org/10.1016/j.energy.2010.08.039>.

Pohoely, M., Jeremiás, M., Skoblia, S., Beno, Z., Sys, M., Svoboda, K., 2016. Transient catalytic activity of calcined dolomitic limestone in a fluidized bed during gasification of woody biomass. *Energy Fuels* 30, 4065–4071, <http://dx.doi.org/10.1021/acs.energyfuels.6b00169>.

Puddy, J.W., 1992. Steam: its Generation and Use, fortieth ed. The Babcock & Wilcox Co., New York. Rotheut, M., Quicker, P., 2017. Energetic utilisation of refuse derived fuels from landfill mining. Waste Manag. 62, 101–117. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2017.02.002>.

Rabou LPLM et al (2009) Tar in biomass producer gas, the energy research centre of The Netherlands (ECN) experience: an enduring challenge. Energy Fuels 23(12):6189–6198

Radlein D. (2010). The Past and Future Of Fast Pyrolysis For The Production Of Bio-Oil . Symposium on Thermal and Catalytic Sciences for Biofuels and Biobased Products. USA, September 21-23.

Rajasekhar M, Rao NV, Rao GC, Priyadarshini G, Kumar NJ (2015). Energy generation from municipal solid waste by innovative Technologies- plasma gasification. Procedia Materials Science, v. 10, p.513-518.

Ramos, A., Berzosa, J., Clarens, F., Marin, M., Rouboa, A., 2019. Environmental and socio-economic assessment of cork waste gasification: life cycle and cost analysis. J. Clean. Prod. 249, 119316, <http://dx.doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.119316>.

Rampling TW, Hickey TJ (1988) The laboratory characterization of refuse derived fuel. Warren Spring Laboratory Report No ETSU-B-1161, Crown Copyright

Ramzan N, Ashraf A, Naveed S, Malik A (2011). Simulation of hybrid biomass gasification using Aspen Plus: a comparative performance analysis for food, municipal solid and poultry waste. Biomass Bioenergy 35(9), 3962–3969.

Rapagnà S et al (2000) Steam-gasification of biomass in a fluidised-bed of olivine particles. Biomass Bioenergy 19(3):187–197

Relatório de Caracterização dos Resíduos de Boa Esperança Planex Contrato CT 001/2009

Relatório Panorama dos Resíduos Sólidos 2020 – Abrelpe. Acessado em 05 de abril de 2021.

REZAEI, M.; GHOBADIAN, B.; SAMADI, S. H.; KARIMI, S. Electric power generation from municipal solid waste: A technoeconomical assessment under different scenarios in Iran. *Energy – The International Journal*. v. 152, p. 46-56, 2018.

Rios, M.L.V., González, A.M., Lora, E.E.S., Olmo, O.A.A., 2018. Reduction of tar generated during biomass gasification: a review. *Biomass Bioenergy* 108, 345–370, <http://dx.doi.org/10.1016/j.biombioe.2017.12.002>.

Rogoff, M.J., 2019. The Current Worldwide WTE Trend, Published in *mswmanagement.cOm*. <https://www.mswmanagement.com/collection/article/13036128/the-current-worldwide-wte-trend>.

Rotheut, M., Quicker, P., 2017. Energetic utilisation of refuse derived fuels from landfill mining. *Waste Manag.* 62, 101–117. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2017.02.002>.

Rutberg, Ph, G; Bratsev AN, Kuznetsov VA, Popov VE, Ufimtsev AA, Shtengel SV (2011). On efficiency of plasma gasification of wood residues. *Biomass & Energy*, v. 35, p. 495-504.

Saft RJ (2007). Life Cycle Assessment of a Pyrolysis/Gasification Plant for Hazardous Paint Waste. *Life Cycle Assessment*. 12, 230-238. <http://dx.doi.org/10.1065/lca2007.05.332>.

SÃO PAULO. Lei nº 12.300, de 16 de março de 2006. Institui a Política Estadual de Resíduos Sólidos e define princípios e diretrizes. *Diário Oficial do Estado, Poder Executivo*, São Paulo, SP, 17 mar. 2006.

Sarc, R., Lorber, K.E., 2013. Production, quality and quality assurance of refuse derived fuels (RDFs). *Waste Manag.* 33, 1825–1834. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2013.05.004>.

Saxena S, Jotshi C (1994) Fluidized-bed incineration of waste materials. *Prog Energy Combust Sci* 20(4):281–324

Scala F, Chirone R (2004) Fluidized bed combustion of alternative solid fuels. *Exp Thermal Fluid Sci* 28(7):691–699. Available at:

<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0894177703001808>. Accessed 16 Sept 2020

Sedenho, G.C., Paim, L.L., Stradiotto, N.R., 2013. Simple and direct potentiometric determination of potassium ions in biodiesel microemulsions at a glassy carbon electrode modified with nickel(II) hexacyanoferrate nanoparticles. *Anal. Methods* 5, 4145–4151. <https://doi.org/10.1039/C3AY40774H>.

Seo YC, Alam MT, Yang WS (2018). Gasification of Municipal Solid Waste. Gasification for Low-grade Feedstock Yongseung Yun, IntechOpen. <http://dx.doi.org/10.5772/intechopen.73685>.

Shehzad A, Bashir MJK, Sethupathi S (2016). System analysis for synthesis gas (syngas) production in Pakistan from municipal solid waste gasification using a circulating fluidized bed gasifier. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 60, 1302–1311.

Shibagaki G, Nishiyama A (1999) Foster wheeler circulating fluidized bed (CFB) boilers in pulp & paper industries and the recent technology development. *Kami Parupu Gijutsu Taimusu/Jpn J Paper Technol* 42(5):59–64

Siedlecki M, De Jong W, Verkooijen AH (2011) Fluidized bed gasification as a mature and reliable technology for the production of bio-syngas and applied in the production of liquid transportation fuels—A review. *Energies* 4:389–434

Sikarwar, V.S., Zhao, M., Fennel, P.S., Shah, N., Anthony, E.J., 2017. Progress in biofuelproduction from gasification. *Prog. Energy Combust. Sci.* 61, 189–248, <http://dx.doi.org/10.1016/j.pecs.2017.04.001>.

Simell PA, Leppälahti JK, son Bredenberg JB (1992) Catalytic purification of tarry fuel gas with carbonate rocks and ferrous materials. *Fuel* 71(2):211–218

Sipra, A.T., Gao, N., Sarwar, H., 2018. Municipal solid waste (MSW) pyrolysis for bio-fuel production: a review of effects of MSW components and catalysts. *FuelProcess. Technol.* 175, 131–147, <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuproc.2018.02.012>.

SMA, 2009. Environmental Secretary Resolution No. 79 of 4 November 2009(Accessed 30 July 2020) http://arquivo.ambiente.sp.gov.br/resolucao/2009/2009_res_est_sma_79_republicada.pdf/.

Somarin, T. O.; Adesola, S.; Kolawole, A. State-level assessment of the waste-to-energy potential (via incineration) of municipal solid wastes in Nigeria. *Journal of Cleaner Production*. v. 164, p. 804-815, 2017.

Souza MM, Da Silva DS, Rochadelli R, Dos Santos RC (2012). Calorific power estimate and characterization of residues from harvesting and processing of *Pinus taeda* for energy purposes. *Rev. Floresta*, 42, 325–334. <http://dx.doi.org/10.5380/rf.v42i2.26593>.

Stevens DJ (2001). Hot Gas Conditioning: Recent Progress with Larger-Scale Biomass Gasification Systems, Update and Summary of recent Progress. NREL – National Renewable Energy Laboratory.

Struis RPWJ et al (2008) Studying sulfur functional groups in Norway spruce year rings using S L-edge total electron yield spectroscopy. *Sci Total Environ* 403(1–3):196–206

Sulaiman, S.A., Roslan, R., Inayat, M., Naz, M.Y., 2018. Effect of blending ratio and catalyst loading on co-gasification of wood chips and coconut waste. *J. Energy Inst.* 91, 779–785, <http://dx.doi.org/10.1016/j.joei.2017.05.003>.

Tchobanoglous G (2003) Solid waste management. In: *Environmental engineering*, pp 755–888

Tchobanoglous G, Theissen H, Vigil S (1993). *Integrated Solid Waste Management – Engineering Principles and Management Issues*. McGraw-Hill International Editions.

Themelis N (2006) Energy recovery from global waste-to-energy. In: Summer review issue of *Waste Management World*

U.S. EPA, 1994. Method 5050: Bomb Preparation Method for Solid Waste. <https://www.epa.gov/hw-sw846/sw-846-test-method-5050-bomb-preparation-method-solidwaste>, Accessed date: 10 December 2018.

U.S. EPA, 1996. Method 0050 – Determination of Hydrogen Chloride (HCl) and Chlorine (Cl₂) Emissions in Stack Gas Emission Samples from Hazardous Waste Incinerators. <https://www.epa.gov/hw-sw846/sw-846-test-method-0050-isokinetic-hydrogen-chloride-and-chlorine-emission-sampling-train/>.

U.S. EPA, 1996. Method 3050B: Acid Digestion of Sediments, Sludges, and Soils. <https://www.epa.gov/homeland-security-research/epa-method-3050b-acid-digestionsediments-sludges-and-soils>, Accessed date: 10 December 2018.

U.S. EPA, 1997. CTM-030 – Determination of Nitrogen Oxides, Carbon Monoxide, and Oxygen Emissions from Natural Gas-Fired Engines, Boilers and Process Heaters Using Portable Analyzers. <https://www.epa.gov/emc/emc-conditional-test-methods/>.

U.S. EPA, 2017a. Method 5 – Determination of Particulate Matter Emissions From Stationary Sources. <https://www.epa.gov/emc/method-5-particulate-matter-pm/>.

U.S. EPA, 2017b. Method 8 – Determination of Sulfuric Acid and Sulfur Dioxide Emissions from Stationary Sources. <https://www.epa.gov/emc/method-8-sulfuric-acid-mist/>.

U.S. EPA, 2017c. Method 7B – Determination of Nitrogen Oxide Emissions from Stationary Sources (ultraviolet Spectrophotometric Method). <https://www.epa.gov/emc/method-7b-nitrogen-oxide-ultraviolet-spectrophotometry/>.

U.S. EPA, 2017d. Method 29 – Metals Emissions from Stationary Sources. <https://www.epa.gov/emc/method-29-metals-emissions-stationary-sources/>.

U.S. EPA, 2017e. Method 23 – Determination of Polychlorinated dibenzo-p-Dioxins and Polychlorinated Dibenzofurans From Stationary Sources. <https://www.epa.gov/emc/method-23-dioxins-and-furans/>.

U.S. EPA, 2017f. Method 25 A – Determination of Total Gaseous Organic Concentration Using a Flame Ionization Analyzer. <https://www.epa.gov/emc/method-25a-gaseous-organic-concentration-flame-ionization/>.

Valin, S., Ravel, S., Vincent, P.P., Thiery, S., Miller, H., 2019. Fluidized bed air gasification of solid recovered fuel and woody biomass: influence of experimental conditions

on product gas and pollutant release. *Fuel* 242, 6640672, <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2019.01.094>.

Visser HJM, van Lith SC, Kiel JH (2008) Biomass ash-bed material interactions leading to agglomeration in FBC. *J Energy Res Technol* 130(1):011801

Vounatsos P, Atsonios K, Agraniotis M, Panopoulos K, Grammelis P (2012). Report on RDF/SRF gasification properties. Life Project Number LIFE09ENV/GR/ 000307. Life+Project Name – Energy Waste, Deliverable 4.1, Greece.

Vreugdenhil BJ (2010). Alkali distribution for low temperature gasification.

Wang, T., Li, Y., Zhang, J., Zhao, J., Liu, Y., Sun, L., Liu, B., Mao, H., Lin, Y., Li, W., Ju, M., Zhu, F., 2018. Evaluation of the potential of pelletized biomass from different municipal solid wastes for use as solid fuel. *Waste Manag.* 74, 260–266. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2017.11.043>.

Watson, J., Zhang, Y., Si, B., Chen, W.T., Souza, R., 2018. Gasification of biowaste: a critical review and outlooks. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 83, 1–17, <http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2017.10.003>.

Werther J et al (2000) Combustion of agricultural residues. *Prog Energy Combust Sci* 26(1):1–27

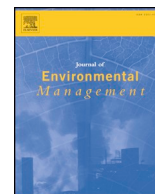
Widjaya ER, Chen G, Bowtell L, Hills C (2018). Gasification of non-woody biomass: a literature review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews.* v. 89; p. 184-193.

WRAP (2010) The composition of municipal solid waste in Wales. Final report. Project code: EVA124 -000. Release date May 2010. Research period: May–December 2009. Published May 2010. Available at: http://www.wrapcymru.org.uk/about_wrap_cymru/compositional_report.html. Accessed Nov 2020

Zabaniotou A, Ioannidou O, Antonakou E, Lappas A (2008). Experimental study of pyrolysis for potential energy, hydrogen and carbon material production from lignocellulosic biomass. *International Journal of Hydrogen Energy.* In-Press: doi:10.1016/j.ijhydene.2008.02.080.

Zhang J, Wang T, Li Y, Zhao J, Liu Y, Sun L, Liu B, Mao H, Lin Y, Li W, Ju M, Zhu F (2018). Evaluation of the potential of pelletized biomass from different municipal solid wastes for use as solid fuel. *Waste Manage.* 74, 260–266. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2017.11.043>.

