

GUSTAVO JOSÉ GONÇALVES MOLLICA

**Inserção de sistemas de gaseificação na estrutura de otimização integrada de resíduos
sólidos urbanos**

Gustavo José Gonçalves Mollica

Inserção de sistemas de gaseificação na estrutura de otimização integrada de resíduos sólidos urbanos

Dissertação apresentada à Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Mecânica na área de Energia.

Orientador: Prof. Dr. José Antonio Perrella Balestieri

Coorientador: Prof. Dr. Rubens Alves Dias

Coorientador: Prof. Dr. Juan Galvarino Cerda Balcazar

	Mollica, Gustavo José Gonçalves
M726i	Inserção de sistemas de gaseificação na estrutura de otimização integrada de resíduos sólidos urbanos / Gustavo José Gonçalves Mollica – Guaratinguetá, 2021. 142 f : il. Bibliografia: f. 118-124 Dissertação (Mestrado) – Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, 2021. Orientador: Prof. Dr. José Antonio Perrella Balestieri Coorientadores: Prof. Dr. Rubens Alves Dias Prof. Dr. Juan Galvarino Cerda Balcazar 1. Resíduos sólidos. 2. Sustentabilidade. 3. Otimização combinatória I. Título. CDU 628.54(043)

GUSTAVO JOSÉ GONÇALVES MOLLICA

**ESTA DISSERTAÇÃO FOI JULGADA ADEQUADA PARA A OBTENÇÃO DO TÍTULO DE
“MESTRE EM ENGENHARIA MECÂNICA”**

PROGRAMA: ENGENHARIA MECÂNICA
CURSO: MESTRADO

APROVADA EM SUA FORMA FINAL PELO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO

Profa. Dra. Ivonete Ávila
Coordenadora

BANCA EXAMINADORA:



PROF. DR. JOSE ANTONIO PERRELLA BALESTIERI

Orientador / UNESP/FEG

participou por videoconferência



PROF. DR. ALEX MENDONÇA BIMBATO

UNESP/FEG

participou por videoconferência



PROF. DR. CARLOS EDUARDO KEUTENEDJIAN MADY

Centro Universitário da FEI

participou por videoconferência

Julho de 2021

DADOS CURRICULARES

GUSTAVO JOSÉ GONÇALVES MOLLICA

NASCIMENTO	12/01/1992 – Guaratinguetá / SP
FILIAÇÃO	Marco Antônio Mollica Isabel Cristina Gonçalves
2008/2010	Ensino Médio Colégio Técnico e Industrial de Guaratinguetá – CTIG/UNESP
2011/2018	Graduação em Engenharia Mecânica Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá – UNESP

Dedico este trabalho, de modo especial, à
minha família, minha namorada Miriam, meus
orientadores e meus amigos, sem eles nada
disso seria possível.

AGRADECIMENTOS

A Deus, por ter me dado saúde em tempos difíceis, ânimo quando faltou e alegria em toda a minha vida em especial durante os anos do mestrado.

Aos meu orientadores, Prof. Dr. José Antônio Perrella, Prof. Dr. Juan Galvarino Cerda Balcazar e Prof. Rubens Alves Dias pela ajuda indispensável durante esta caminhada, pelas palavras de incentivo, por suas amizades e por me fornecerem ensinamentos valiosos.

A todos meus familiares, em especial minha mãe, Isabel Cristina Gonçalves, avó, Antônia Gonçalves, tia, Marcia Gonçalves e irmão Guilherme Henrique Gonçalves Mollica, por estarem sempre ao meu lado.

A minha namorada, companheira e amiga Miriam Ricciulli, um amor que nasceu no mestrado e que foi a força que precisava para continuar lutando e fez com que os anos difíceis que estamos vivenciando fossem repletos de alegria e felicidade.

A todos amigos em especial ao meu amigo Fernando Henrique Rufino e aos amigos feitos durante meu período na Columbia University (Vinicius Pepino, Eduardo Padula, Thiago Okamura e Lendro Perrelli) que mesmo longe sempre estão presentes.

A todos professores e funcionários da Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, em especial aos funcionários da pós graduação por fazerem a educação uma prioridade.

"O presente trabalho foi realizado com apoio da Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior- Brasil (CAPES) - código de financiamento 001."

“Nada na vida deve ser temido, somente compreendido. Agora é hora de compreender mais para temer menos.”

Marie Curie

RESUMO

A forma de disposição dos resíduos sólidos urbanos tem se tornado assunto de grande importância devido, principalmente, a uma maior preocupação com a sustentabilidade ambiental e as consequências de uma disposição incorreta tanto para o meio ambiente quanto para a saúde humana. Dentre as possíveis formas de disposição/tratamento desse material destacam-se as tecnologias de aproveitamento energético, ou como são conhecidas, tecnologias *Waste to Energy* (WtE), a reciclagem, compostagem/tratamento biológico e os aterros sanitários. A gestão integrada dos resíduos é papel do gestor público dos municípios no Brasil, e assim é importante que ele possua dados que substanciem as suas decisões a fim de elaborar planos que melhor se adequem à situação local. Da literatura destaca-se, em especial, um modelo capaz de realizar a otimização de diferentes rotas tecnológicas de disposição/tratamento de resíduos utilizando tecnologias consolidadas para o processamento deste material. O papel desta pesquisa é estender o modelo citado de forma a abranger uma tecnologia que tem se apresentado mais atrativa tanto do ponto de vista ambiental quanto energético e tem como objetivo a inserção de um ciclo combinado com gaseificação integrada neste modelo de otimização, visando avaliar a decisão sobre as melhores rotas de processamento de resíduo. Para tanto, foi necessário desenvolver um modelo de gaseificação de resíduos sólidos urbanos para prever a composição do gás de síntese gerado neste processo. Com os dados obtidos se inseriu esta tecnologia na superestrutura de tratamento térmico, optou-se também por se considerar além do transporte dos resíduos orgânicos e líquidos, o transporte de resíduos sólidos. A partir da modelagem verificou-se que a receita financeira global das plantas de processamento melhora quando as plantas menores se restringem a um uso mínimo da superestrutura térmica, sendo a gaseificação escolhida para as plantas maiores. Verifica-se também que há uma atratividade consideravelmente maior para o caso com gaseificação e transporte de resíduos sólidos, obtendo-se *paybacks* de até nove anos para o cenário mais provável sem o auxílio de subsídios, VPL de 2 bilhões e TIR de 20,32%. Ao se considerar a inclusão da taxa de tratamento de resíduos, os resultados se tornam significativamente melhores, aumentando a atratividade das plantas de processamento.

PALAVRAS-CHAVE: Gaseificação. Resíduo sólido urbano. Otimização. Processamento de resíduos.

ABSTRACT

The way of disposal of solid urban waste has become a matter of great importance due mainly to a greater concern with environmental sustainability and the consequences of incorrect disposal both for the environment and for human health. Among the possible ways of disposal/treatment of this material, the technologies of energy use stand out, or as they are known, technologies of waste to energy (WtE), recycling, composting/biological treatment and landfills. Integrated waste management is the role of the public manager of municipalities in Brazil, and so it is important that they have data to substantiate their decisions in order to develop plans that best suit the local situation. From the literature, it stands out, a model capable of optimizing different technological routes of disposal/treatment of waste using consolidated technologies for the processing of this material. The role of this research is to extend the aforementioned model to include a technology that has been presenting itself as more attractive from both an environmental and an energetic point of view and it aims to insert a combined cycle with gasification integrated with this optimization model, to evaluate the decision on the best waste processing routes. Therefore, it was necessary to develop a gasification model for solid urban waste to predict the composition of the gas generated in this process. With the data obtained, this technology was inserted in the heat treatment superstructure; it was also chosen to consider, in addition to the transport of solid and liquid waste, the transport of solid waste. From the modelling, it was verified that the global income of the plants when improving the smaller plants is restricted to minimum use of the thermal superstructure, being the gasification chosen for the bigger plants. It is also verified that there is a considerably greater attractiveness for the case with gasification and transportation of solid waste, obtaining paybacks of up to 9 years for the most likely scenario without the aid of subsidies, NPV of 2 billion and IRR of 20.32 %. When considering the inclusion of the waste treatment fee, the results become significantly better, increasing the attractiveness of the plants.

KEYWORDS: Gasification. Municipal solid waste. Optimization. Waste management.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Tipo de gaseificadores de leito fixo	28
Figura 2 - Esquema de um gaseificador em leito fluidizado	28
Figura 3– Gaseificador de fluxo arrastado	29
Figura 4– Gaseificador de forno rotativo	30
Figura 5– Gaseificador a plasma	31
Figura 6– Fluxograma do processo simplificado de um IGCC.	47
Figura 7– Diagrama T versus s para um ciclo Rankine ideal.....	48
Figura 8– Ciclo padrão a ar Brayton ideal.....	48
Figura 9– Diagrama de bloco de uma central térmica IGCC integrada	49
Figura 10– Planta IGCC e processos de resfriamento e limpeza do gás	52
Figura 11- Diagrama dos principais solventes utilizados no processo de AGR.....	54
Figura 12– Esquema do recuperador calor e suas seções.....	56
Figura 13– Perfil de temperatura em um recuperador de calor.	58
Figura 14– Classificação dos modelos matemáticos.	59
Figura 15– Progressão do método de algoritmos genéticos.	61
Figura 16– Megaestrutura e seus sistemas.	62
Figura 17– Locais das 9 plantas de recebimento e destinação para as 3 regiões metropolitanas.	63
Figura 18– Superestrutura de tratamento térmico	64
Figura 19– Diagrama esquemático produção de CDR.	67
Figura 20– Procedimento iterativo	72
Figura 21– Superestrutura biológica	79
Figura 22– Superestrutura térmica modificado	82
Figura 23 – Gráfico da variação dos componentes do gás de síntese com a variação da quantidade de nitrogênio no agente gaseificante.	97
Figura 24– Variação do syngas com conteúdo de umidade (CM)	98
Figura 25- Mapa das tecnologias escolhidas nas plantas em análise	100

Figura 26– <i>Payback</i> cenário Otimista	107
Figura 27– <i>Payback</i> cenário mais provável.....	107
Figura 28 – <i>Payback</i> cenário pessimista	108
Figura 29 – VPL cenário otimista	109
Figura 30– VPL cenário mais provável	110
Figura 31– VPL cenário pessimista	110
Figura 32– TIR cenário otimista.....	112
Figura 33– TIR Cenário mais provável.	113
Figura 34– TIR cenário pessimista.....	113
Figura 1.C – <i>Payback</i> do cenário otimista com o CG2 com transporte.....	136
Figura 2.C – <i>Payback</i> do cenário otimista com o CG2 com transporte ampliado.....	136
Figura 3.C – <i>Payback</i> do cenário mais provável com o CG2 com transporte.....	137
Figura 4.C – <i>Payback</i> do cenário mais provável com o CG2 com transporte ampliado	137
Figura 5.C – <i>Payback</i> do cenário pessimista com o CG2 com transporte.....	138
Figura 6.C – <i>Payback</i> do cenário pessimista com o CG2 com transporte ampliado.....	138
Figura 1.D – VPL do cenário otimista com o conjunto a gás CG2 com transporte	139
Figura 2.D – VPL do cenário mais provável com o conjunto a gás CG2 com transporte	139
Figura 3.D – VPL do cenário pessimista com o conjunto a gás CG2 com transporte	140
Figura 1.E – TIR do cenário otimista com o CG2 com transporte ampliado	141
Figura 2.E – TIR do cenário mais provável com o CG2 com transporte ampliado	141
Figura 3.E – TIR do cenário pessimista com o CG2 com transporte ampliado	142

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Tratamento de RSU em alguns países	21
Tabela 2 – Cidades das plantas de recebimento e destinação final	64
Tabela 3 – Valores de entalpia de formação (h_{fo} em kJ/mol) e coeficientes da equação empírica para gf, T_o (kJ/mol)	69
Tabela 4 – Coeficientes de calor específico para equação empírica	71
Tabela 5 – Composição do combustível derivado de resíduo em % mássica	73
Tabela 6 – número de mols (principais elementos) em 1kg de CDR em base seca e livre de cinzas.	73
Tabela 7 – Estimativa dos parâmetros operacionais.....	75
Tabela 8 – Vazão mássica de resíduos nas plantas em estudo.	76
Tabela 9 – Parâmetros de rendimento, preço de venda e custo de manutenção processo biológico.	76
Tabela 10 – Parâmetros de rendimento, preço de venda e custo de manutenção processo reciclagem.....	77
Tabela 11 – Parâmetros de rendimento, preço de venda e custo de manutenção processo térmico.	77
Tabela 12 – Preço de venda de material reciclável.	78
Tabela 13 – Custo de transporte entre plantas.	78
Tabela 14 – Custo de pedágio entre plantas.	78
Tabela 15 – Comparativo conjuntos a gás.....	83
Tabela 16 – Comparativo da composição do syngas (% volume) em base seca.....	92
Tabela 17 – Comparativo da composição dos gases que formam o syngas (% volume) em base seca para o modelo modificado.	93
Tabela 18 – Dados de entrada e resultados sistema de equações para CDR.....	93
Tabela 18 – Dados de entrada e resultados sistema de equações para CDR (continuação)	94
Tabela 19 – Cálculo do PCI para o gás de síntese gerado a partir da gaseificação do CDR....	94
Tabela 20 – Variação nos componentes do CDR.....	95
Tabela 21 – Variação da composição e do PCI do gás de síntese para a análise de sensibilidade da composição do CDR.	95

Tabela 22 – Variação da composição do gás de síntese e do PCI com relação a razão oxigênio/nitrogênio no agente gaseificante.	96
Tabela 23 – Comparativo para gaseificação com oxigênio puro.....	97
Tabela 24 – Composição do gás de síntese com a variação do conteúdo de umidade (CM) ...	98
Tabela 25 – Propriedades dos gases	99
Tabela 26 – Dados da superestrutura de processo renováveis.....	100
Tabela 27 – Parâmetros e dados de operação das plantas	102
Tabela 28 – Transporte de resíduos orgânicos, líquidos e sólidos	103
Tabela 29 – Parâmetros e dados simulação das plantas do trabalho de referência	104
Tabela 30 – Investimento inicial das plantas, análise comparativa	106
Tabela 31 – Valores de <i>payback</i> comparativo casos com gaseificação e trabalho de referência	108
Tabela 32 – Valores de VPL, comparativo casos com gaseificação e trabalho de referência.	111
Tabela 33 – Valores de TIR, comparativo casos com gaseificação e trabalho de referência.....	114
Tabela A.1 – Estimativa de investimento da planta de processamento de resíduos, caso com gaseificação e transporte de resíduos sólidos.....	134
Tabela B.1 – Estimativa de investimento da planta de processamento de resíduos, caso de referência.....	135

LISTA DE SIGLAS E ABREVIACÕES

Amort	Amortização
ASU	<i>Air separation Unit</i>
AGR	<i>Acid gas removal</i>
BG	Biogás
BGD	Biogás Disponível
CG	Conjunto a gás
CDR	Combustível derivado de resíduo
CM	Conteúdo de umidade
CMO	Custo de manutenção e operação
COMB	Combustível
CT	Custo de transporte
DFC	Dinâmica dos Fluidos Computacional
ECC	Eficiência de conversão de carbono
EES	<i>Engineering Equation Solver</i>
EGF	Eficiência de gás frio
EGQ	Eficiência de gás quente
ER	<i>Equivalence ratio</i>
Fcrd	Fator de conversão de real para dólar
GN	Gás Natural
GW	<i>Global Warming</i>
HR	Heat rate
HRSG	<i>Heat Recovery Steam Generator</i>
IGCC	<i>Integrated Gasification Combined Cycle</i>
Inc	Incineração
Ipl	Investimento Inicial total
Kcc	Fator de investimento em obras civil
PCI	Poder calorífico inferior
PCS	Poder calorífico superior
PNRS	Política Nacional dos resíduos sólidos
PR	<i>Pressure Ratio</i>
PV	Preço de Venda