ANEXO I



Research article

Design of an industrial solid waste processing line to produce refuse-derived fuel

Luciano R. Infiesta^a, Cassius R.N. Ferreira^b, Alam G. Trovó^c, Valério L. Borges^b,
Solidônio R. Carvalho^{b,*}

^a Carbogás Energia, Avenida Guaraciaba, 659, 09370-840, Mauá, São Paulo, Brazil

^b Universidade Federal de Uberlândia, Faculdade de Engenharia Mecânica, Avenida João Naves de Ávila, 2121, 38408-100, Uberlândia, Minas Gerais, Brazil

^c Universidade Federal de Uberlândia, Instituto de Química, Avenida João Naves de Ávila, 2121, 38400-902, Uberlândia, MG, Brazil

ARTICLE INFO

Keywords:

Industrial prototype

Low heating value

Moisture

Renewable energy

Sustainability

Thermal properties

ABSTRACT

Municipal Solid Waste (MSW) from the city of Boa Esperança, Minas Gerais, Brazil, was used to produce refuse-derived fuel (RDF). The MSW contains residues from human society, including product packaging, bottles, batteries, organic waste, fines, textiles, health textiles, plastics, glass, and metals, among others. The following protocol was performed during the conversion of MSW to RDF: (i) the raw MSW was placed in a silo and sent to a primary crusher using a metal conveyor belt, which reduced the particle size to 80 mm; (ii) the biomass was transferred to a selective waste collection platform by a rubber conveyor belt, and the recyclable waste, metals, and glasses were separated manually; (iii) residual metals were removed by a magnetic separator; (iv) the waste was transferred to a secondary crusher which reduced the particle size to 60 mm; (v) the waste passed through an airborne separator to remove materials with high density, such as glass, stones, and organic materials, using a metallic conveyor belt; (vi) the particle size was reduced to 40 mm by a tertiary crusher; (vii) the aluminium was separated from the non-metallic materials (plastic, paper, rubber, etc.) using an eddy current separator; (viii) the particle size was reduced to 25 mm using a quaternary crusher; (ix) the MSW was introduced into a rotary dryer using a metal conveyor belt, where the moisture content was reduced to close to 15 wt%, which required thermal energy equivalent to 186 kWh; (x) the RDF was used in a thermochemical reactor and 4148 kWh of thermal energy was produced. In addition, the MSW and RDF were analysed, and the elemental composition and combustion characteristics were determined. Based on these results, the protocol evaluated was found to be effective in the conversion of MSW to RDF, which can be used as a source of renewable fuel.

1. Introduction

Population growth and economic development have significantly increased the rate of municipal solid waste (MSW) generation; it is expected to increase to 2.2 billion ton per year worldwide by 2025. Thus, efforts have been made to solve this environmental problem by reducing and recovering the energy stored in MSW in order to obtain biofuels (Barbosa et al., 2018; Moya et al., 2017).

Different types of biomasses (sugarcane, rice husk, municipal solid waste, wood pellets, wood logs, charcoal, etc.) have been evaluated as sources of renewable energy (Table 1-SM). Although lower values of ash content were obtained for wood pellets and logs, no significant difference was observed between MSW and charcoal, a commercial product. Regarding the calorific values, a similar profile was observed for the various bio-waste solid fuels, whereas charcoal shows a

moderately greater high heating value (HHV), with these materials being potential sources of refuse-derived fuel (RDF) (Table 1-SM).

However, the production of high-quality RDF requires a multi-stage waste treatment and separation process, since the heterogeneity and high moisture content of MSW make pre-treatment necessary to enhance its properties as fuel. Common unit operations applied in RDF production are crushing and shredding, classifying and separation of rejects, with the aim of reducing the particle size and separating out materials that can be recycled (ferrous and non-ferrous metals) (Edo et al., 2016; Sarc and Lorber, 2013).

Some studies have demonstrated effective ways to reuse waste as energy in the production of RDF (Aluri et al., 2018; Białowiec et al., 2017; Manyà et al., 2015). However, there are few studies evaluating the use of these technologies at pilot-scale (Násner et al., 2017; Rotheut and Quicker, 2017) and, based on a bibliographic survey, to date no

* Corresponding author.

E-mail address: solidonio@ufu.br (S.R. Carvalho).

<https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2019.02.017>

Received 17 August 2018; Received in revised form 10 January 2019; Accepted 3 February 2019

0301-4797/ © 2019 Elsevier Ltd. All rights reserved.

study has been carried out at industrial scale for a solid waste processing line (SWPL).

Násner et al. (2017) studied the development of RDF in an experimental gasification pilot plant (input of 7.5 tons per day of MSW and output of 2.6 tons per day of RDF) using air as a gasification agent; an economic assessment of the pilot plant implementation was performed and showed that the project was feasible. Rotheut and Quicker (2017) worked on the utilization of RDF from landfill waste processed in a mechanical waste treatment facility for energy production. Considering the additive consumption and combustion performance, co-incineration of landfill-derived RDF with fresh RDF or MSW seems to be appropriate.

Therefore, the current work presents the design of an industrial SWPL capable of converting approximately 55 ton day⁻¹ of MSW into 30 ton day⁻¹ of RDF. In addition, an economic assessment (energy consumption for RDF production × energy production from the RDF) was performed to show the viability of the SWLP, which will be used in a gasification power plant.

2. Materials and methods

2.1. Solid waste processing line plant design

The MSW was produced by the population of Boa Esperança (21° 05' 24" S, 45° 33' 57" W), Brazil, a city with 40,000 inhabitants (Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística, 2018), and was disposed of in a dump located 3.5 km south of the urban area, with an estimated daily production of 30 ton day⁻¹ of MSW.

This work consists of the design of an SWPL (Fig. 1) with class II waste processing for co-processing through thermochemical reactions in accordance with the Brazilian Resolution of the Conselho Nacional do Meio Ambiente no. 316/02 (Conselho Nacional do Meio Ambiente, 2002).

In order to meet environmental safety, treatment, and industrialization requirements, the MSW is processed in a covered and closed shed with a waterproof floor, negative pressure system, and odour control. The waste processing line operates daily for 24 h and processes 55 ton day⁻¹ of MSW *in natura*: 30 ton day⁻¹ from the city and 25 ton day⁻¹ from the dump.

Trucks authorized to enter the SWPL initially move to the weighing site to control the amount of MSW. After weighing, the trucks go to the silo to be unloaded by tipping. The silo was built on the ground and has a power rating of 40 kW, a load capacity of 60 tons, and external dimensions of 18 (length) × 3.5 (width) × 5.45 m (height).

The silo also has a conveyor belt that performs repetitive back and forth movements. The waste takes about 4 h to travel the 18-m length of the silo and move to the next stage of the SWPL. The conveyor belt is drilled for drainage, and the water from the MSW (pre-slurry) is collected. A water pump with a flow rate of 511 kg h⁻¹ transfers the pre-slurry to an effluent treatment plant. Treated water is pumped back (flow rate of 1 m³ h⁻¹) to the collector below the conveyor belt to decrease the odour and viscosity of the pre-slurry.

The primary crusher was designed to receive any type of MSW from the silo without any pre-selection or choice. It has a power rating of 150 kW, and the MSW granulometry at the outlet of the crusher is 80 mm. Its working capacity is 6 ton h⁻¹ and it has the following external dimensions: 6 (length) × 1.6 (width) × 0.685 m (height).

During crushing, slurry dripping and water evaporation occur due to the friction of the crusher shaft knives with the residue at the rate of 511 kg h⁻¹. To reduce odours and decrease the viscosity of the collected pre-slurry, water from the effluent treatment plant is injected into the containment tray at a flow rate of 1 m³ h⁻¹.

All crushed residue falls onto a metal conveyor belt below the crusher. It should be noted that the process is automatic and exempt from human intervention. The SWPL also has alarms that warn in case of failures and stop the equipment in case of emergency.

According to Brazilian Law 12,305/10, the implementation of selective waste collection is a municipal obligation and must be included in any integrated solid waste management plan. Therefore, a waste collection platform was designed (Fig. 1-SM). It allows manual separation and collection of recyclable waste such as ferrous and non-ferrous metals, glass, plastics, and others.

A rubber conveyor belt with support plates, a transfer capacity of up to 8 ton h⁻¹, speed of 0.1 m s⁻¹, and inclination of 45° was installed under a metal platform with dimensions of 12 (length) × 1.2 (width) × 0.4 m (height). The support plates fixed to the conveyor belt guarantee transport of the waste without rolling. Eight operators (collectors) are responsible for selecting the desired waste, which is sent to the recyclable containers via four ducts.

A magnetic separator was located at the end of the rubber conveyor belt for the purpose of removing ferrous metals that were not removed by selective collection workers. It was designed to operate in a suspended manner and was positioned transverse to the conveyor belt. The equipment has a power rating of 1.5 kW and a separation capacity of 0.3 ton h⁻¹. Its external dimensions are 1.067 (length) × 0.990 (width) × 0.381 m (height).

The secondary crusher is designed to reduce the particle size of the

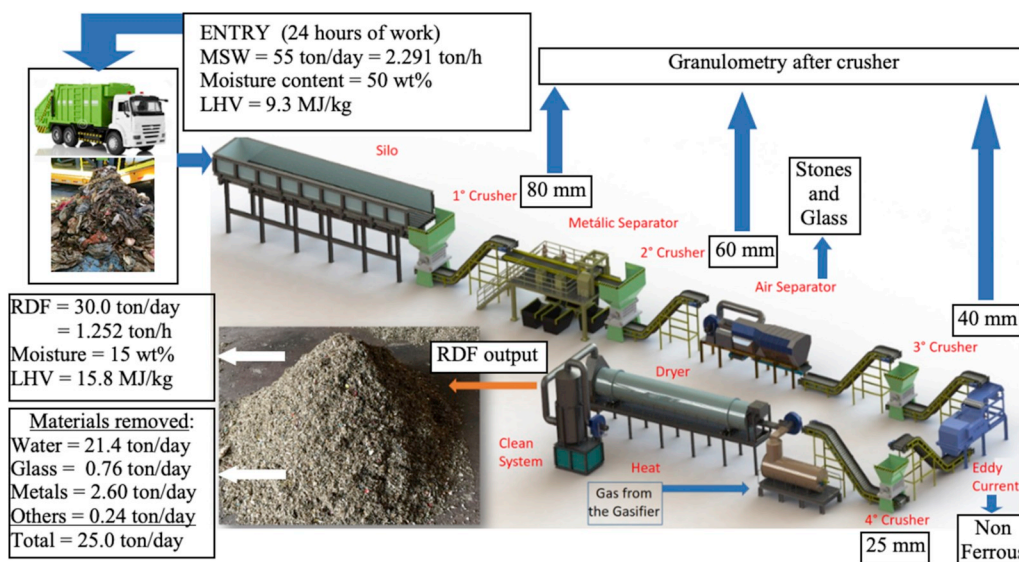


Fig. 1. Scheme of the SWPL.

MSW to 60 mm by rotating two axes with interleaved knives. It has a low rotation rate and high torque, a power rating of 150 kW, a working capacity of 6 ton h⁻¹, and external dimensions of 5.7 (length) × 1.6 (width) × 0.685 m (height).

The MSW with a particle size of 60 mm is moved by a metal conveyor belt into an air separator (Fig. 2-SM) to remove high-density materials, such as glass, stones, piles, and other non-organic materials, and the continuous flow of air from a centrifugal fan maintains the velocity of the air above that required for the pneumatic transport of low-density waste, such as plastics, paper, organic materials, and so on. Moisture removal also occurs in this equipment at a rate of 127 kg h⁻¹ due to the passage of the air stream through the crushed waste. The air separator has a power rating of 24 kW and its production capacity is 6 ton h⁻¹. The extraction capacity is up to 500 kg h⁻¹ of high-density wastes, which are sent to the extraction container.

After the air separator, a metal conveyor belt carries the MSW to the tertiary crusher, which reduces the size of the waste to 40 mm. The equipment has two axes with rotating intercalated knives, a power rating of 1 × 22 kW plus 1 × 18.4 kW, a working capacity of 6 ton h⁻¹, and the following external dimensions: 3.0 (length) × 1.4 (width) × 2.3 m (height).

After the tertiary crusher, the MSW with a particle size of 40 mm is prepared to pass through the non-ferrous metals separator, called an eddy current separator (Fig. 3-SM). In its first stage, there is a vibrating track with a magnetic roller that captures the metallic remnants that were not captured in the previous processes. In the second stage, there is an electromagnet that generates a magnetic field that repulses non-ferrous metals, such as copper and aluminium. The eddy current equipment has a power rating of 6.6 kW and its production capacity is 6 ton h⁻¹.

The MSW is then transferred by a metal conveyor belt and is inserted by gravity feed into the quaternary crusher. At this stage, residues with a particle size of 40 mm and a mass flow rate of 6 ton h⁻¹ are ground and standardized to a mean particle size of 25 mm.

Fig. 4-SM shows the horizontal tubular rotary dryer. The furnace performs combustion of the synthesis gas from the thermochemical waste reactor to generate heat for the rotary dryer.

A metal conveyor belt with 150-mm-tall logs carries the waste to the horizontal tubular rotary dryer, which dries the wet MSW as well as homogenizing it. This equipment has the following technical characteristics:

- Power rating of gear motors: 4 × 3.7 kW,
- Working capacity: 6 ton h⁻¹,
- External dimensions: 16 (length) × 2.2 (width) × 5.1 m (height),
- Dryer internal diameter: 1.900 m,
- Input moisture content: 30 wt%,
- Output moisture content: 15 wt%,
- Input air temperature: 400 °C,
- Output air temperature: 80 °C,
- Gas flow through the dryer: 1551.28 Nm³ h⁻¹,
- Weight: 4600 kg.

The scrubber washer is used to remove particulates, moisture, and odours from the hot air exiting the dryer.

In the dryer, MSW with a moisture content of 30 wt% passes through a horizontal tube, which is permeated by hot air at 400 °C generated from the combustion of the synthesis gas in the furnace. This process reduces the moisture content of the waste to 15 wt%; that is, it draws water out at a rate of about 400.7 kg of water per hour. The dryer also has the function of mixing and homogenizing the RDF in order to produce a uniform fuel. The RDF with a moisture content of 15 wt% is discharged onto a metal conveyor belt below the rotary dryer to be transported to the stock warehouse, which has the capacity to store 1000 tons of RDF for future use. In the absence of bulk RDF, the stock of fuel stored in the shed can be used for energy production.

The specifications of the drying and compacting processes are as follows:

- Mass flow of RDF through the dryer: 1252 kg h⁻¹,
- RDF granulometry: 25 mm,
- RDF moisture content: 15 wt%,
- RDF density: 250 kg m⁻³.
- The RDF is carried by a metal conveyor to the receiving hopper of the thermochemical reactor, which converts the RDF into 3235 kg h⁻¹ of synthesis gas (syngas) via a gasification process. The thermochemical reactor will be the subject of future work.

Fig. 4-SM also presents the mass and energy balance in the rotary dryer. Neglecting the combustion process and considering only the intake of hot air (400 °C) and RDF with a moisture content of 30 wt% in the dryer, the first system (Eqs. (1)–(3)) to be solved refers to the mass balance of dry RDF:

$$\dot{m}_{RDF_{in}} = \dot{m}_{RDF_{out}} \quad (1)$$

$$\dot{m}_{RDF_{in}} = \dot{m}_{RDF_{30\%}}(1 - 0.3) \quad (2)$$

$$\dot{m}_{RDF_{out}} = \dot{m}_{RDF_{15\%}}(1 - 0.15) \quad (3)$$

where $\dot{m}_{RDF_{in}}$ and $\dot{m}_{RDF_{out}}$ represent the mass of dry RDF at the inlet and outlet of the dryer; $\dot{m}_{RDF_{30\%}}$ represents the mass of RDF with 30 wt% moisture; $\dot{m}_{RDF_{15\%}}$ is presented in Fig. 1 and represents the mass of RDF with 15 wt% moisture (ton h⁻¹).

The second system (Eqs. (4)–(6)) to be solved refers to the mass balance of dry air:

$$\dot{m}_{dry_Air_{in}} = \dot{m}_{dry_Air_{out}} \quad (4)$$

$$\dot{m}_{Air_{in}} = \dot{m}_{dry_Air_{in}} + \dot{m}_{water_Air_{in}} \quad (5)$$

$$w_{Air_{in}} = \frac{\dot{m}_{water_Air_{in}}}{\dot{m}_{dry_Air_{in}}} = \frac{0.622P_v}{P - P_v} \quad (6)$$

where $\dot{m}_{dry_Air_{in}}$ and $\dot{m}_{dry_Air_{out}}$ represent the mass of dry air at the inlet and outlet of the dryer; $\dot{m}_{Air_{in}}$ represents the total mass of air (1551.28 Nm³ h⁻¹) which enters the rotary dryer; $\dot{m}_{water_Air_{in}}$ represents the mass of water vapour considering that atmospheric air has 60% humidity; $w_{Air_{in}}$ represents the specific humidity (tons of water vapour per ton of dry air); P is the total pressure, and P_v is the pressure of water vapour (Çengel and Boles, 2012).

The third system (Eqs. (7)–(9)) to be solved refers to the mass balance of water:

$$\dot{m}_{water_RDF_{in}} + \dot{m}_{water_Air_{in}} = \dot{m}_{water_RDF_{out}} + \dot{m}_{water_Air_{out}} \quad (7)$$

$$\dot{m}_{water_RDF_{in}} = \dot{m}_{RDF_{30\%}} * 0.3 \quad (8)$$

$$\dot{m}_{water_RDF_{out}} = \dot{m}_{RDF_{15\%}} * 0.15 \quad (9)$$

where $\dot{m}_{water_Air_{in}}$ was previously calculated from the system composed of Eqs. (4)–(6); $\dot{m}_{water_RDF_{in}}$ and $\dot{m}_{water_RDF_{out}}$ represent the amount of water in the RDF before and after the dryer. Thus, $\dot{m}_{water_Air_{out}}$ can be calculated and represents the mass of water vapour removed from the RDF.

From the mass balance (Eqs. (1)–(9)) and using the first law of thermodynamics in the rotary dryer (Eq. (10)), it is possible to determine the amount of energy required to carry out the drying process of the RDF:

$$\begin{aligned} \dot{Q} + [\dot{m}_{RDF_{in}} C_p T]_0^{25^\circ\text{C}} + [\dot{m}_{water_RDF_{in}} h_{water}]_0^{25^\circ\text{C}} + [\dot{m}_{dry_Air_{in}} h_{Air}]_0^{400^\circ\text{C}} \\ + [\dot{m}_{water_Air_{in}} h_{water_vapor}]_0^{400^\circ\text{C}} = [\dot{m}_{RDF_{out}} C_p T]_0^{80^\circ\text{C}} \\ + [\dot{m}_{water_RDF_{out}} h_{water}]_0^{80^\circ\text{C}} \\ + [\dot{m}_{dry_Air_{out}} h_{Air}]_0^{80^\circ\text{C}} \\ + [\dot{m}_{water_Air_{out}} h_{water_vapor}]_0^{80^\circ\text{C}} \end{aligned} \quad (10)$$

Table 1

Mass balance in the waste processing line and calculation/estimation of the average LHV of MSW and RDF.

Composition	Samples				
	MSW (50 wt% moisture)			RDF (15 wt% moisture)	
	Weight (%)	Mass flow (kg h ⁻¹)	LHV (MJ kg ⁻¹)	Mass flow (kg h ⁻¹)	LHV (MJ kg ⁻¹)
Organic waste	35.2	806.7	3.3	474.5	5.6
Fines	3.0	68.8	0.3	40.4	0.5
Paper	6.4	147.8	0.5	86.9	0.8
Packaging	6.0	137.5	0.5	80.9	0.8
Synthetics	8.8	200.5	0.9	118.0	1.6
Textiles	10.0	229.2	1.0	134.8	1.6
Health textiles	12.2	281.9	1.1	165.8	1.9
Plastics	8.8	201.7	1.5	118.6	2.5
Glass	1.4	32.1	0.0	0.0	0.0
Metals	5.2	119.2	0.0	0.0	0.0
Not classified	2.9	66.4	0.2	32.4	0.5
Total	100	2291.8	9.3	1252.3	15.8

where $\dot{Q}$ represents the unknown thermal energy (kW) required by the rotary dryer; C_p represents the specific heat of the RDF ($C_p = 0.9637 \text{ kJ/kgK}$); h_{water} represents the enthalpy of water contained in the RDF at the inlet and outlet of the dryer; h_{air} represents the enthalpy of air at the inlet and outlet of the dryer; $h_{\text{water-vapor}}$ represents the enthalpy of water vapour in the air at the inlet and outlet of the dryer; and the air, RDF, and water masses can be calculated by Eqs. (1)–(9).

2.2. Chemical analyses

Potassium and sodium determinations were performed according to EPA Method 3050B (U.S. EPA, 1996), while fluoride and chlorine determinations followed EPA Method 5050 (U.S. EPA, 1994).

Sulfur determinations were done according to ASTM 4239–18 (ASTM, 2018), the elemental analysis (CHN) according to ASTM 5373–14 (ASTM, 2014), and the oxygen content by difference: $[100 - (C + H + N + S)]$. The low heating value (LHV) and HHV were determined according to ASTM 5865–13 (ASTM, 2013).

Moisture content was determined according to NBR 8389/84 (ABNT, 1984), while the ash content was determined according to an adapted methodology of NBR 9092/2014.

All analyses were performed by the Associação Brasileira de Cimento Portland, a Brazilian laboratory accredited according to the International Organization of Standardization/International Electrotechnical Commission (ISO/IEC) 17025 standard.

3. Results and discussion

Some valuable waste components, such as recyclable plastic, paper, electronics, glass, and metal, are often selected and taken by informal collectors from Boa Esperança; hence only the remaining waste components can be converted into synthesis gas and energy. The combined properties of these remaining waste components were calculated to predict the LHV of the MSW (with 50 wt% moisture) and RDF (with 15 wt% moisture) as shown in Table 1.

The MSW and RDF components were dominated by organic waste followed by textiles, plastics, papers, and others (Table 1). A significant mass loss occurred during the production of RDF 15 wt% (Table 1), which is justified by mechanical and manual treatments applied during the generation of the RDF (Fig. 1). In addition, by decreasing the moisture content by 70% (from 50 to 15 wt%), it was possible to increase the energy content in proportion to the quantity of fuel generated, from 9.3 to 15.8 MJ kg⁻¹ (Table 1). A similar behaviour was observed upon the application of different mechanical treatments to MSW (Edo et al., 2016).

The electrical energy consumption required to convert MSW to RDF was also determined in accordance with the specifications of the equipment shown in Fig. 1. Therefore, the SWPL would consume around 334 kWh if operated at full capacity. However, the system was designed to operate at only 60% of the maximum electrical capacity. Therefore, 200 kWh is consumed by the SPWL, while the power plant was designed to generate 1500 kWh of electrical energy. It should be noted that the power plant consists of a steam power unit that uses the syngas as fuel. The steam power plant as well as the thermochemical reactor will be themes for future work.

In the design of the rotary dryer (Fig. 4-SM) a thermal efficiency of 75% was adopted. Thus, the drying process will consume 186 kWh of thermal energy while the thermochemical reactor produces about 4148 kWh (Eq. (11)), which demonstrates the feasibility of the SWPL.

$$\dot{Q}_{\text{reactor}} = LHV_{\text{syngas}} \cdot \dot{m}_{\text{syngas}} \cdot 0.8 \quad (11)$$

where $\dot{Q}_{\text{reactor}}$ represents the thermal energy produced by the combustion of the syngas considering a thermal efficiency of 80%, LHV_{syngas} represents the low heating value of the synthesis gas (4880 kJ kg⁻¹ K⁻¹), and $\dot{m}_{\text{syngas}}$ is the mass flow of syngas produced by the thermochemical reactor (3235 kg h⁻¹).

In addition, the RDF obtained presents a moisture content of only 15 wt%, which is better than the ideal (< 50 wt%) and permits its direct use in a gasification power plant without any addition of fuel (Pasek et al., 2013). Added to that, this RDF can be stored for three or four months because the low moisture content inhibits enzymatic reactions and the growth of microorganisms such as bacteria, fungi, and yeasts (Miller and Clesceri, 2002).

Characterization of the RDF was also performed to verify the properties of the biofuel obtained from isolated or combined municipal and landfill waste (Table 2). As the sodium, potassium, and chlorine contents were low (0.21–1.5 wt%, Table 2), a low contribution to corrosion and saponification could be expected when these materials were used as fuels (Sedenho et al., 2013). Besides, the sulfur content is less than 0.11% (Table 2), which is lower than the average sulfur content in coal (0.23–0.93%) (Liu et al., 2018). The nitrogen content (0.81–1%) showed a similar behaviour (Table 2). In addition, the average content of chlorine contained in the waste fuel was 0.87% (Table 2), a value within the range of biomass fuels (Edo et al., 2016). The sulfur and chlorine contents are harmless concentrations because they are below 0.3 and 1.0%, respectively (Puddy, 1992). Added to this, as the nitrogen and sulfur contents were low in all the fuels, low SO_x and NO_x emissions are expected when using these materials as fuel (Edo et al., 2016).

Table 2

Characterization of the RDF produced from isolated or combined municipal and landfill waste.

Parameter (Unit)	Mass composition		
	100% municipal waste	100% landfill waste	50% municipal and 50% landfill waste
Potassium (wt%)	0.27	0.42	0.32
Sodium (wt%)	0.21	0.33	0.26
Fluoride (wt%)	$< 5 \times 10^{-5}$	7×10^{-3}	8×10^{-3}
Sulfur (wt%)	0.10	0.11	0.11
LHV _{drybasis} (MJ kg ⁻¹)	13.2	14.8	15.8
HHV _{drybasis} (MJ kg ⁻¹)	14.8	16.3	17.2
Nitrogen (wt%)	0.81	0.81	1
Hydrogen (wt%)	8	7	7
Carbon (wt%)	58	47	57
Oxygen (wt%)	34	45	35
Chlorine (wt%)	0.49	1.5	0.62
Ash (wt%)	15	27	26
Moisture (wt%)	25	9.9	15

Similar results were obtained during a feasibility study of the recovery of energy from MSW to generate electricity (Pasek et al., 2013; Edo et al., 2016).

In parallel, the heating values were calculated (Table 2). In order to facilitate the comparison between different biofuels, the relationships between the carbon, hydrogen, and oxygen atoms must be used (Huang et al., 2009). Therefore, comparing the results presented in Table 1-SM for wood with the results in Table 2, there is great similarity in the H/C and O/C ratios, indicating that the heating values of the wood and the MSW evaluated are quite similar.

The average HHV ($16.1 \pm 1.2 \text{ MJ kg}^{-1}$) and LHV ($14.6 \pm 1.3 \text{ MJ kg}^{-1}$) obtained in the present work are also in accordance with values presented in the scientific literature, as are the average ash ($23 \pm 7 \text{ wt\%}$) and moisture ($17 \pm 8 \text{ wt\%}$) contents (Table 2). As an example, Wang et al. (2018) used four different solid wastes (dog manure, horse manure, apple pomace waste, and tea waste) and an industrial by-product (NovoGro) to produce solid fuel pellets. According to the authors, the material obtained exhibited excellent mechanical and thermal properties, including an HHV of $16.9 \pm 0.9 \text{ MJ kg}^{-1}$, an LHV of $12.8 \pm 1.1 \text{ MJ kg}^{-1}$, an ash content of $19 \pm 0.8 \text{ wt\%}$, and a moisture content of $12.3 \pm 2.3 \text{ wt\%}$. In addition, results similar to those presented in Table 2 were obtained in a study performed in Itajubá ($22^\circ 25' 32'' \text{ S}$, $45^\circ 27' 10'' \text{ W}$), a Brazilian city with about 90,000 inhabitants located 250 km from Boa Esperança.