RS	Resíduos Sólidos
RES D	Resíduos Sólidos Disponíveis
RSU	Resíduos Sólidos Urbanos
RNA	Rede Neural Artificial
SING D	Syngas disponível
SING L D	Syngas limpo disponível
TIT	<i>Turbine Inlet Temperature</i>
TV	Turbina a vapor
VCI	Vapor da caldeira de incineração
VCV	Vapor caldeira a vapor
VCC	Vapor ciclo combinado
WtE	<i>Waste-to-Energy</i>

LISTA DE SIMBOLOS

C	Calor sensível	J
D	Difusividade	m ² /s
f	Fator de amortização	[1]
G	Energia Livre de Gibbs	J
$\bar{h}_f^\circ$	Entalpia de formação	kJ/mol
K	Constante de equilíbrio	[1]
L	Função Lagrangiana	J
n	Número de mols	[1]
P	Pressão	N/m ²
PM	Peso Molecular	g/mol
Q	Transferência de Energia	kW/m ³
R	Constante do gás	J / K.mol
u_g ,	Velocidade superficial	m/s
$\dot{V}$	Vazão volumétrica	m ³ /s
z	Distância	m

Letras gregas

ΔG^0	Energia livre de Gibbs de formação	kJ/mol
λ	Multiplicador de Lgrange	[1]
λ_g	Condutividade térmica	W/m.K
η	Rendimento	%
ρ	Massa especifica	kg/m ³

Subscrito

a-g	água-gás
AS	Aterro sanitário
B	Processo biológico
boud	Boudouard

carbono_syngas	fração de carbono nos componentes do syngas
carbono_resíduo	fração de carbono nos componentes do resíduo
CI	caldeira de incineração
comb	combustível
Combvc	Combustível caldeira a vapor
CV	Caldeira a vapor
CR	Caldeira de recuperação
D	disponibilidade de resíduos
EE	Energia Elétrica
Eq	Equipamento
entr	entrada
ET	Energia Térmica
ger	gerador
ins	insumo
met	metano
prod	produtos
R	Processo renováveis
red_rs	Redução resíduos
resf	Resfriamento
re-vap	reforma de vapor
res	resíduo
ROeL	resíduo orgânico e líquido
sing	syngas
Tot	total
TT	Tratamento térmico
V	Vendida

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	20
1.1	JUSTIFICATIVA	23
1.2	OBJETIVOS	24
1.2.1	Objetivos gerais.....	24
1.2.2	Objetivos Específicos	24
1.3	CONTRIBUIÇÕES E IMPACTOS DA DISSERTAÇÃO	24
2	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	26
2.1	GASEIFICAÇÃO NO PROCESSAMENTO DE RESÍDUO	26
2.2	MODELOS DE SIMULAÇÃO DO GASEIFICADOR.....	32
2.2.1	Modelo de equilíbrio termodinâmico.....	33
2.2.1.1	Modelo estequiométrico	34
2.2.1.2	Modelo não-estequiométrico.....	35
2.2.2	Modelo de equilíbrio cinético.....	40
2.2.2.1	Gaseificadores de leito móvel / fixo	41
2.2.2.2	Gaseificadores de leito fluidizado	42
2.2.2.3	Gaseificadores de fluxo arrastado.....	43
2.2.3	Modelo de dinâmica de fluidos computacional (DFC)	44
2.2.4	Modelos de rede neural	45
2.3	CICLOS COMBINADOS COM GASEIFICAÇÃO INTEGRADA	46
2.3.1	Ciclos termodinâmicos	47
2.3.1.1	Ciclos Rankine.....	47
2.3.1.2	Ciclos Brayton	48
2.3.2	Sistemas principais	49
2.3.2.1	Unidade de separação de ar	49
2.3.2.2	Ilha de gaseificação.....	50
2.3.2.2	Ciclo combinado com conjunto a gás.....	54
2.4	OTIMIZAÇÃO.....	58
3	MATERIAL E MÉTODO	62
3.1	ESTRUTURA DE OTIMIZAÇÃO INTEGRADA DE RESÍDUOS SÓLIDOS URBANOS	62
3.2	MODELAGEM DA GASEIFICAÇÃO	65
3.2.1	Modelo do gaseificador.....	66
3.2.2	Dados para o modelo	72

3.2.3	Cálculo do poder calorífico inferior do <i>syngas</i>	74
3.3	ADAPTAÇÃO DA ESTRUTURA DE OTIMIZAÇÃO.....	75
3.3.1	Superestrutura de tratamento biológico.....	79
3.3.2	Superestrutura de tratamento térmico	81
3.4	ANÁLISE ECONÔMICA	89
4	RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	92
4.1	RESULTADOS DO MODELO DE GASEIFICAÇÃO.....	92
4.2	RESULTADOS DA OTIMIZAÇÃO	99
4.2.1	Análise da atratividade econômica das plantas	105
4.2.2	Resultados da amortização do investimento inicial (<i>payback</i>).....	106
4.2.3	Resultados do valor presente líquido (VPL)	109
4.2.4	Resultados da taxa interna de retorno (TIR)	112
5	CONCLUSÃO.....	115
	REFERÊNCIAS	118
	APÊNDICE A – EES MODELAGEM GASEIFICAÇÃO	125
	APÊNDICE B – EES MODELAGEM OTIMIZAÇÃO	128
	ANEXO A – INVESTIMENTO INICIAL: GASEIFICAÇÃO.....	134
	ANEXO B – INVESTIMENTO INICIAL: GASEIFICAÇÃO	135
	ANEXO C – <i>PAYBACK</i> TRABALHO DE REFERÊNCIA.....	136
	ANEXO D – VPL TRABALHO DE REFERÊNCIA.....	139
	ANEXO E – TIR TRABALHO DE REFERÊNCIA	141

1 INTRODUÇÃO

O aumento crescente no modo de disposição e sua composição heterogênea fazem dos resíduos sólidos urbanos (RSU) uns dos principais problemas enfrentados pela sociedade atualmente, tanto em países desenvolvidos quanto subdesenvolvidos (CASAS LEDÓN et al., 2016). Um dos desafios enfrentados pelos responsáveis pelo gerenciamento deste material é encontrar uma solução eficaz, reduzindo passivos ambientais e com segurança para a sua disposição final, problema este que tende a aumentar com o crescimento na geração de RSU.

Segundo a Agência Internacional de Energia, a produção de resíduos urbanos tende, segundo projeções estatísticas, a mais do que dobrar nas próximas décadas, indo de 1316 Mt/ano em 2013 para 2720 Mt/ano em 2050, fato este estimulado pelo aumento populacional e desenvolvimento econômico (IEA, 2016). O gerenciamento/gestão inadequado deste tipo de resíduo leva a consequências importantes, tais como, emissão de gases poluentes, impactos ambientais e na saúde da população (PIRES et al., 2011).

Atualmente, as principais formas de tratamento dos RSU são os aterros sanitários, reciclagem, compostagem e a incineração. A distribuição dessas alternativas entre alguns dos principais países do mundo pode ser vista na Tabela 1 (LINO; ISMAIL, 2017). Na Tabela 1, percebe-se que dentre os países avaliados, os EUA e a China apresentam as maiores produções de RSU anual, tendo os dois países o aterro sanitário como principal forma de destinação final dos resíduos gerados.