Regarding the ash content in the immediate analyses, the high values presented in Table 2 are attributed to the presence of sand or soil, mainly in the waste from the landfill. High ash contents in wastes from rubber (23 wt%), synthetics (15 wt%), paper (13 wt%), organics (8 wt%), plastics (5 wt%), and urban pruning (7 wt%) have also been reported in the literature (Pasek et al., 2013).

4. Conclusions

This work demonstrates the design and construction of an industrial prototype SWPL with the capacity to process 55 ton day^{-1} of MSW with a moisture content of up to 50 wt%. In addition, it was possible to produce about 30 ton day^{-1} of RDF with an average moisture content of $17 \pm 8 \text{ wt\%}$ and average LHV of $14.6 \pm 1.3 \text{ MJ kg}^{-1}$. Based on these results, the RDF produced can be used as biofuel in a gasification power plant without using additional solid or fossil fuel.

The consumption of electrical energy to convert MSW into RDF was determined (200 kWh) and is about 14% of the total electrical energy produced by the thermal power plant (1500 kWh). The thermal energy consumed in the rotary dryer (186 kWh) is about 4.5% of the thermal energy produced by the thermochemical reactor (4148 kWh). Such characteristics demonstrate the feasibility of the SWPL proposed in this work.

Finally, an industrial SWPL and gasification power plant with the capacity to process up to 55 ton day^{-1} of MSW are under construction in the city of Boa Esperança, with an estimated production of 1.5 MWh of electricity.

Conflicts of interest

There are no conflicts to declare.

Acknowledgements

The authors thank the Brazilian companies Furnas Centrais Elétricas S.A. and Carbogás Energia Ltda. and also the government agencies Agência Nacional de Energia Elétrica, Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior, Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico, and Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de Minas Gerais for their financial support.

Appendix A. Supplementary data

Supplementary data to this article can be found online at <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2019.02.017>.

References

- ABNT, 1984. Coque – Determinação da umidade total – Método de ensaio. <https://www.abntcatalogo.com.br/norma.aspx?ID=10068>, Accessed date: 10 December 2018.
- ASTM, 2013. Standard Test Method for Gross Calorific Value of Coal and Coke. https://compass.astm.org/EDIT/html_annot.cgi?D5865+13, Accessed date: 10 December 2018.
- ASTM, 2014. Standard Test Methods for Determination of Carbon, Hydrogen and Nitrogen in Analysis Samples of Coal and Carbon in Analysis Samples of Coal and Coke. <https://compass.astm.org/Standards/HISTORICAL/D5373-14.htm>, Accessed date: 10 December 2018.
- ASTM, 2018. Standard Test Method for Sulfur in the Analysis Sample of Coal and Coke Using High-Temperature Tube Furnace Combustion. https://compass.astm.org/EDIT/html_annot.cgi?D4239+18e1, Accessed date: 10 December 2018.
- Aluri, S., Syed, A., Flick, D.W., Muzzy, J.D., Sievers, C., Agrawal, P.K., 2018. Pyrolysis and gasification studies of model refuse derived fuel (RDF) using thermogravimetric analysis. *Fuel Process. Technol.* 179, 154–166. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2018.06.010>.
- Barbosa, F.V., Teixeira, J.C.F., Vilarinho, M.C.L.G., Araujo, J.M.M.G., 2018. Gasification of RDF from MSW – an overview. In: *Proc. 4th Int. Conf. Wastes – Solutions, Treatments and Opportunities*, pp. 331–338 2018, Porto, Portugal.
- Białowiec, A., Pulka, J., Stepien, P., Manczarski, P., Golaszewski, J., 2017. The RDF/SRF torrefaction. An effect of temperature on characterization of the product – carbonized refuse derived fuel. *Waste Manag.* 70, 91–100. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2017.09.020>.
- Conselho Nacional do Meio Ambiente, 2002. Resolução CONAMA nº 316, de 29 de outubro de 2002. <http://www.mma.gov.br/port/conama/legiabre.cfm?codlegi=338>, Accessed date: 17 July 2018.
- Cengel, Y.A., Boles, M.A., 2012. *Thermodynamics*, seventh ed. McGraw-Hill.
- Edo, M., Budarin, V., Aracil, I., Persson, P.E., Jansson, S., 2016. The combined effect of plastics and food waste accelerates the thermal decomposition of refuse-derived fuels and fuel blends. *Fuel* 180, 424–432. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2016.04.062>.
- Huang, C., Han, L., Yang, Z., Liu, X., 2009. Ultimate analysis and heating value prediction of straw by near infrared spectroscopy. *Waste Manag.* 29, 1793–1797. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2008.11.027>.
- Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística, 2018. Brazilian Institute of Geography and Statistics. <https://cidades.ibge.gov.br/brasil/mg/boa-esperanca/panorama>, Accessed date: 13 July 2018.
- Liu, Y., Fan, W., Wu, X., Zhang, X., 2018. Chlorine-induced high-temperature corrosion of boiler steels combustions Sha Erhu coal compared to biomass. *Energy Fuels* 32, 4237–4247. <https://doi.org/10.1021/acs.energyfuels.7b03143>.
- Manyà, J.J., García-Ceballos, F., Azuara, M., Latorre, N., Royo, C., 2015. Pyrolysis and char reactivity of a poor-quality refuse-derived fuel (RDF) from municipal solid waste. *Fuel Process. Technol.* 140, 276–284. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2015.09.014>.
- Miller, P., Clesceri, N.L., 2002. *Waste Sites as Biological Reactors: Characterization and Modelling*, first ed. Lewis Publishers, Boca Raton.
- Moya, D., Aldás, C., López, G., Kaparaju, P., 2017. Municipal solid waste as a valuable renewable energy resource: a worldwide opportunity of energy recovery by using waste-to-energy technologies. In: *Proc. 9th Int. Conf. Sustainability in Energy and Buildings, SEB-17*, July 2017, Chania, Crete, Greece, pp. 5–7.
- Násner, A.M.L., Lora, E.E.S., Palacio, J.C.E., Rocha, M.H., Restrepo, J.C., Venturini, O.J., Ratner, A., 2017. Refuse Derived Fuel (RDF) production and gasification in a pilot plant integrated with an Otto cycle ICE through Aspen plus™ modelling: thermodynamic and economic viability. *Waste Manag.* 69, 187–201. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2017.08.006>.
- Pasek, A.D., Gultom, K.W., Suwono, A., 2013. Feasibility of recovering energy from municipal solid waste to generate electricity. *J. Eng. Technol. Sci.* 45, 241–256. <https://doi.org/10.5614/j.eng.technol.sci.2013.45.3.3>.
- Puddy, J.W., 1992. *Steam: its Generation and Use*, fortieth ed. The Babcock & Wilcox Co., New York.
- Rothert, M., Quicker, P., 2017. Energetic utilisation of refuse derived fuels from landfill mining. *Waste Manag.* 62, 101–117. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2017.02.002>.
- Sarc, R., Lorber, K.E., 2013. Production, quality and quality assurance of refuse derived fuels (RDFs). *Waste Manag.* 33, 1825–1834. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2013.05.004>.
- Sedenho, G.C., Paim, L.L., Stradiotto, N.R., 2013. Simple and direct potentiometric determination of potassium ions in biodiesel microemulsions at a glassy carbon electrode modified with nickel(II) hexacyanoferrate nanoparticles. *Anal. Methods* 5, 4145–4151. <https://doi.org/10.1039/C3AY40774H>.
- U.S. EPA, 1994. Method 5050: Bomb Preparation Method for Solid Waste. <https://www.epa.gov/hw-sw846/sw-846-test-method-5050-bomb-preparation-method-solid-waste>, Accessed date: 10 December 2018.
- U.S. EPA, 1996. Method 3050B: Acid Digestion of Sediments, Sludges, and Soils. <https://www.epa.gov/homeland-security-research/epa-method-3050b-acid-digestion-sediments-sludges-and-soils>, Accessed date: 10 December 2018.
- Wang, T., Li, Y., Zhang, J., Zhao, J., Liu, Y., Sun, L., Liu, B., Mao, H., Lin, Y., Li, W., Ju, M., Zhu, F., 2018. Evaluation of the potential of pelletized biomass from different municipal solid wastes for use as solid fuel. *Waste Manag.* 74, 260–266. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2017.11.043>.

ANEXO II



Gasification of municipal refuse-derived fuel as an alternative to waste disposal: Process efficiency and thermochemical analysis

Cassius R.N. Ferreira^a, Luciano R. Infesta^b, Vitor A.L. Monteiro^a,
Maria Clara V.M. Starling^c, Washington M. da Silva Júnior^a, Valério L. Borges^a,
Solidônio R. Carvalho^a, Alam G. Trovó^{d,*}

^a Universidade Federal de Uberlândia, Faculdade de Engenharia Mecânica, Avenida João Naves de Ávila, 2121, 38408-100, Uberlândia, MG, Brazil

^b Carbogás Energia, Avenida Guaraciaba, 659, 09370-840, Mauá, SP, Brazil

^c Universidade Federal de Minas Gerais, Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, 31270-010, Belo Horizonte, MG, Brazil

^d Universidade Federal de Uberlândia, Instituto de Química, Avenida João Naves de Ávila, 2121, 38400-902, Uberlândia, MG, Brazil

ARTICLE INFO

Article history:

Received 28 January 2021

Received in revised form 21 March 2021

Accepted 22 March 2021

Keywords:

Lower heating value

Syngas

Electrical energy

Emission

Thermal energy

Waste-to-energy

ABSTRACT

This is the first study to investigate the use of municipal refuse-derived fuel for gasification in pilot plant scale aiming at urban waste treatment and energy generation. Energy and mass balances were applied to the thermochemical reactor based on the experimental data obtained during pilot scale operation to calculate thermal efficiency associated to the process. Volumetric composition, lower heating value, and density of the resulting syngas were determined using calorimetric tests and chromatographic analyses. The pilot plant gasification system processed 7.1 tonnes day⁻¹ of municipal refuse-derived fuel producing 16.9 tonnes day⁻¹ of syngas with a lower heating value of 4.6 MJ kg⁻¹, along with 26 wt.% ash. No tar was generated during the process. According to results of this study, the pilot plant is able to generate sufficient electricity for nearly 800 small houses if connected to a steam power cycle. Pollutants emitted from syngas combustion (performed by accredited agencies) were analyzed and levels were below legal standards established in Brazil and in the United States, thus demonstrating the feasibility of this technology for conversion of municipal solid waste into a renewable energy source.

© 2021 Institution of Chemical Engineers. Published by Elsevier B.V. All rights reserved.

1. Introduction

The amount of municipal solid waste (MSW) generated annually worldwide (~440 kg person⁻¹) constitutes an environmental and human risk, since it is a potential source of hazardous pollutants (Bhoi et al., 2018). In developing countries, MSW is usually directed to sanitary landfills, thus reducing their lifespan, or disposed in open dumping grounds which increases environmental and health risks. Therefore, it is important to develop new technologies for appropriate treatment of MSW to reduce volume and avoid negative impacts upon ecosystems and society.

The most common treatments applied to MSW management are recycling, biological processes (mainly composting and digestion), burial, and methods for the recovery of stored energy, such as incineration, pyrolysis, and gasification (Sipra et al., 2018). On the

basis of sustainable development, waste management must comply with the following hierarchy: waste prevention > reuse > recycling > recovery > burial (Cucchiella et al., 2014). However, in case it is impossible to put in practice any of the first three stages, energy recovery via incineration, pyrolysis or gasification is considered as the best practice (Astrup et al., 2015).

Incineration is a thermochemical process that consists on the direct combustion of MSW in the presence of oxygen at temperatures above 850 °C. Incineration reduces waste volume and mass of MSW by 90 % and 75 % respectively, eliminates pathogens and generates heat, which can be transformed into electrical energy (Lino and Ismail, 2018). Incineration is the most widely used method in developed countries and has gained popularity since the 1960s, as it is a cheap and fast process for waste-to-energy (WTE) (Behrend and Krishnamoorthy, 2017). Although direct combustion of MSW is more efficient and produces more energy when compared to gasification process, gas cleaning costs associated to direct combustion are much higher (Kumar and Samadder, 2017). Among existing energy recovery processes, incineration is usually associated to the emission of hazardous pollutants, such as SO_x, NO_x, dioxins, and furans in concentrations which trespass maximum permissible values (Abad et al., 2003; Kumar and Samadder, 2017; Myrin et al.,

Abbreviations: CFB, circulating fluidized bed; MRDF, municipal refuse-derived fuel; MSW, municipal solid waste; RDF, refuse-derived fuel; SWPL, solid waste processing line.

* Corresponding author.

E-mail address: alamtrovo@ufu.br (A.G. Trovó).

Nomenclature

η_{Reactor}	Reactor thermal efficiency, %
CCE	Carbon Conversion Efficiency, %
CGE	Cold Gas Efficiency, %
ER	Equivalence Ratio, %
LHV_{biomass}	Lower heating value of the biomass, MJ kg ⁻¹
LHV_{MRDF}	Lower heating value of the MRDF, MJ kg ⁻¹
LHV_{syngas}	Lower heating value of the syngas, MJ Nm ⁻³
LHV_{Syngas}	Average lower heating value of the syngas, MJ Nm ⁻³
$\dot{m}_{\text{ash}}$	Ash mass flow rate, kg h ⁻¹
$\dot{m}_{\text{GAir}}$	Mass flow rate of air supplied to the gasification process, kg h ⁻¹
$\dot{m}_{\text{limestone}}$	Limestone mass flow rate, kg h ⁻¹
$\dot{m}_{\text{MRDF}}$	Mass flow of MRDF fed to the reactor, kg h ⁻¹
$\dot{m}_{\text{O}_2\text{C}}$	Mass flow of carbon, kg h ⁻¹
$\dot{m}_{\text{O}_2\text{H}_2}$	Mass flow of hydrogen, kg h ⁻¹
$\dot{m}_{\text{syngas}}$	Syngas mass flow rate, kg h ⁻¹
$\dot{m}_{\text{Tair}}$	Mass flow of air, kg h ⁻¹
$\dot{m}_{\text{T}_{\text{O}_2}}$	Mass flow of oxygen, kg h ⁻¹
$\dot{m}_{\text{unconverted waste}}$	Unconverted waste mass flow rate, kg h ⁻¹
$\dot{W}_{\text{Reactor}}$	Reactor thermal power, GJ h ⁻¹
$x_{j,c}$	Weight percentage of carbonaceous component of the syngas, wt%
y_{MRDF}	Weight percentage of carbon present in the biomass, wt%

2014). Besides, incineration plants are only financially viable when there is a high production of MSW (≈ 1000 tonnes day⁻¹). Europe is known as the largest and most enhanced market for WTE facilities. WTE plants in Europe converted about 69 million metric tonnes of MSW (or about 20 % of the EU waste stream) into 30 TW h of electricity and 55 TW h of heat (Rogoff, 2019).

Regarding other waste treatment alternatives, cost benefits and efficiency pertaining to pyrolysis are highly variable (Moya et al., 2017), and it is more feasible for the treatment of homogeneous waste which shows low variations in composition. Thus, pyrolysis is not applicable to MSW (Panepinto et al., 2015). In contrast, the gasification process has the advantage of producing synthesis gas (syngas) by heating under controlled conditions, with partial oxidation of the raw material (Rios et al., 2018). As a consequence, it results in lower emission of pollutants when compared to other energy recovery processes.

Gasification emerges as an attractive alternative for small cities, where the daily production of MSW is around 20–100 tonnes day⁻¹. It becomes especially applicable in Brazil considering that 97 % of Brazilian cities have less than 200 thousand inhabitants, and that the distance between cities may exceed 50 km. In addition, some state laws in Brazil prohibit incineration of MSW for WTE due to the emission of hazardous pollutants during incineration (Couto et al., 2016). However, lack of financial investment and governmental support for commercialization of the electric power produced during gasification limits advances on the application of this process at the industrial scale (Motta et al., 2018; Sikarwar et al., 2017).

The gasification process has several advantages for the treatment of waste, including the possibility of processing different types of materials. On the other hand, it requires high levels of energy, which limits its economic viability and may lead to low or negative net energy production (Watson et al., 2018). This drawback is overcome by using fluidized bed reactors which promote greater mixing between reagents, keep a uniform temperature, and enable the use of different types of biomass, including MSW

or refuse-derived fuel (RDF) from MSW, also known as municipal refuse-derived fuel (MRDF) (Materazzi et al., 2016). Although plasma gasification is currently applied by some industries for processing MSW in real scale, recovery technologies developed in the private sector are hardly shared (Moya et al., 2017). Mutsu Waste Gasification (located in Mutsu, Japan) processes 140 t of MSW day⁻¹ and has generated 7 MWe since 2003. Maharashtra Enviro Power Limited, the largest plasma gasification industry for the sterilization of harmful residues, began operating in the city of Pune, India, in 2008.

Although gasification has been previously investigated for waste treatment, most published studies involve process modeling or simulation (AlNouss et al., 2020; Chatrattanaewet et al., 2019), apply substrates such as coal or agricultural wastes (Hai et al., 2019; Khan et al., 2019; Peng et al., 2017), and perform experiments at the laboratory scale (Hu et al., 2019; Ramos et al., 2019). Hence, it is essential to perform studies at larger scales (i.e., semi-pilot, pilot scale, etc.) to be more faithful to real conditions and pave the way for scaling-up in the industrial sector. Besides, the use of MRDF as fuel in these systems enables the generation of energy, while providing a treatment for MSW and avoiding its disposal in dumping grounds and landfills, thus increasing their lifespan.

Further, motivation for the present work is associated to the existence of an industrial solid waste processing line (SWPL) which was developed for the production of MRDF (with 15 wt.% moisture content) from MSW, as detailed previously (Infesta et al., 2019). In this SWPL, MSW is pretreated by mechanical processes such as selection, crushing, and drying. Mass balance of the SWPL (4148 kW h), as well as average lower heating values (LHVs) of the MSW (9.3 MJ kg⁻¹) and MRDF (15.8 MJ kg⁻¹), and characterization of the MRDF produced from isolated or combined municipal and landfill waste were all determined in the previous study. The procedure used in the SWPL effectively converted MSW into MRDF which has potential to be used as a source of renewable fuel. Thus, stimulating this research which aims at the use of MRDF as an alternative fuel for the generation of energy by employing an exploratory gasification pilot plant.

This work is innovative in various aspects, including (i) experimental investigation of a thermochemical reactor capable of processing up to 7.1 tonnes day⁻¹ of MRDF; (ii) demonstration of the viability of applying MRDF as a suitable biomass for use in a waste-to-energy technology; and (iii) demonstration of a sustainable and viable gasification power plant.

2. Materials and methods

2.1. Stoichiometric calculation: energy and mass balances applied to a pilot plant

The gasification pilot plant (Fig. S1) is installed in the municipality of Mauá (São Paulo State, Brazil). It was designed and built based on the characterization of the MRDF (moisture of 17 ± 8 wt.%, LHV of 14.6 ± 1.3 MJ kg⁻¹, 57 wt.% carbon, 7 wt.% hydrogen, and 35 wt.% oxygen) presented in a previous work (Infesta et al., 2019).

After the warm-up stage required for operational stability, the reactor operates in steady state conditions. Each test at the pilot plant lasts 4 days, with a daily operation of 8 h and processes approximately 300 kg h⁻¹ of MRDF. As shown in the Fig. S2, the pilot plant has a supervisory system which provides real time monitor and control of some parameters, such as: temperature and pressure. The reactor is 10.7 m high, thermodegradation occurs at 814 °C with a variation of ± 25 °C along this column. MRDF Bigbags feed a silo and 3 drawer valves gradually release the entry of biomass into the reactor, without leakage of syngas. Silica sand is placed at the bottom of the reactor. Preheated air at a flow rate of approx-

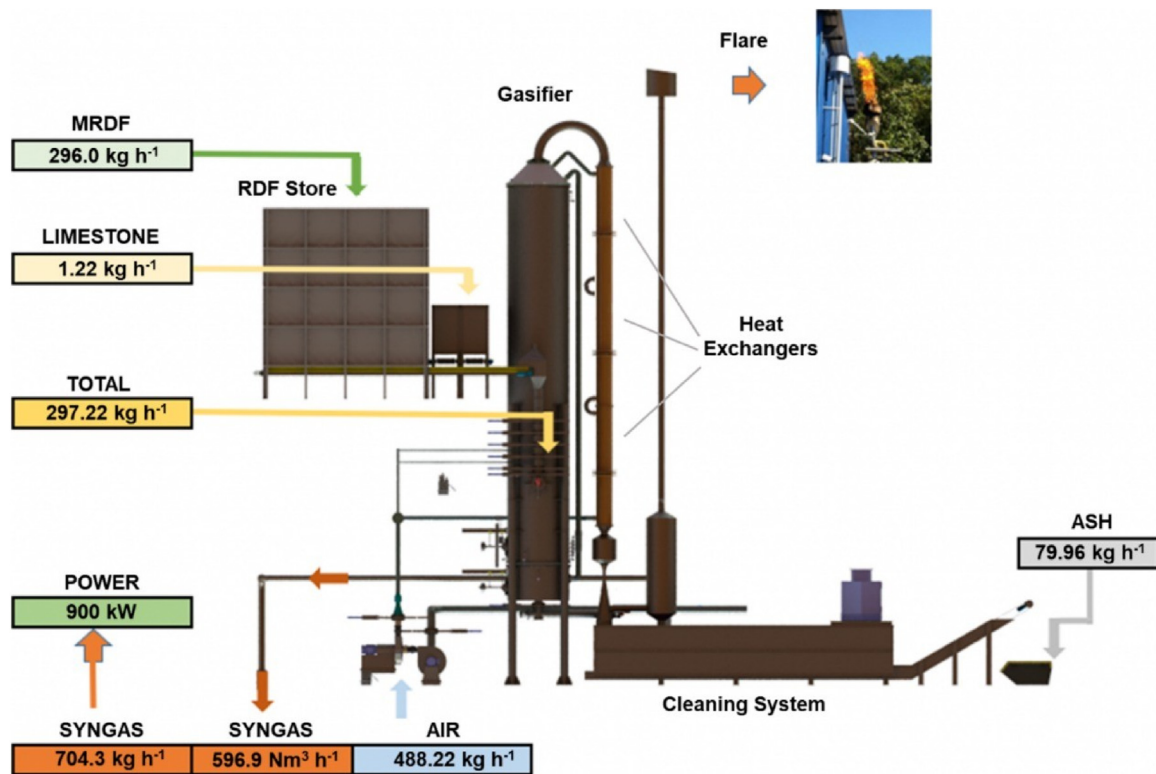


Fig. 1. Illustrative scheme of the gasification pilot plant and simplified mass balance for the system.

imately 422 kg h^{-1} is injected into the reactor from a grid at the base, thus giving a pressure of 0.14 bar. In steady state conditions, the pressure inside the reactor is positive. At the top of the reactor column, the pressure is nearly 0.047 bar, whereas it reached an average of 0.077 bar with a variation of ± 0.023 bar at the bottom. Generated syngas is guided to an axial cyclone in the upper internal part of the reactor during thermal degradation. This equipment has the function of maximizing the production of syngas and removing part of the particulate matter. At the exit of the reactor, there are two external tubes installed in series in tube exchangers to receive the syngas. These tubes have two purposes: (i) to cool the syngas, (ii) to preheat the air, providing better process efficiency.

Total amount of oxygen (Eq. (1)) necessary for complete combustion of carbon (Eq. (2)) and hydrogen (Eq. (3)) was calculated using the MRDF feed mass flow rate (296.0 kg h^{-1} , equal to 7.1 t day^{-1}), discounting the percentage of oxygen (35 %) present in the MRDF (Eq. (4)).

$$\begin{aligned} \dot{m}_{\text{O}_2} &= \dot{m}_{\text{O}_{2\text{C}}} + \dot{m}_{\text{O}_{2\text{H}_2}} = 296 * \left(0.57 * \frac{32}{12} + 0.07 * \frac{16}{2} \right) \\ &= 615.68 \text{ kg h}^{-1} \end{aligned} \quad (1)$$

where, $\dot{m}_{\text{O}_2}$, $\dot{m}_{\text{O}_{2\text{C}}}$, and $\dot{m}_{\text{O}_{2\text{H}_2}}$ are the mass flows of oxygen, carbon, and hydrogen, respectively.



$$\dot{m}_{\text{O}_2} = 615.68 - (296 * 0.35) = 512.08 \text{ kg h}^{-1} \quad (4)$$

Considering the theoretical volumetric composition of air (21 % O_2 and 79 % N_2), the mass flow of air ($\dot{m}_{\text{Air}}$) could be calculated using Eq. (5):

$$\dot{m}_{\text{Air}} = 512.08 * \left(\frac{28}{32} * 3.76 + 1 \right) = 2196.82 \text{ kg h}^{-1} \quad (5)$$

Therefore, the general mass balance for the gasification process could be calculated as according to Eq. (6):

$$\begin{aligned} \dot{m}_{\text{MRDF}} + \dot{m}_{\text{G}_{\text{Air}}} + \dot{m}_{\text{limestone}} &= \dot{m}_{\text{syngas}} + \dot{m}_{\text{ash}} + \dot{m}_{\text{limestone}} \\ &+ \dot{m}_{\text{unconverted waste}} \end{aligned} \quad (6)$$

where, $\dot{m}_{\text{MRDF}}$ is the MRDF fed to the reactor, $\dot{m}_{\text{G}_{\text{Air}}}$ is the mass flow rate of air supplied to the gasification process, and $\dot{m}_{\text{syngas}}$, $\dot{m}_{\text{ash}}$, $\dot{m}_{\text{limestone}}$, and $\dot{m}_{\text{unconverted waste}}$ correspond to syngas, ash, limestone, and unconverted waste mass flow rates, respectively.

The reactor thermal power ($\dot{W}_{\text{Reactor}}$) was calculated considering a reactor thermal efficiency of 75 % (empirically obtained from energy balances and experimental data as presented in Figs. 1 and S2), daily MRDF consumption of 296 kg h^{-1} , and the LHV of the MRDF (LHV_{MRDF}), as according to Eq. (7):

$$\begin{aligned} \dot{W}_{\text{Reactor}} &= \dot{m}_{\text{MRDF}} * \text{LHV}_{\text{MRDF}} * \eta_{\text{Reactor}} = 296 * 14,600 * 0.75 \\ &= 3.24 \frac{\text{GJ}}{\text{h}} \end{aligned} \quad (7)$$

where, η_{Reactor} is the thermal efficiency of the reactor, which is equal to the cold gas efficiency (CGE) (Eq. (8)):

$$\text{CGE} = \frac{\dot{m}_{\text{syngas}} \text{LHV}_{\text{Syngas}}}{\dot{m}_{\text{MRDF}} \text{LHV}_{\text{MRDF}}} \quad (8)$$

The average $\text{LHV}_{\text{Syngas}}$ ($4.6 \pm 0.3 \text{ MJ kg}^{-1}$) and density ($1.18 \pm 0.1 \text{ kg m}^{-3}$) of the syngas were estimated using stoichiometric calculations and experimental data from the collection of syngas (Table 1).