Brasil, Alemanha e Japão apresentam produção de RSU em números gerais relativamente similar, porém estes países adotam estratégias bem diferentes com relação a destinação final; enquanto Japão e Alemanha utilizam em sua totalidade a incineração e reciclagem/compostagem, o Brasil depende quase que unicamente dos aterros sanitários (LINO; ISMAIL, 2017). Dentre as alternativas de tratamento apresentadas na Tabela 1, os aterros sanitários provem a maneira mais fácil e econômica de se dispor de resíduos ao redor do mundo (LAMB et al, 2012). No entanto, este método apresenta vários problemas ambientais, tais como contaminação da superfície e de lençóis freáticos, emissão de gases do efeito estufa e emissão de odores.

Outros fatores fazem com que se procurem alternativas para os aterros sanitários, sendo que dentre eles destacam-se: espaço cada vez mais limitado para implantação deste processo, custos de transporte, propagação potencial de patógenos de incidentes biológicos, oposição de moradores vizinhos, entre outros (ZUBERI; ALI, 2015). Devido a estes fatores, muitos países

desenvolvidos têm mudado sua forma de disposição final para incineração, além da preferência dada à reciclagem e reutilização (MONNI, 2012).

Tabela 1 – Tratamento de RSU em alguns países

	Ano	População (Milhão)	RSU (milhão-t /ano)	RSU per capita (kg/habitante/dia)	Aterro (%)	Incineração (%)	Reciclagem e compostagem (%)
Áustria	2013	8,54	8,14	2,61	4,00	37,00	59,00
Dinamarca	2013	5,67	4,20	2,03	2,00	54,00	44,00
Alemanha	2013	80,69	47,7	1,62	0,00	35,00	65,00
Holanda	2013	16,92	9,8	1,58	1,00	49,00	50,00
Suécia	2013	9,78	4,36	1,22	1,00	50,00	49,00
Suíça	2013	8,30	5,56	1,83	0,00	49,00	51,00
Bélgica	2013	11,22	6,13	1,49	1,00	44,00	55,00
Romênia	2013	19,51	0,78	0,11	97,00	0,00	3,00
Japão	2013	126,57	45,00	0,97	1,00	80,00	19,00
China	2014	1376,05	158,05	0,31	60,00	30,00	10,00
EUA	2014	321,77	273,10	2,32	53,00	12,00	35,00
Brasil	2014	204,45	64,40	0,86	96,10	0,00	3,90

Fonte: Lino e Ismail (2017)

Esta tendência, aliada à redução das reservas de combustíveis fósseis e aos problemas relacionados às emissões geradas na sua combustão, levou os países a procurarem alternativas renováveis, como o aproveitamento energético do RSU em centrais térmicas conhecidas como “Waste-to-Energy” (WtE).

Nas centrais térmicas WtE, a tecnologia dominante é a incineração com mais de 1400 centrais térmicas no mundo (ARENA; ARDOLINO; GREGORIO, 2017), porém, no século 21, algumas tecnologias inovadoras têm começado a atrair a atenção, impulsionada, principalmente, por uma visão mais sustentável devido a esse processo ainda encontrar como desafio o controle de NO_x, SO_x, dioxinas e furanos (DONG et al., 2018; CHENG; HU, 2010).

Dentre as principais alternativas, destaca-se a gaseificação que conta, atualmente, com mais de 100 centrais térmicas em operação. A gaseificação apresenta algumas vantagens em relação à incineração: maior eficiência na produção de energia, a possibilidade da produção de combustíveis em vez de somente energia e um controle melhor das emissões de poluentes.

Segundo Malkow (2004), a redução na emissão de poluentes acontece pelo fato de se reterem álcalis, metais pesados, cloretos e enxofre nos resíduos do processo e também por prevenir a formação de dioxinas e NO_x térmico devido a mais baixas temperaturas e ao ambiente redutor.

A diferença principal entre o processo de incineração e a gaseificação está na quantidade de oxigênio no ar que é admitido no processo. Enquanto a incineração realiza a combustão em excesso de ar para que o material seja completamente oxidado e a energia seja extraída na forma de calor, a gaseificação acontece em um ambiente com ar ou oxigênio limitado, fazendo com que a combustão ocorra, mas não seja completa (BREEZE, 2019).

Assim, o resíduo é convertido em um gás que pode ser utilizado tanto para produção de energia quanto para produção de metano, metanol, dimetil éter, entre outros químicos (ACC, 2013). Em centrais térmicas WtE, o gás produzido é geralmente utilizado como combustível em conjuntos a gás ou motores a combustão interna para a produção de energia elétrica de uma forma mais eficiente (YASSIN et al., 2009).

Ferreira e Balestieri (2018) realizaram uma análise comparativa entre estas duas alternativas WtE, sendo as configurações avaliadas com capacidades entre 4 e 11 MW. Um ciclo combinado híbrido queimando RSU em um incinerador concomitantemente com um conjunto a gás queimando biogás de aterros foi comparado a um sistema de gaseificação de RSU com a queima do gás de síntese (*syngas*) diretamente em um conjunto a gás. Os resultados revelaram que a configuração com gaseificação é mais eficiente que o ciclo híbrido (43% contra 35%).

Yassin et al. (2009) realizaram uma análise tecno-econômica de dois sistemas WtE: combustão em leito fluidizado e gaseificação, sendo que para diferentes opções de tratamento do resíduo o estudo concluiu que a gaseificação tem maiores eficiências globais do que os processos de combustão, em especial a gaseificação em leito fluidizado com um ciclo combinado com conjunto a gás.

Arena (2012) apresentou uma revisão técnica sobre o processo de gaseificação de resíduos sólidos urbanos, avaliando diferentes aspectos do processo como tipo de reatores e configurações das centrais térmicas. A análise demonstra que a gaseificação é um processo tecnicamente viável, capaz de atingir os limites impostos para emissões de poluentes e com um grande efeito na redução da utilização dos aterros sanitários.

Analisando de um ponto de vista de passivo ambiental, Dong et al. (2018) realizaram uma avaliação de ciclo de vida para três diferentes sistemas de conversão térmica (pirólise, gaseificação e incineração). Os resultados encontrados permitem afirmar que a pirólise e a gaseificação em conjunto com um conjunto a gás/ciclo combinado têm o potencial de diminuir

as cargas ambientais e atingir eficiências energéticas mais elevadas que os ciclos de incineração. Outro resultado apresentado neste estudo permite assumir a central térmica de gaseificação como a com o menor impacto ambiental com relação a aquecimento global (*global warming*, GW).

Nas diversas maneiras de disposição final dos resíduos e visando buscar soluções para a gestão integrada destes métodos, Balcazar (2014) realizou um estudo de modelagem e otimização que abrange diferentes tecnologias de geração de energia e rotas tecnológicas de processamento e distribuição dos produtos obtidos a partir de resíduos municipais visando maximizar a receita de processamento múltiplo de RSU em três regiões metropolitanas (São Paulo, Campinas, Vale do Paraíba e litoral norte).

O modelo utilizado visa alocar em nove diferentes aterros em funcionamento nessas três regiões outras possibilidades para processamento de resíduos, como o tratamento biológico, tratamento térmico e a reciclagem. A estrutura de tratamento térmico utilizada no modelo foi fundamentado em sistemas WtE baseados em ciclos a vapor com incinerador de RSU em comparação com sistemas híbridos (conjuntos a gás queimando gás natural e associados a incinerador de RSU).

1.1 JUSTIFICATIVA

Em um aspecto nacional há, ainda, muito a se desenvolver sobre o assunto de aproveitamento energético de RSU, visto que o aterro sanitário é a medida mais adotada para disposição final deste material. A política nacional dos resíduos sólidos (PNRS) afirma que as técnicas de recuperação energética de RSU podem ser usadas, contanto que suas viabilidades técnicas e ambientais sejam garantidas (BRASIL, 2010). A PNRS instituída por meio da Lei 12.305/2010 também destaca a importância da gestão integrada de resíduos sólidos com a adoção e desenvolvimento de tecnologias limpas de maneira a reduzir impactos ambientais.