From Eq. (7) and $\text{LHV}_{\text{Syngas}}$, the mass flow of syngas was estimated according to Eq. (9):

$$\dot{m}_{\text{syngas}} = \frac{\dot{W}_{\text{Reactor}}}{\text{LHV}_{\text{Syngas}}} = 704.3 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \quad (9)$$

Table 1

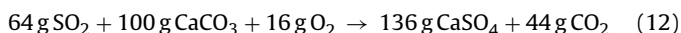
Volumetric composition (% v/v) of the syngas produced in the gasification pilot plant using MRDF as an alternative fuel.

Compound	% v/v
Hydrogen (H ₂)	5.7 ± 0.8
Oxygen (O ₂)	1.8 ± 0.6
Nitrogen (N ₂)	61.5 ± 1.1
Carbon monoxide (CO)	9.8 ± 0.8
Carbon dioxide (CO ₂)	12.7 ± 0.8
Methane (CH ₄)	5.2 ± 0.5
Ethane (C ₂ H ₆)	0.2 ± 0.06
Ethylene (C ₂ H ₄)	2.2 ± 0.2
Propane (C ₃ H ₈)	0.8 ± 0.07
iso-Butane (C ₄ H ₁₀)	< 0.01 ± 0.00
n-Butane (C ₄ H ₁₀)	0.08 ± 0.007
iso-Pentane (C ₅ H ₁₂)	< 0.01 ± 0.00
n-Pentane (C ₅ H ₁₂)	< 0.01 ± 0.00
n-Hexane (C ₆ H ₁₄)	< 0.01 ± 0.00

Experimental tests showed that the reactor produced ~26 wt.% of ash from the mass flow rate of MRDF ($\dot{m}_{MRDF}$), thus resulting in the mass flow shown in Eq. (10):

$$\dot{m}_{ash} = 296 * 0.26 = 76.96 \frac{kg}{h} \quad (10)$$

Limestone (CaCO₃) was added to the system in order to minimize the formation of pollutants during the thermochemical process, as it reacts with sulfur dioxide (SO₂) (Eq. (11)) leading to the production of calcium sulfate (CaSO₄) (Eq. (12)). The addition of limestone also enables tar removal during gasification and minimizes the formation of hydrochloric acid (HCl), hydrofluoric acid (HF), and sulfhydic acid (H₂S) during subsequent combustion of the syngas (Sikarwar et al., 2017; Sulaiman et al., 2018).



Thus, considering the average content of sulfur in the MRDF (0.11 wt.%) and its feed mass (0.33 kg h⁻¹ of sulfur, obtained from 296 kg h⁻¹ of MRDF), 1.02 kg h⁻¹ of limestone would be required to minimize pollutant emission (Eqs. (11) and (12)). However, a safety coefficient of 1.2 was used, resulting in a limestone dosage of 1.22 kg h⁻¹.

Accordingly, the mass flow of air required in the gasification process ($\dot{m}_{G_{Air}}$) was 488.22 kg h⁻¹ (Eq. (6)). A simplified mass balance considering the variables of the gasification pilot plant is presented in Fig. 1.

The equivalence ratio (*ER*) is a determining factor in the design of auto-thermal reactors, since exothermic reactions provide the energy for the gasification process (Arenas, 2012). Such parameter represents the ratio between the mass flow of air required in the gasification process ($\dot{m}_{G_{Air}}$), calculated from Eq. (6), and the theoretical mass flow of air ($\dot{m}_{T_{Air}}$) required for complete combustion, calculated from Eq. (5). In this work, an *ER* value of 22.2 % was obtained from energy balances and experimental data, indicating that approximately 22.2 wt.% of the total mass of MRDF were continuously oxidized for production of the energy required for the gasification process inside the thermochemical reactor.

$$ER = \frac{\dot{m}_{G_{Air}}}{\dot{m}_{T_{Air}}} \quad (13)$$

The Rankine cycle equipment was considered in this study because there are no manufacturers of gas turbines nor internal combustion engines for syngas in Brazil. On the other hand, there are several industries that produce Rankine cycle equipment such as boilers, turbines, condensing units, and pressure vessels.

2.2. Experimental procedures

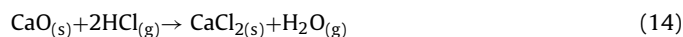
The pilot scale thermochemical reactor consisted of a circulating fluidized bed (CFB) gasifier. The reactor was constructed of carbon steel, with inner refractory brick thermal insulation, and had an external diameter of 0.83 m and height of 10.7 m. Pressure was slightly above atmospheric pressure (14.7 kPa) during operation, producing ~900 kW h of thermal energy, with the generation of dry ash. As presented in the previous section, the reactor has the capacity to consume 296 kg h⁻¹ of MRDF and to produce 704.3 kg h⁻¹ of syngas.

Thermochemical reactions for conversion of MRDF into syngas occurred at 850 °C throughout the fluidized bed, which was initially composed of silica, limestone, air, and the MRDF. During operation of the gasifier, other reaction products (ash, unconverted waste, and so on) were generated in the CFB. In order to ensure a uniform operating temperature in the totality of the reactor, silica was used as a heat carrier (Basu, 2006), since it has adequate mechanical properties, including hardness and resistance to friction and temperature (Koppatz et al., 2011; Pohoeely et al., 2016). Other typical chemical reactions inside the reactor are presented in Table S1 (Basu, 2010).

In order to extract the bottom ash from the fluidized bed, the thermochemical reactor was fit with an extractor thread positioned at the bottom of the grid, driven by a programmable logic controller. When this thread was activated, it removed the ash deposited at the bottom of the bed. The resulting ash (equivalent to ~1% of the mass added to the reactor) was considered as unconverted waste. The extraction was controlled by software, which compiled the readings of the online instruments (thermocouples, pressure transducers, and flow meters) and provided the signal for rotational movement of the endless thread, consequently increasing or decreasing the mass flow of products withdrawn from the reactor.

Regarding the gas cleaning system, in the case of the pilot plant, the syngas is evaluated after leaving the reactor. A gas cleaning system would require a water treatment plant that has not yet been assembled at the pilot plant. A video material (see the attached file) was created to show photographs and details of the fully functioning pilot plant.

A gas washing system and a water treatment plant are required on an industrial scale. In this sense, after gasification such system would be responsible for cooling and directing the syngas to a humid gas washing system (Fig. 2) consisting of a venturi and scrubbers. During this step, the gas temperature decreased and CaO was added to the water to minimize the chlorine present in the syngas (Eq. (14)). The fly ash and retained particulates were settled and extracted by a self-priming fine cleaning belt, then they were discarded into a bucket by gravity.



In order to control the mass flow of syngas, a flare was installed (Fig. 3) and controlled by using a pressure-regulating valve which transferred information to an electronic unit that controls the closing or opening of the valve, thus allowing for the passage of syngas to the flare.

2.3. Chemical analyses

Syngas characterization was performed by using a gas chromatograph equipped with thermal conductivity and flame ionization detectors. Analyses were carried out by the Brazilian company White Martins, according to EPA 40CFR60, M1 and M28A. Standardized point sampling and measurements under controlled isokinetic conditions were followed during surveillance.

Chemical analyses of the flue gases and particulate material were performed as follows: particulate material according to

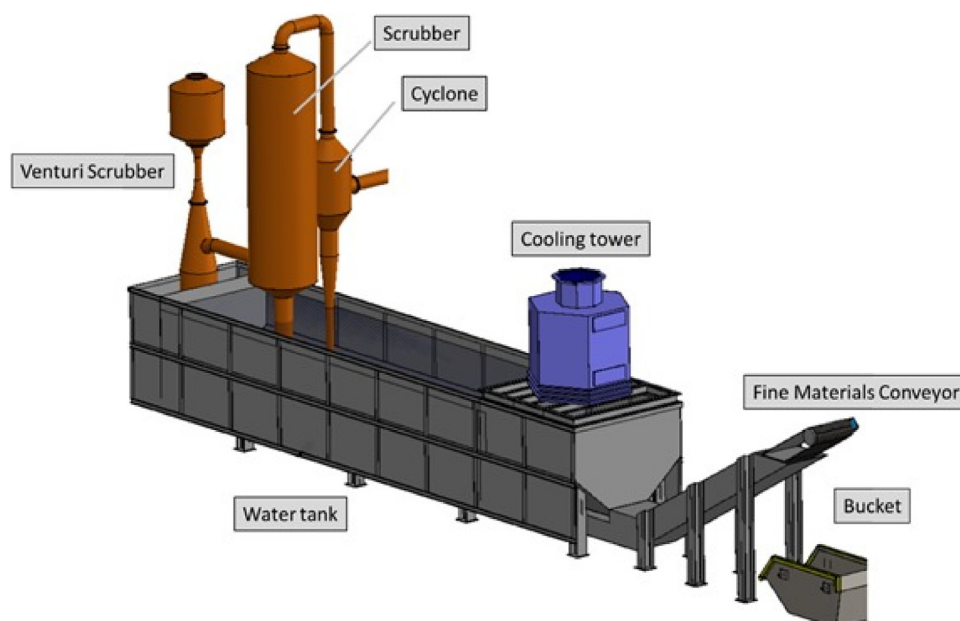


Fig. 2. Illustrative scheme of components of the cleaning system of the gasification pilot plant.

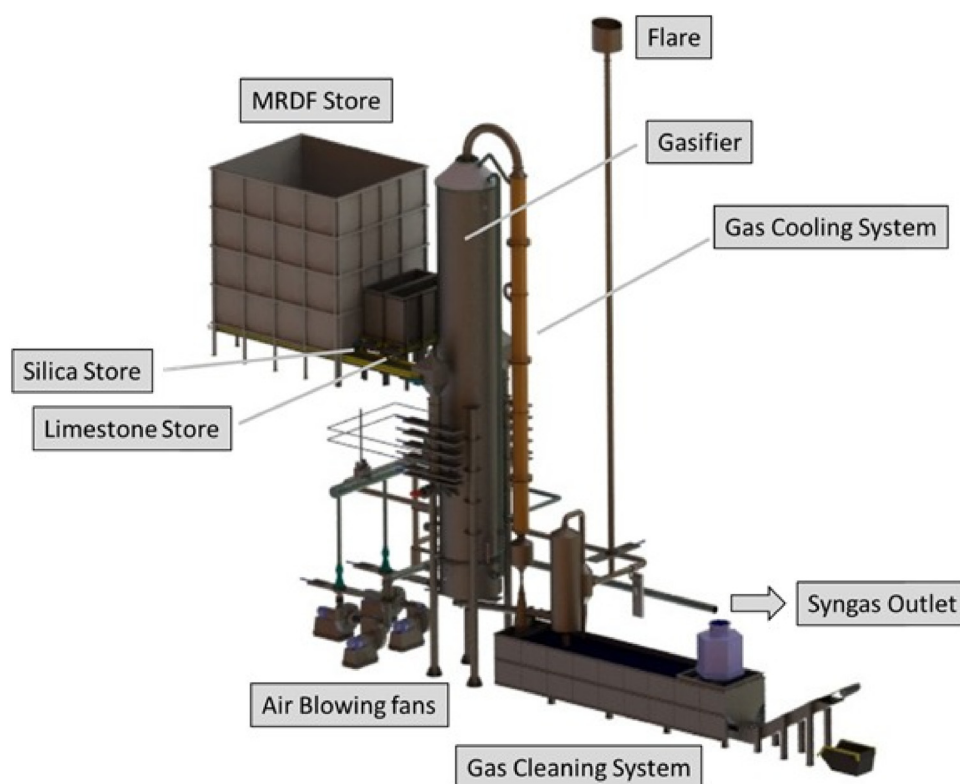


Fig. 3. Illustrative scheme of components of the gasification system.

CETESB Method L9.225 (CETESB L9.225, 1995) and EPA Method 05 (U.S. EPA, 2017a); sulfur oxides according to CETESB Method L9.228 (CETESB L9.228, 1992) and EPA Method 8 (U.S. EPA, 2017b); nitrogen oxides following CETESB Method L9.229 (CETESB L9.229, 1992) and EPA Method 7B (U.S. EPA, 2017c); hydrochloric acid and chlorine emissions according to EPA Method 0050 (U.S. EPA, 1996); metal emissions following EPA Method 29 (U.S. EPA, 2017d); dioxins and furans according to EPA Method 23 (U.S. EPA, 2017e); carbon monoxide according to EPA Method CTM 030 (U.S.

EPA, 1997); fluorides, expressed as hydrofluoric acid, following CETESB Method L9.213 (CETESB L9.213, 1995); and total hydrocarbons, non-methane hydrocarbons, and methane according to EPA Method 25 A (U.S. EPA, 2017f).

All flue gas analyses were performed by SGS AirServices Brazil, a company with laboratory systems accredited according to standard 17025 of the International Organization for Standardization/International Electrotechnical Commission (ISO/IEC).

Table 2

Comparison of the syngas obtained in the present work with values reported in literature for different types of gasifiers and biomasses.

Compound and LHV	Gasifier type (reference)						
	Circulating fluidized bed (Present work)	Downdraft (Chan et al., 2019)	Downdraft (Couto et al., 2013)	Updraft (Couto et al., 2013)	Bubbling fluidized bed (Couto et al., 2013)	Circulating fluidized bed (Couto et al., 2013)	Downdraft (Plis and Wilk, 2011)
	Biomass						
	MRDF	RDF	Dry wood	Dry wood	Dry wood	Dry wood	Wood pellets
Hydrogen, H ₂ (% v/v)	5.7 ± 0.8	12.0	18.0	12.0	10.65	18.5	7.6
Carbon monoxide, CO (% v/v)	9.8 ± 0.8	13.0	16.0	17.5	16.15	14.0	26.5
Carbon dioxide, CO ₂ (% v/v)	12.7 ± 0.8	11.0	12.0	9.0	14.2	14.0	6.6
Methane, CH ₄ (% v/v)	5.2 ± 0.5	3.2	3.0	2.5	4.2	3.0	1.7
Oxygen, O ₂ (% v/v)	1.8 ± 0.6	—	—	—	—	—	2.5
ΣHydrocarbons (C ₂ –C ₆), C _x H _y (% v/v)	3.3 ± 0.2	2.9	1.25	—	1.75	0.65	0.1
Nitrogen, N ₂ (% v/v)	61.5 ± 1.1	58.0	51	59	51.6	49.9	55.7
LHV _{Syngas} (MJ Nm ⁻³)	5.4 ± 0.3	6.7	4.8 ± 0.8	4.4 ± 0.7	6.1 ± 2.4	4.8	4.8
LHV _{Biomass} (MJ kg ⁻¹)	14.6 ± 1.3	18 ± 2	18 ± 2	18 ± 2	18 ± 2	18 ± 2	17.7

3. Results and discussion

3.1. Syngas characterization

As shown in Table 1, N₂ is the main constituent of the syngas corresponding to 61.5 %, followed by CO₂ (12.7 %), CO (9.8 %), H₂ (5.7 %), CH₄ (5.2 %), C₂H₄ (2.2 %) and O₂ (1.8 %). Other hydrocarbons were found in percentages below 1.0 % (C₃H₈ 0.8 %, C₂H₆ 0.2 %, C₄H₁₀ (*n*-butane) 0.08 %, C₄H₁₀ (*iso*-butane) 0.01 %, C₅H₁₂ (*n*-pentane) 0.01 %, C₅H₁₂ (*iso*-pentane) 0.01 % and C₆H₁₄ (*n*-hexane) 0.01 %). In addition, no significant amounts of heavy hydrocarbons or tar were found in the composition of the syngas. The absence of tar confirms the excellent efficiency of the thermochemical reactor and CFB gasifier used in this work compared to previous studies in which activated carbon was used for tar removal (Mun et al., 2012). Lack of tar generation also represents an important operational gain, as it avoids the obstruction of pipelines present in the system.

Table 2 presents a comparison of the syngas obtained in the present study with values reported elsewhere for different types of gasifiers and biomasses. Although lower contents of H₂ (5.7 % v/v) and CO (9.8 % v/v) were obtained in the present study, there was no significant difference between the present LHV_{Syngas} value (5.4 ± 0.3 MJ Nm⁻³) and average LHV_{Syngas} values (5.3 ± 0.8 MJ Nm⁻³) reported in the literature (H₂: 13.1 ± 3.9 % v/v; CO: 17.2 ± 4.4 % v/v) (Table 2). This may be explained by the higher contents of CH₄ (5.2 % v/v) and other hydrocarbons (ΣC₂–C₆) (3.3 % v/v) present in the syngas obtained in the present study, compared to average values found in the literature (CH₄: 2.9 ± 0.8 % v/v; ΣC₂–C₆: 1.3 ± 1 % v/v) (Table 2). Therefore, the syngas produced in this study may be applied to turbines and internal combustion engines, as reported elsewhere (Asadullah, 2014). The good quality of the syngas obtained here may be attributed to the composition of the MRDF obtained in the SWPL (Infesta et al., 2019), since the production procedure results in reductions of the amounts of ash and inert materials (Mondal et al., 2011).

Considering the thermal efficiency of the reactor, or CGE (Eq. (8)), the conversion of MRDF (thermal energy: 1200 kW h; high rate of production of greenhouse gases) into syngas (thermal energy: of 900 kW h) enabled the recovery of 75 % of the initial thermal energy and produced a biofuel with low emission of greenhouse gases. This CGE is similar to values reported in the literature for the gasification of higher LHV biomass using CFB reactors (Arena, 2012; Christodoulou et al., 2014; Valin et al., 2019). Furthermore, CGE was higher than values observed in other studies involving different types of reactors (La Villetta et al., 2017; Mazzoni et al., 2017). Therefore, CGE obtained in this work (75 %), which was achieved at a

high temperature in the CFB reactor and within a suitable residence time, indicates a satisfactory efficiency of the proposed gasification process. Besides, considering the Rankine cycle and the syngas (704.3 kg h⁻¹) produced by the pilot plant as a renewable fuel, it would be possible to produce about 1.0 t h⁻¹ of steam and 230 kW h of electricity, which are enough to supply energy for 800 small households (average monthly consumption of 200 kW h per residence) (EPE, 2020).

The gasification pilot plant also generated 777 kWe per ton of MRDF. Additionally, this process avoids the deposition of nearly 7.1 tonnes day⁻¹ of MSW at municipal dumps or landfills, thus expanding the lifespan of landfills and avoiding environmental impacts associated to soil, water and air contamination promoted by waste disposal in open areas. The produced ash will be characterized, and its quality will be evaluated for masonry production in cement industries as according to its inert components.

Concerning ash production, carbon conversion efficiency (CCE) was calculated as a performance indicator. The CCE is defined as the ratio between the carbon flow rate converted into gaseous products and the carbon flow rate from the MRDF (Eq. (15)). CCE obtained for the proposed process was approximately 70 %. Other studies have reported CCE values for waste gasification between 67 % and 98 % (La Villetta et al., 2017; Luz et al., 2015; Watson et al., 2018) as these values may vary according to the biomass used in the process, the type of gasifier, and residence time. Although fixed bed reactors are more likely to have higher conversion rates (CCE) than fluidized bed reactors due to the residence time (La Villetta et al., 2017), the CCE obtained in this study demonstrates that most part of the biomass was converted to the gaseous phase, except for the inert components and ash entrained throughout the reactor.

$$CCE = \frac{\dot{m}_{\text{syngas}} \cdot \sum_{j=1}^n x_{j,c}}{\dot{m}_{\text{MRDF}} \cdot y_{\text{MRDF}}} \quad (15)$$

where, $x_{j,c}$ is each carbonaceous component of the syngas, in weight percentage, and y_{MRDF} is the weight percentage of carbon present in the biomass.

3.2. Emissions

In parallel with characterization of the syngas (Tables 1 and 2), characterization of the flue gases (emission of pollutant gases) resulting from the syngas combustion (Table 3) was also carried out. These analyses provide the information required to ensure that the technology was sufficiently clean and feasible from an environmental perspective. To this end, results were compared to reference

Table 3Characterization of the flue gas resulting from combustion of the syngas at the gasification pilot plant (concentrations in mg Nm⁻³, except for dioxins and furans in ng Nm⁻³).

Parameters SMA (SMA, 2009)	Values obtained	Emission standards (reference)		
		CONAMA (CONAMA, 2002)	EPA (Hu et al., 2018)	
Particulate material	17.6 ± 2.4	30	70	20
Sulfur oxides (SO _x)	74.5 ± 6.1	200	280	30
Nitrogen oxides (NO _x)	98.1 ± 2.8	400	560	150
Hydrochloric acid (HCl)	7.0 ± 1.3	60	80	25
Hydrofluoric acid (HF)	3.3 ± 0.2	4	5	1
Total hydrocarbons (ΣC _x H _y)	2.0 ± 0.2	20	–	10
Σ = Cd + Tl	0.003 ± 0.000	0.05	0.28	0.05
Metals Hg	0.002 ± 0.0009	0.05	0.28	0.05
Σ = Pb + As + Co + Ni + Cr + Mn + Sb + Cu + V	0.22 ± 0.08	0.5	2.4	0.5
Dioxins and furans, expressed as 2,3,7,8-TCDD	0.00086 ± 0.00030	0.1	0.5	0.1
Carbon monoxide	8.1 ± 3.0	100	100	50

values set out by Brazilian environmental laws with regard to air pollution (CONAMA, 2002; SMA, 2009). The national standard is valid for all Brazilian States (CONAMA, 2002), except São Paulo State, where SMA 79/2009 has been adopted (SMA, 2009), with stricter limits on emissions.

For most of the evaluated pollutants, output concentrations were below maximum permissible limits defined by Brazilian and US environmental agencies (Table 3), with the exception of sulfur oxides (> US standard). However, this may be controlled by increasing the dosage of CaCO₃ added to the process (Eq. (12)).

Average concentrations of particulate material (17.6 mg Nm⁻³), sulfur oxides (74.5 mg Nm⁻³), nitrogen oxides (98.1 mg Nm⁻³), hydrochloric acid (7.0 mg Nm⁻³), and hydrofluoric acid (3.3 mg Nm⁻³) corresponded to values ranging between 8 and 66 % of the maximum values established by Brazilian legislation (Table 3). A similar behavior was observed for metals and dioxins/furans (0.0086 ng Nm⁻³), for which resulting concentrations corresponded to less than 10 % of maximum permissible values established in Brazil (Table 3). Concentrations of dioxins/furans obtained in the present work were also much lower than those reported for the combustion of synthesis gas produced by moving grate MSW gasification (0.28 ng Nm⁻³) (Lopes et al., 2015). The present technology was also superior to direct incineration of MSW with the use of gas cleaning systems (Abad et al., 2003). The generation of dioxins and furans during incineration followed by an electrostatic precipitator still reached unacceptable concentrations of dioxins and furans (44 and 111 ng Nm⁻³). Emission of dioxins and furans in the referred study were only kept below the limit of 0.1 ng Nm⁻³ by adding other gas cleaning equipment, including techniques such as semi-dry scrubbers, fabric filters, and injection of activated carbon (Abad et al., 2003). Excessive concentrations of dioxins and furans (0.26–0.69 ng Nm⁻³) were also obtained during incineration of RDF from food waste (Myrin et al., 2014).

It should be noted that the gasification process evaluated here complies with standards established by the SMA Resolution 79/2009 (maximum 0.1 ng Nm⁻³), which is more strict than national Brazilian standards (CONAMA Resolution 316/2002) (0.5 ng Nm⁻³) (CONAMA, 2002), as well as standards defined for the USA (0.1–0.3 ng Nm⁻³) and Japan (0.1–0.5 ng Nm⁻³). Considering SMA Resolution 79/2009 (SMA, 2009), the proposed process was also efficient in terms of emissions of total hydrocarbons since final concentration (2.0 mg Nm⁻³) represented only 10 % of the maximum permissible value.

4. Conclusions

The use of MRDF for energy generation in a gasification pilot plant was evaluated for the first time. Furthermore, no tar was generated during the process, highlighting the excellent efficiency of the thermochemical reactor and the CFB gasifier used in this study.

Results showed that the process was viable, since 7.1 tonnes day⁻¹ of municipal refuse-derived fuel (showed an LHV_{MRDF} of 14.6 ± 1.3 MJ kg⁻¹) kept a continuous production of syngas (704.3 kg h⁻¹; LHV_{Syngas} of 4.6 MJ kg⁻¹). This technology was capable of recovering 75 % of the MRDF thermal energy, which may be converted into electrical energy for up to 800 households by using a Rankine cycle system. The methodology reduces disposal of MSW, yet while also providing a way to generate cleaner energy from municipal solid waste, since pollutant emissions from the combustion of syngas were much lower than maximum permissible levels established by the Brazilian and US legislation. This pilot plant could be used to solve waste disposal problems of many small Brazilian cities (7000 and 10,000 inhabitants) and other cities of similar size worldwide which generate comparable amounts of MSW.

Declaration of Competing Interest

The authors report no declarations of interest.

Acknowledgments

The authors are grateful for the financial support provided by Furnas Centrais Elétricas S.A., Carbogás Energia Ltda., Agência Nacional de Energia Elétrica - ANEEL (PD-0394-1602/2016), Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior (CAPES), Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq), and Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de Minas Gerais (FAPEMIG). Alam G. Trovó is grateful to FAPEMIG (grant PPM-00509-18) and CNPq (grant 405043/2018-0 and research fellowship 305215/2018-3).

Appendix A. Supplementary data

Supplementary material related to this article can be found, in the online version, at doi:<https://doi.org/10.1016/j.psep.2021.03.041>.

References

- Abad, E., Caixach, J., Rivera, J., 2003. Improvements in dioxin abatement strategies at a municipal waste management plant in Barcelona. *Chemosphere* 50, 1175–1182, [http://dx.doi.org/10.1016/S0045-6535\(02\)00483-6](http://dx.doi.org/10.1016/S0045-6535(02)00483-6).
- AlNouss, A., McKay, G., Al-Ansari, T., 2020. Production of syngas via gasification using optimum blends of biomass. *J. Clean. Prod.* 242, 118499, <http://dx.doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.118499>.
- Arena, U., 2012. Process and technological aspects of municipal solid waste gasification. A review. *Waste Manage.* 32, 625–639, <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2011.09.025>.
- Asadullah, M., 2014. Barriers of commercial power generation using biomass gasification gas: a review. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 29, 201–215, <http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2013.08.074>.