Do decorrido, percebe-se a importância de se estudar tecnologias mais avançadas como a gaseificação frente a tecnologias já estabelecidas como a incineração, de maneira a buscar soluções mais sustentáveis e que sejam viáveis – neste contexto, tal como sugerido por Ferreira e Balestieri (2018), o emprego de sistemas de gaseificação se revela mais atrativo e eficiente que as tecnologias contempladas por Balcazar (2014) para tratamento térmico, devendo ser considerado seu emprego nas rotas de integração das plantas de processamento de resíduos.

1.2 OBJETIVOS

1.2.1 Objetivos gerais

Desenvolver a modelagem do ciclo combinado com gaseificação integrada na superestrutura descrita no trabalho realizado por Balcazar (2014), avaliando a decisão sobre as melhores rotas tecnológicas para o gerenciamento de resíduos. Neste trabalho serão utilizadas a superestruturas de processos biológicos e processos renováveis com as mesmas tecnologias apresentadas no trabalho do Balcazar (2014).

1.2.2 Objetivos Específicos

- Realizar uma revisão bibliográfica acerca dos tipos de gaseificação, parâmetros e aspectos relevantes do processo e tipos de modelagem de simulação da gaseificação.
- Desenvolver um modelo de gaseificação para o RSU a fim de se determinar a composição e propriedades do gás de síntese gerado na queima de combustível derivado de resíduo (CDR).
- A partir do modelo estudar parâmetros e variações no processo e seus efeitos na composição e características do gás de síntese gerado. Com as equações e restrições dos modelos, melhorar os parâmetros operacionais através de métodos de otimização.
- Modelar um ciclo combinado com gaseificador integrado de RSU a ser inserido na superestrutura térmica.
- Avaliar as rotas tecnológicas e o comportamento da megaestrutura com a inserção da tecnologia de gaseificação na superestrutura térmica.

1.3 CONTRIBUIÇÕES E IMPACTOS DA DISSERTAÇÃO

A principal contribuição desta dissertação é a apresentação da tecnologia de gaseificação de resíduos sólidos urbanos em um contexto de gerenciamento integrado de resíduos revelando o potencial desta tecnologia através de um modelo de otimização que busca maximizar o lucro das plantas de processamento. Este trabalho faz uma comparação entre a gaseificação e a

incineração através da inserção desta tecnologia na superestrutura de tratamentos térmicos proposta por Balcazar (2014).

Além do supracitado, a presente dissertação também tem como contribuição a apresentação de um modelo que promove a valorização dos resíduos urbanos, um importante passivo ambiental que deve ser equacionado. Neste modelo tem-se a redução da quantidade de resíduos que seriam aterradas e a geração de energia elétrica através de combustível não fóssil, pontos importantes do ponto de vista ambiental. Do ponto de vista socioeconômico este modelo pode ser visto como fonte geradora de recursos, principalmente através do incentivo à reciclagem.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 GASEIFICAÇÃO NO PROCESSAMENTO DE RESÍDUO

Segundo Yadav e Jagadevan (2019) e Kaur et al. (2019), a gaseificação de RSU pode ser definida como o processo termoquímico de conversão de material carbonáceo na presença de uma quantidade de oxidante menor que a estequiométrica para formação de um produto gasoso a alta temperatura; este gás é conhecido como gás de síntese ou *syngas*. Este processo pode ser auto-térmico, ou seja, parte do combustível é queimado para fornecer o calor necessário para gaseificar o material restante ou alotérmico, no qual o calor é fornecido por uma fonte externa.

Há diferentes tipos de gaseificação de RSU, sendo que uma das possíveis classificações destes tipos se refere ao meio oxidante utilizado. Dentre os principais destacam-se: gaseificação a ar, com ar rico em oxigênio, com oxigênio puro, com vapor e a plasma (WATSON et al., 2018; ARENA, 2012). Dependendo do tipo de agente gaseificante utilizado, o processo terá diferentes características. O agente oxidante possibilita, por meio de diferentes reações heterogêneas, que a matéria-prima da gaseificação seja rapidamente convertida em produto gasoso (LEE et al., 2014)

A gaseificação a ar (agente do processo) produz um *syngas* diluído em nitrogênio (não ativo nas reações químicas) e de baixa qualidade com poder calorífico superior na faixa entre 4-7 MJ/Nm³ (SCHUSTER et al., 2001). A gaseificação com ar rico em oxigênio, ou seja, com mais de 21% de O₂ no ar, podendo chegar até 50%, tem como objetivo obter um gás com um poder calorífico mais elevado devido à menor quantidade de nitrogênio. O processo com oxigênio puro produz um *syngas* com nenhum ou quase nenhum teor de nitrogênio, assim possuindo um poder calorífico mais elevado que os anteriores (entre 10 - 15 MJ/Nm³).

No entanto, para este processo é necessário realizar investimento em uma unidade de separação de ar para fornecer o oxigênio puro, fazendo com que este processo somente seja viável para operações em grande escala. A gaseificação com vapor de água gera um *syngas* com alto teor de hidrogênio e com um maior valor de poder calorífico (faixa entre 15 - 20 MJ/ Nm³), sendo que para este processo é necessário fornecer calor, visto que não há reações exotérmicas (ARENA, 2012).

Segundo Arena (2012), o processo de gaseificação é composto de reações endotérmicas e exotérmicas que acontecem de maneira sucessiva e repetidamente; o processo acontece em diferentes etapas, tais como aquecimento e secagem, volatilização (pirólise) e reações químicas (gás-sólido e fase gás). A etapa de aquecimento e secagem ocorre em temperaturas de até 160°

C, fase em que acontece a evaporação de parte da umidade contida no resíduo.

A pirólise ocorre em temperaturas de até 700° C; nesta etapa são formados gases permanentes (H₂, CO, CO₂, CH₄, H₂O), alcatrão (vapores de hidrocarbonetos condensáveis) e char (o resíduo sólido restante volatilizado, que consiste principalmente de carbono fixo e cinzas). Parte dos vapores passa por um processo de craqueamento térmico em gás e char. A última etapa de reações químicas acontece em um ambiente redutor, com quantidade de oxigênio muito abaixo da estequiométrica (entre 25% a 50%) (ARENA, 2012).

No processo auto-térmico, a combustão parcial dos gases combustíveis, vapores e resíduo carbonáceo (*char*) provê o calor necessário para o craqueamento térmico do alcatrão (*Tar*) e hidrocarbonetos e para gaseificação do char, mantendo a temperatura operacional do gaseificador. Existem diferentes tecnologias para gaseificação de resíduos sólidos urbanos comercialmente disponíveis. Estas tecnologias utilizam diferentes tipos de reatores que serão discutidos a seguir.

- **Gaseificador de leito fixo:** Nestes reatores, o resíduo preenche quase que a totalidade do reator, podendo-se distinguir diferentes zonas que se movem para cima ou para baixo. Há dois tipos de gaseificadores de leito fixo, *downdraft* e *updraft*. No *downdraft*, o resíduo é alimentado pela parte superior do reator e o agente gaseificante pela parte superior ou lateral, ou seja, o resíduo e gases movem-se na mesma direção.

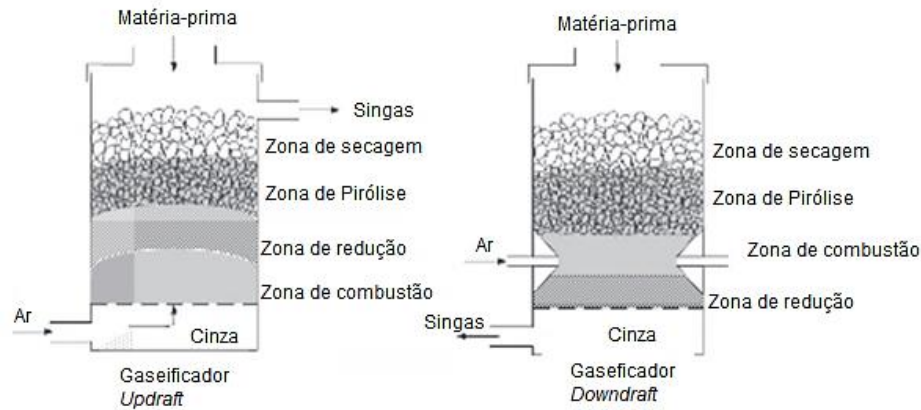
O tamanho e portabilidade deste tipo de reator são algumas de suas vantagens. No entanto, apresenta como desvantagens o fato de necessitar a separação do material de alimentação e que o resíduo tenha um baixo teor de umidade. Este tipo de gaseificador é utilizado para baixas capacidades (menores que 1 MW) e é muito sensível às características do combustível, o que faz com que seja raramente aplicado para RSU ou outros tipos de resíduos (LARS WALDHEIM, 2018).

No gaseificador *updraft*, o resíduo é alimentado pelo topo do reator e o oxidante pela parte inferior, e desse modo o resíduo se move no sentido contrário aos gases, que secam o resíduo; assim, para este tipo de gaseificador é possível utilizar resíduo com maior percentual de umidade. Os gases deixam o gaseificador neste modelo com temperaturas relativamente baixas, o que faz com que o processo apresente elevada eficiência térmica, diferentemente do *downdraft*, no qual os gases deixam o gaseificador com altas temperaturas.

No gaseificador *updraft*, o alcatrão formado na zona de pirólise é arrastado pelos gases antes de ser craqueado, fazendo com que o *syngas* produzido apresente uma elevada concentração deste componente, na ordem de 40-100 g/Nm³ (BELGIORNO et al., 2003; LARS WALDHEIM, 2018). A Figura 1 apresenta uma representação esquemática destes dois tipos de

gaseificadores de leito fixo contendo as principais zonas de reação nestes equipamentos.

Figura 1 - Tipo de gaseificadores de leito fixo

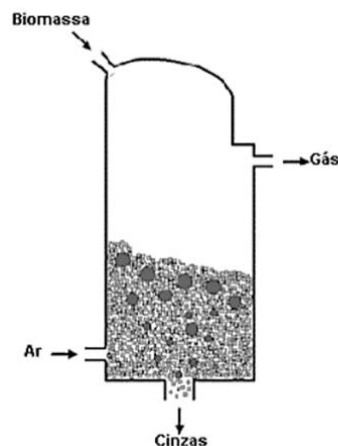


Fonte: Adaptado de Dutta e Acharya (2011)

Gaseificador de leito fluidizado: O gaseificador de leito fluidizado pode ser do tipo borbulhante ou circulante. No gaseificador de leito fluidizado borbulhante, o fluxo de gases oxidante é soprado na direção ascendente e permeia o material inerte contido no leito; o resíduo é colocado em contato com este material no leito do reator.

A velocidade do fluxo de gases é tal que dá às partículas do leito uma característica de fluido, o que favorece a mistura e o contato gás-sólido. Para este tipo de reator, a velocidade do fluxo de gases estará, tipicamente entre 1 e 2 m/s e não há arraste de material (WIDELL, 2013). Um esquema deste tipo de gaseificador é apresentado na Figura 2.

Figura 2 - Esquema de um gaseificador em leito fluidizado



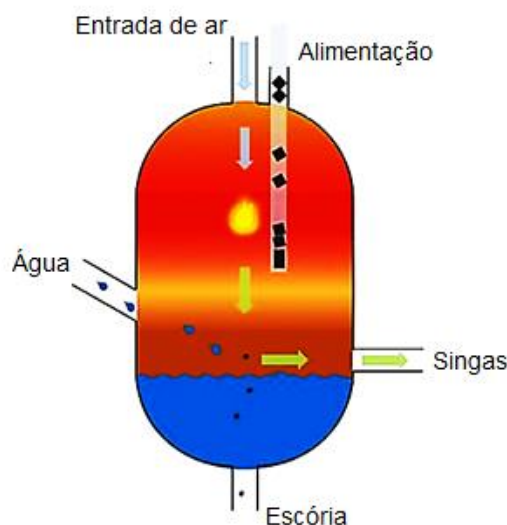
Fonte: Lima et al. (2017)

As reações de gaseificação neste reator ocorrem logo acima do leito, na região de máxima turbulência (induzido pela erupção das bolhas) e as temperaturas de reação devem ser limitadas de forma a não haver fusão e sinterização das cinzas. Uma característica deste tipo de reator é que ele não contém partes móveis fazendo com que a sua manutenção seja mais barata e simples.

O tipo circulante apresenta velocidades do fluxo de gases acima da velocidade terminal dos sólidos, o que faz com que uma grande quantidade de partículas seja arrastada do leito. Para que o regime seja considerado permanente é necessário um ciclone para captar o material arrastado e que este material seja retornado ao leito. A principal vantagem do tipo circulante é sua capacidade de processar diferentes matérias primas com composições variáveis e umidade.

Gaseificador de fluxo arrastado: São geralmente operados a altas pressões (25 bar), podem processar carvão e mistura de resíduos de plásticos, pois esses materiais podem formar uma polpa/lama de maneira a se obter um combustível sólido que possa ser alimentado a altas pressões de forma barata e com um conteúdo energético capaz de manter as reações de gaseificação. Neste tipo de gaseificador é utilizada uma mistura de água com pequenas partículas de combustível (triturado) de maneira a formar uma lama, que é alimentada no gaseificador com o agente gaseificante pressurizado; uma chama na parte superior do gaseificador é responsável por queimar parte do combustível de forma a fornecer calor e manter altas temperaturas (1200 - 1500 °C). Nesta temperatura, as cinzas são derretidas e descarregadas na câmara de resfriamento. O esquema descrito anteriormente é apresentado na Figura 3.

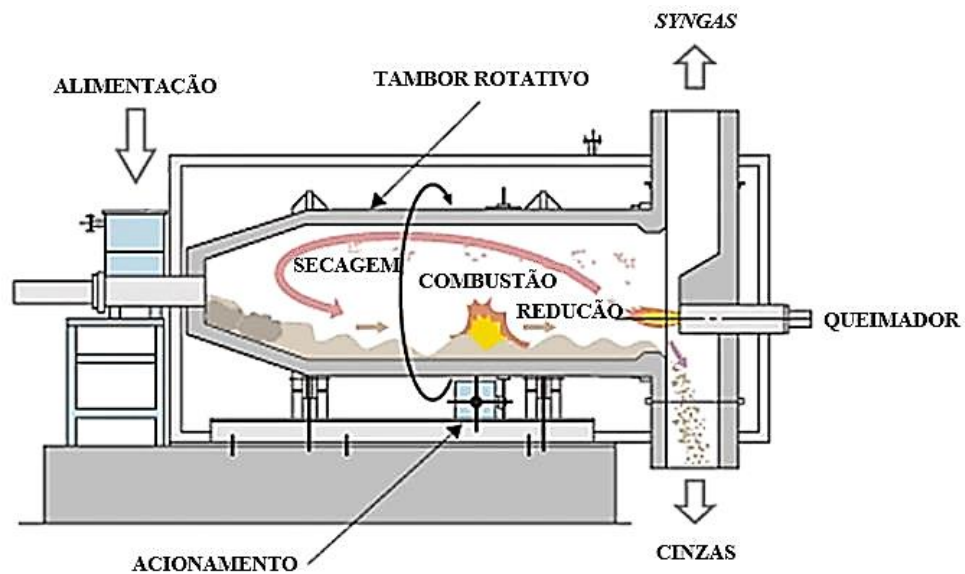
Figura 3 – Gaseificador de fluxo arrastado



Fonte: Cruz e Oliveira (2016)

Gaseificador de forno rotativo: Este tipo de gaseificador apresenta como principais objetivos mover sólidos na zona de reação à alta temperatura e misturar os sólidos, processando quase todo tipo de resíduo, indiferentemente do tipo e composição. O forno é composto de uma casca cilíndrica de metal revestida com material refratário resistente à abrasão de forma a prever o sobreaquecimento do metal. A velocidade de rotação controla o movimento dos sólidos que estão sendo processados, conforme apresentado na Figura 4.