- Astrup, T.F., Tonini, D., Turconi, R., Boldrin, A., 2015. Life cycle assessment of thermal Waste-to-Energy technologies: review and recommendations. *Waste Manage.* 37, 104–115, <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2014.06.011>.
- Basu, P., 2006. *Combustion and Gasification in Fluidized Beds*, first ed. Taylor and Francis Group, USA.
- Basu, P., 2010. *Biomass Gasification and Pyrolysis: Practical Design and Theory*, first ed. Elsevier, UK.
- Behrend, P., Krishnamoorthy, B., 2017. Considerations for waste gasification as an alternative to landfilling in Washington state using decision analysis and optimization. *Sustain. Prod. Consum.* 2, 170–179, <http://dx.doi.org/10.1016/j.spc.2017.07.004>.
- Bhoi, P.R., Huhnke, R.L., Kumar, A., Indrawan, N., Thapa, S., 2018. Co-gasification of municipal solid waste and biomass in a commercial scale downdraft gasifier. *Energy* 163, 513–518, <http://dx.doi.org/10.1016/j.energy.2018.08.151>.
- CETESB L9.213, 1995. Determination of Total Fluoride Emissions by a Specific Ion Electrode Method. <http://sistemasinter.cetesb.sp.gov.br/normas/11/2013/11/L9213.zip>.
- CETESB L9.225, 1995. Determination of Particulate Matter in Stationary Source Ducts and Chimneys. <http://sistemasinter.cetesb.sp.gov.br/normas/11/2013/11/L9225.zip>.
- CETESB L9.228, 1992. Determination of Sulfur Dioxide, Sulfuric Mists and Sulfur Trioxide in Stationary Source Ducts and Chimneys. <http://sistemasinter.cetesb.sp.gov.br/normas/11/2013/11/L9228.zip>.
- CETESB L9.229, 1992. Determination of Nitrogen Oxides in Stationary Source Gas and/or Chimney Effluents. <http://sistemasinter.cetesb.sp.gov.br/normas/11/2013/11/L9229.zip>.
- Chan, W.P., Veksha, A., Lei, J., Oh, W.D., Dou, X., Giannakis, A., Lisak, G., Lim, T.T., 2019. A hot syngas purification system integrated with downdraft gasification of municipal solid waste. *Appl. Energy* 237, 227–240, <http://dx.doi.org/10.1016/j.apenergy.2019.01.031>.
- Chatrattanaawet, N., Authayanun, S., Saebea, D., Patcharavorachot, Y., 2019. Syngas production from sugarcane leftover gasification integrated with absorption process for green liquid production. *J. Clean. Prod.* 235, 519–534, <http://dx.doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.06.209>.
- Christodoulou, Chr., Grimekis, D., Panopoulos, K.D., Vmavuka, D., Karellas, S., Kakaras, E., 2014. Circulating fluidized bed gasification tests of seed cakes residues after oil extraction and comparison with wood. *Fuel* 132, 71–81, <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2014.04.012>.
- CONAMA, 2002. National Council of Environment Resolution No 316 of October 29, 2002. <http://www.mp.go.gov.br/portalweb/hp/9/docs/resolucao.316.de.2002.pdf>.
- Couto, N., Rouboa, A., Silva, V., Monteiro, E., Bouziane, K., 2013. Influence of the biomass gasification processes on the final composition of syngas. *Energy Procedia* 236, 596–606, <http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2013.07.068>.
- Couto, N.D., Silva, V.B., Rouboa, A., 2016. Assessment on steam gasification of municipal solid waste against biomass substrates. *Energy Convers. Manage.* 124, 92–103, <http://dx.doi.org/10.1016/j.enconman.2016.06.077>.
- Cucchiella, F., D'Adamo, I., Gastaldi, M., 2014. Strategic municipal solid waste management: a quantitative model for Italian regions. *Energy Convers. Manage.* 77, 709–720, <http://dx.doi.org/10.1016/j.enconman.2013.10.024>.
- EPE, 2020. Brazilian Energy Research Office, Annual Electricity Consumption by Class (National). <https://www.epe.gov.br/pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/Consumo-Anual-de-Energia-Eletrica-por-classe-nacional>.
- Hai, I.U., Sher, F., Warren, G., Liu, H., 2019. Experimental investigation of tar arresting techniques and their evaluation for product syngas cleaning from bubbling fluidized bed gasifier. *J. Clean. Prod.* 240, 118239, <http://dx.doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.118239>.
- Hu, Y., Cheng, H., Tao, S., 2018. The growing importance of waste-to-energy (WTE) incineration in China's anthropogenic mercury emissions: emission inventories and reduction strategies. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 97, 119–137, <http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2018.08.026>.
- Hu, B., Huang, Q., Chi, Y., Yan, J., 2019. Polychlorinated dibenzo-p-dioxins and dibenzofurans in a three-stage municipal solid waste gasifier. *J. Clean. Prod.* 218, 920–929, <http://dx.doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.01.336>.
- Infesta, L.R., Ferreira, C.R.N., Tróvó, A.G., Borges, V.L., Carvalho, S.R., 2019. Design of an industrial solid waste processing line to produce refuse-derived fuel. *J. Environ. Manage.* 236, 715–719, <http://dx.doi.org/10.1016/j.jenvman.2019.02.017>.
- Khan, Z., Yusup, S., Aslam, M., Inayat, A., Shahbaz, M., Nqvi, S.R., Farooq, R., Watson, I., 2019. NO and SO₂ emissions in palm kernel shell catalytic steam gasification with in-situ CO₂ adsorption for hydrogen production in a pilot-scale fluidized bed gasification system. *J. Clean. Prod.* 236, 117636, <http://dx.doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.117636>.
- Koppatz, S., Pfeifer, C., Hofbauer, H., 2011. Comparison of the performance behaviour of silica sand and olivine in a dual fluidised bed reactor system for steam gasification of biomass at pilot plant scale. *Chem. Eng. J.* 175, 468–483, <http://dx.doi.org/10.1016/j.cej.2011.09.071>.
- Kumar, A., Samadder, S.R., 2017. A review on technological options of waste to energy for effective management of municipal solid waste. *Waste Manage.* 69, 407–422, <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2017.08.046>.
- La Villetta, M., Costa, M., Massarotti, N., 2017. Modelling approaches to biomass gasification: a review with emphasis on the stoichiometric method. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 74, 71–88, <http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2017.02.027>.
- Lino, F.A.M., Ismail, K.A.R., 2018. Evaluation of the treatment of municipal solid waste as renewable energy resource in Campinas, Brazil. *Sustain. Energy Technol. Assess.* 29, 19–25, <http://dx.doi.org/10.1016/j.seta.2018.06.011>.
- Lopes, E.J., Okamura, L.A., Yamamoto, C.I., 2015. Formation of dioxins and furans during municipal solid waste gasification. *Braz. J. Chem. Eng.* 32, 87–97, <http://dx.doi.org/10.1590/0104-6632.20150321s00003163>.
- Luz, F.C., Rocha, M.H., Lora, E.E.S., Venturini, O.J., Andrade, R.V., Leme, M.M.V., Olmo, A.O., 2015. Techno-economic analysis of municipal solid waste gasification for electricity generation in Brazil. *Energy Convers. Manage.* 103, 321–337, <http://dx.doi.org/10.1016/j.enconman.2015.06.074>.
- Materazzi, M., Lettieri, P., Taylor, R., Chapman, C., 2016. Performance analysis of RDF gasification in a two stage fluidized bed-plasma process. *Waste Manage.* 47, 256–266, <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2015.06.016>.
- Mazzoni, L., Almazrouei, M., Ghenai, C., Janajreh, I., 2017. A comparison of energy recovery from MSW through plasma gasification and entrained flow gasification. *Energy Procedia* 142, 3480–3485, <http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2017.12.233>.
- Mondal, P., Dang, G., Garg, M.O., 2011. Syngas production through gasification and cleanup for downstream applications – recent developments. *Fuel Process. Technol.* 92, 1395–1410, <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuproc.2011.03.021>.
- Motta, L.L., Miranda, N.T., Filho, R.M., Maciel, M.R.W., 2018. Biomass gasification in fluidized beds: a review of biomass moisture content and operating pressure effects. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 94, 998–1023, <http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2018.06.042>.
- Moya, D., Aldás, C., López, G., Kaparaju, P., 2017. Municipal solid waste as a valuable renewable energy resource: a worldwide opportunity of energy recovery by using Waste-To-Energy Technologies. *Energy Procedia* 34, 286–295, <http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2017.09.618>.
- Mun, T.Y., Kim, J.W., Kim, J.S., 2012. Air gasification of railroad wood tires treated with creosote: effects of additives and their combination on the removal of tar in a two-stage gasifier. *Fuel* 102, 326–332, <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2012.05.048>.
- Myrin, E.S., Persson, P., Jansson, S., 2014. The influence of food waste on dioxin formation during incineration of refuse-derived fuels. *Fuel* 132, 165–169, <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2014.04.083>.
- Panepinto, D., Tedesco, V., Brizio, E., Genon, G., 2015. Environmental performances and energy efficiency for MSW gasification treatment. *Waste Biomass Valor* 6, 123–135 <https://link.springer.com/article/10.1007/s12649-014-9322-7>.
- Peng, W.X., Ge, S.B., Ebadi, A.G., Hisoriev, H., Essfahani, M.J., 2017. Syngas production by catalytic co-gasification of coal-biomass blends in a circulating fluidized bed gasifier. *J. Clean. Prod.* 168, 1513–1517, <http://dx.doi.org/10.1016/j.jclepro.2017.06.233>.
- Plis, P., Wilk, R.K., 2011. Theoretical and experimental investigation of biomass gasification process in a fixed bed gasifier. *Energy* 36, 3838–3845, <http://dx.doi.org/10.1016/j.energy.2010.08.039>.
- Pohoely, M., Jeremiás, M., Skobla, S., Beno, Z., Sys, M., Svoboda, K., 2016. Transient catalytic activity of calcined dolomitic limestone in a fluidized bed during gasification of woody biomass. *Energy Fuels* 30, 4065–4071, <http://dx.doi.org/10.1021/acs.energyfuels.6b00169>.
- Ramos, A., Berzosa, J., Clarens, F., Marin, M., Rouboa, A., 2019. Environmental and socio-economic assessment of cork waste gasification: life cycle and cost analysis. *J. Clean. Prod.* 249, 119316, <http://dx.doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.119316>.
- Rios, M.L.V., González, A.M., Lora, E.E.S., Olmo, O.A.A., 2018. Reduction of tar generated during biomass gasification: a review. *Biomass Bioenergy* 108, 345–370, <http://dx.doi.org/10.1016/j.biombioe.2017.12.002>.
- Rogoff, M.J., 2019. The Current Worldwide WTE Trend, Published in mswmanagement.com. <https://www.mswmanagement.com/collection/article/13036128/the-current-worldwide-wte-trend>.
- Sikarwar, V.S., Zhao, M., Fennel, P.S., Shah, N., Anthony, E.J., 2017. Progress in biofuel production from gasification. *Prog. Energy Combust. Sci.* 61, 189–248, <http://dx.doi.org/10.1016/j.pecs.2017.04.001>.
- Sipra, A.T., Gao, N., Sarwar, H., 2018. Municipal solid waste (MSW) pyrolysis for bio-fuel production: a review of effects of MSW components and catalysts. *Fuel Process. Technol.* 175, 131–147, <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuproc.2018.02.012>.
- SMA, 2009. Environmental Secretary Resolution No. 79 of 4 November 2009 (Accessed 30 July 2020) <http://arquivo.ambiente.sp.gov.br/resolucao/2009/2009.res.est.sma.79.republicada.pdf>.
- Sulaiman, S.A., Roslan, R., Inayat, M., Naz, M.Y., 2018. Effect of blending ratio and catalyst loading on co-gasification of wood chips and coconut waste. *J. Energy Inst.* 91, 779–785, <http://dx.doi.org/10.1016/j.joei.2017.05.003>.
- U.S. EPA, 1996. Method 0050 – Determination of Hydrogen Chloride (HCl) and Chlorine (Cl₂) Emissions in Stack Gas Emission Samples from Hazardous Waste Incinerators. <https://www.epa.gov/hw-sw846/sw-846-test-method-0050-isokinetic-hydrogen-chloride-and-chlorine-emission-sampling-train/>.
- U.S. EPA, 1997. CTM-030 – Determination of Nitrogen Oxides, Carbon Monoxide, and Oxygen Emissions from Natural Gas-Fired Engines, Boilers and Process Heaters Using Portable Analyzers. <https://www.epa.gov/emc/emc-conditional-test-methods/>.
- U.S. EPA, 2017a. Method 5 – Determination of Particulate Matter Emissions From Stationary Sources. <https://www.epa.gov/emc/method-5-particulate-matter-pm/>.
- U.S. EPA, 2017b. Method 8 – Determination of Sulfuric Acid and Sulfur Dioxide Emissions from Stationary Sources. <https://www.epa.gov/emc/method-8-sulfuric-acid-mist/>.
- U.S. EPA, 2017c. Method 7B – Determination of Nitrogen Oxide Emissions from Stationary Sources (ultraviolet Spectrophotometric Method). <https://www.epa.gov/emc/method-7b-nitrogen-oxide-ultraviolet-spectrophotometry/>.
- U.S. EPA, 2017d. Method 29 – Metals Emissions from Stationary Sources. <https://www.epa.gov/emc/method-29-metals-emissions-stationary-sources/>.

- U.S. EPA, 2017e. Method 23 – Determination of Polychlorinated dibenzo-p-Dioxins and Polychlorinated Dibenzofurans From Stationary Sources. <https://www.epa.gov/emc/method-23-dioxins-and-furans/>.
- U.S. EPA, 2017f. Method 25 A – Determination of Total Gaseous Organic Concentration Using a Flame Ionization Analyzer. <https://www.epa.gov/emc/method-25a-gaseous-organic-concentration-flame-ionization/>.
- Valin, S., Ravel, S., Vincent, P.P., Thiery, S., Miller, H., 2019. Fluidized bed air gasification of solid recovered fuel and woody biomass: influence of experimental conditions on product gas and pollutant release. *Fuel* 242, 6640672, <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2019.01.094>.
- Watson, J., Zhang, Y., Si, B., Chen, W.T., Souza, R., 2018. Gasification of biowaste: a critical review and outlooks. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 83, 1–17, <http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2017.10.003>.