Figura 4 – Gaseificador de forno rotativo



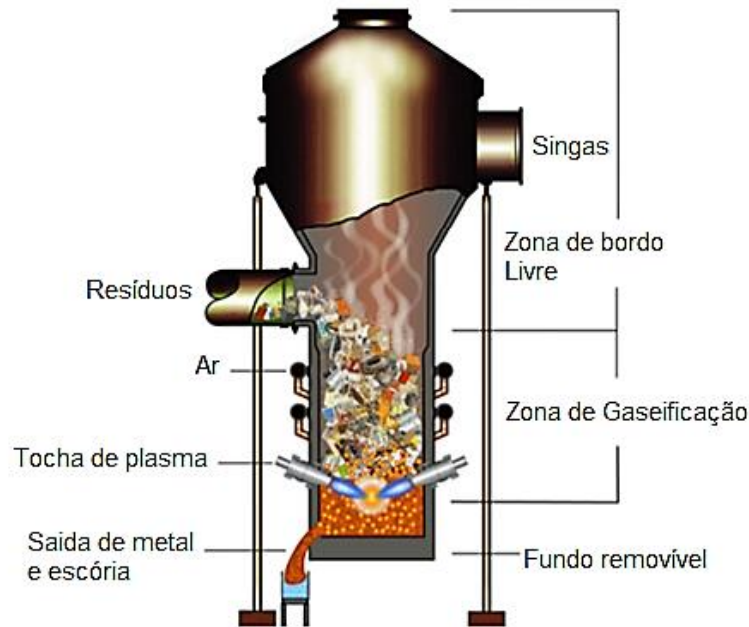
Fonte: Cruz e Oliveira (2016)

Gaseificador a plasma: Processa resíduos não tratados e o reator utilizado frequentemente é de leito móvel. O resíduo entra em contato com um plasma gerado eletricamente por uma tocha de plasma localizada na região inferior do gaseificador, fazendo com que a parte orgânica do resíduo seja convertida em *syngas* e a parte inorgânica seja vitrificada em escória inerte. As unidades de gaseificação a plasma requerem um alto gasto de eletricidade para operar as tochas de plasma, em torno de 15-20% da potência bruta da central térmica. Um esquema deste tipo de gaseificador é apresentado na Figura 5.

Além dos tipos de agentes gaseificantes utilizados e dos diferentes tipos de reatores, alguns parâmetros operacionais e de desempenho de processos devem ser considerados, sendo descritos a seguir os mais importantes. Razão de equivalência (ER) é a relação entre a quantidade de oxigênio no oxidante e a quantidade necessária para combustão completa estequiométrica (ARENA, 2012). Este parâmetro é um dos mais importante no processo de gaseificação, pois afeta a composição e rendimento do gás resultante e o conteúdo de alcatrão.

Uma razão de equivalência igual a zero indica uma condição de pirólise, enquanto que, valores próximos a um indicam uma condição de combustão. Para gaseificação, a razão de equivalência geralmente assume valores na ordem de 0,25 a 0,35 (ARENA, 2012).

Figura 5 – Gaseificador a plasma



Fonte: Helsen e Bosmans (2010)

A temperatura do reator é um parâmetro importante tanto para gaseificação alotérmica (ou indireta, com fonte de energia externa) como para gaseificação auto-térmica. A temperatura pode afetar o estado das cinzas e o conteúdo de alcatrão no *syngas*, observando-se que o tempo de residência dos gases e do resíduo é um parâmetro que dependerá do tipo do reator. As propriedades e composição dos resíduos no processo de gaseificação são importantes, como poder calorífico, composição elementar, conteúdo de umidade, conteúdo de material volátil, outros contaminantes, densidade e tamanho.

No processo de gaseificação, algo comum que tem sido feito é a utilização de combustível derivado de resíduos (CDR). O CDR é oriundo de resíduos não perigosos, com valor energético, que tenha passado por um pré-tratamento de segregação, trituração e mistura, de forma a obter um material com característica homogênea. Este material é geralmente constituído de plástico, borracha, papel, madeira, entre outros, que não sejam viáveis para o processo de reciclagem ou que tenham sido rejeitados por este processo.

A composição e temperatura do agente gaseificante são parâmetros que afetam os

balanços de massa e energia no reator e também a distribuição de temperatura ao longo do gaseificador. Além destes parâmetros operacionais é importante conhecer alguns parâmetros de eficiência do processo de gaseificação, os quais são:

Eficiência de gás frio, sendo definido como a razão da energia química do gás de síntese (vazão volumétrica do gás de síntese gerado pelo poder calorífico deste gás, $\dot{V}_{sin}$) e a energia química do resíduo fornecido à planta (vazão volumétrica do resíduo fornecido à planta pelo poder calorífico do resíduo, $\dot{V}_{res}$), ou seja, $EGF = \dot{V}_{sin}PCI_{sing} / \dot{V}_{res}PCI_{res}$. Este parâmetro não leva em conta o calor sensível do gás, somente sua energia química.

Eficiência do gás quente, diferentemente da eficiência de gás frio, leva em conta o calor sensível do gás e do resíduo, ou seja, $EGQ = (C_{saida} + \dot{V}_{sin}PCI_{sin}) / (\dot{V}_{res}PCI_{res} + C_{entr})$, no qual C_{saida} é o calor sensível do gás produzido e C_{entr} é o calor sensível do resíduo.

Eficiência de conversão de carbono, sendo um parâmetro que quantifica a razão entre a conversão do carbono em produtos gasosos e o carbono contido nos resíduos fornecido à planta, ou seja, $ECC = (\dot{V}_{sin}C_{carbono_syngas}) / (\dot{V}_{res}C_{carbono_residuo})$, no qual $C_{carbono_syngas}$ é a fração de carbono presente no syngas, excluindo-se o presente no alcatrão e cinzas, e $C_{carbono_residuo}$ é a fração de carbono presente no resíduo.

O conteúdo de alcatrão é um elemento que se forma no processo de gaseificação, sendo um dos principais impeditivos ao uso desta tecnologia em escala industrial. O alcatrão é uma mistura complexa de hidrocarbonetos pesados, tais como hidrocarbonetos aromáticos policíclicos, podendo causar problemas como entupimento da tubulação e de equipamentos, reduzindo assim a eficiência do processo. Por essa razão, esse se torna um parâmetro fundamental no processo, uma vez que, conhecendo o conteúdo de alcatrão da gaseificação, é possível definir o equipamento de conversão de energia que pode ser utilizado e as tecnologias necessárias para limpeza do *syngas* produzido.

2.2 MODELOS DE SIMULAÇÃO DO GASEIFICADOR

No processo de gaseificação, qualquer variação dos parâmetros operacionais mencionados anteriormente pode afetar a composição final do gás produzido e o desempenho do gaseificador. A composição da matéria-prima também é um fator que influencia fortemente o sistema e a composição do *syngas*, de tal modo que o processo de experimentação para achar as condições ótimas para um reator específico acaba se tornando muito custoso e demorado.

Torna-se, assim, importante estudar modelos matemáticos que simulem o comportamento do gaseificador com vistas a otimizar sua operação e projeto sem a necessidade de recorrer a experimentação física. De acordo com Basu (2010), existem quatro diferentes tipos de grupos de modelos de simulação de gaseificador: equilíbrio termodinâmico, equilíbrio cinético, dinâmica dos fluidos computacional (DFC) e rede neural artificial, cada uma com suas vantagens e dificuldades, conforme será discutido a seguir.

2.2.1 Modelo de equilíbrio termodinâmico

O modelo de equilíbrio termodinâmico considera uma quantidade infinita de tempo para as reações nos gaseificadores acontecerem, deste modo prevendo o rendimento máximo atingível do produto desejado (BASU, 2010). Este modelo utiliza os conceitos de termodinâmica e de equilíbrio químico, como a busca da minimização da energia livre de Gibbs e as constantes de equilíbrio.

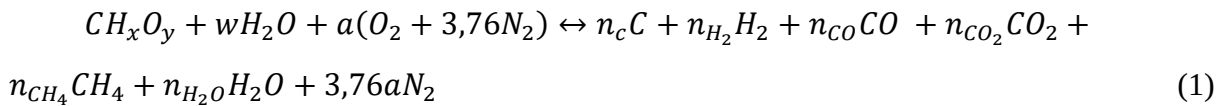
Algumas suposições comumente adotadas nesta abordagem de modelagem são: condição de regime permanente, reator e reações consideradas zero-dimensionais e longo tempo de residência. Devido a essas características, este modelo é considerado uma maneira simples, porém útil, de estimar o processo de gaseificação; no entanto, apresenta desvantagens, tais como o fato de não levar em consideração parâmetros relacionados à geometria do reator ou à hidrodinâmica (como altura do gaseificador e velocidade de fluidização), dentre outros.

Uma característica dos modelos de equilíbrio termodinâmico é que eles superestimam a geração de elementos como H_2 e CO e subestimam a de CO_2 e não consideram no fluxo de saída de gases elementos como CH_4 , alcatrão e carvão (GÓMEZ-BAREA; LECKNER, 2010). Os modelos de equilíbrio termodinâmico podem ser utilizados de forma a obter resultados consideravelmente precisos para simulação de gaseificadores de fluxo arrastado, em simuladores de processos químicos, ou para gaseificadores de leito fixo concorrentes, considerando que se tenham altas temperaturas e alto tempo de residência. Para que se possa modelar gaseificadores de leito fixo contracorrente, de leito fluidizado de duplo e único estágio, é necessário realizar modificações no modelo de equilíbrio (VILLANUEVA, 2010). O modelo de equilíbrio termodinâmico pode ser abordado utilizando-se dois métodos diferentes, conhecidos como não-estequiométrico e estequiométrico.

2.2.1.1 Método estequiométrico

Neste caso, o modelo inclui as reações químicas e as espécies envolvidas, sendo baseado no balanço estequiométrico de elementos como carbono, hidrogênio, oxigênio ou, ainda, outros elementos relevantes. Elementos que estão presentes no gás resultante em pequenas quantidades são geralmente desconsiderados do balanço (BASU, 2010).

O modelo pode considerar ou a reação de gaseificação global, ou cada um dos processos de gaseificação (secagem, pirólise, oxidação e redução). Um exemplo da abordagem da reação global é apresentada pela equação (1).



Esta equação representa a reação de gaseificação de um mol de biomassa (CH_xO_y) com “w” mols de água/vapor e na presença de “a” mols de ar ($O_2 + 3,76N_2$). A formulação conta com seis incógnitas, sendo necessário dispor do mesmo número de equações distintas para resolver o sistema. Três destas seis incógnitas ($n_c, n_{H_2}, n_{CO}, n_{CO_2}, n_{CH_4}, n_{H_2O}$) podem ser encontradas ao aplicar um balanço de massa dos átomos de carbono, hidrogênio e oxigênio por meio das equações (2) a (4):

$$\text{Balanço de carbono: } n_c + n_{CO} + n_{CO_2} + n_{CH_4} = 1 \quad (2)$$

$$\text{Balanço de hidrogênio: } 2n_{H_2} + 4n_{CH_4} + 2n_{H_2O} = x + 2w \quad (3)$$

$$\text{Balanço de oxigênio: } n_{CO} + 2n_{CO_2} + n_{H_2O} = y + w + 2a \quad (4)$$

As outras três equações podem ser determinadas ao se utilizar o conceito de equilíbrio de reações e de constantes de equilíbrio, cujo processo de gaseificação pode ser representado por um grupo de diferentes equações, das quais as principais são de carbono, oxidação, *shift*, formação de metano e reação de reforma de vapor. De todos estes tipos diferentes de equações, as principais são Boudouard, gás-água, hidrogaseificação (todas reações de carbono) e troca gás água de vapor (*shift*). As constantes de equilíbrio, representada por “ $k_{\text{índice}}$ ”, e as respectivas reações são apresentadas pelas equações (5) a (8), para um gaseificador a pressão P.

$$k_{\text{boud}} = \frac{n_{CO}^2}{n_c n_{CO_2}} \left(\frac{P}{P_0} \right)^{2-1-1} \quad ; \quad C + CO_2 \rightarrow 2CO \quad (5)$$

$$k_{\text{a-g}} = \frac{n_{H_2} n_{CO}}{n_c n_{H_2O}} \left(\frac{P}{P_0} \right)^{1+1-1-1} \quad ; \quad C + H_2O \rightarrow CO + H_2 \quad (6)$$

$$k_{\text{hidr}} = \frac{n_{\text{CH}_4}}{n_{\text{C}} n_{\text{H}_2}^2} \left(\frac{P}{P_0} \right)^{1-2-1} \quad ; \quad \text{C} + 2\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4 \quad (7)$$

$$k_{\text{troca}} = \frac{n_{\text{H}_2} n_{\text{CO}_2}}{n_{\text{CO}} n_{\text{H}_2\text{O}}} \left(\frac{P}{P_0} \right)^{1+1-1-1} \quad ; \quad \text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2 \quad (8)$$

Na qual P_0 é a pressão padrão a 1 atm.

Resolvendo estes dois conjuntos de equações, a composição do gás resultante no estado de equilíbrio é determinada. A temperatura adiabática do sistema pode ser encontrada ao se aplicar um balanço de energia na gaseificação de reação por meio da equação (9) (BASU, 2010).

$$\sum_i n_i [h_{f,i}^0 + \Delta H_{298}^T]_{\text{reagentes}} = \sum_i n_i [h_{f,i}^0 + \Delta H_{298}^T]_{\text{produtos}} \quad (9)$$

2.2.1.2 Método não-estequiométrico

Este método é baseado na minimização da energia livre de Gibbs (condição de equilíbrio estável) e não requer conhecimento de quaisquer reações ou espécies de mecanismos específicos. Este é um método útil quando a fórmula química da biomassa não é conhecida. No entanto, é necessário conhecer a composição elementar do combustível, que pode ser obtido através de sua análise elementar. A energia livre de Gibbs, G_{tot} , para o produto da gaseificação composto de N espécies ($i = 1, \dots, N$), é deduzida na equação (10) (RASUL, 2017).

$$G_{\text{tot}} = \sum_{i=1}^N n_i G_{f,i}^0 + \sum_{i=1}^N n_i RT \ln \left(\frac{n_i}{\sum n_i} \right) \quad (10)$$

na qual, $G_{f,i}^0$ é a energia livre de Gibbs de formação da espécie i em pressão normal e R é a constante do gás.

O primeiro passo é minimizar a equação (10) resolvendo-a para os n_i valores desconhecidos, considerando-se também o balanço de massa dos elementos individuais. Para cada elemento j , o balanço pode ser descrito como apresentado na equação (11).

$$\sum_{i=1}^N a_{i,j} n_i = A_j \quad (11)$$

no qual A_j é o número total de átomos do j -ésimo elemento no reator; $a_{i,j}$ é o número de átomos do j -ésimo elemento na i -ésima espécie; n_i é tal que G_{tot} será mínimo. Para resolver tais equações, um possível método é o do multiplicador de Lagrange (BASU, 2010), o qual pode ser definido como

$$L = G_{\text{total}} - \sum_{j=1}^K \lambda_j \left(\sum_{i=1}^N a_{i,j} n_i - A_j \right) \quad (12)$$

no qual L é a função lagrangiana e λ_j é o multiplicador de Lagrange.

Para encontrar o ponto extremo, ou seja, o equilíbrio, a derivada parcial da função lagrangiana deve ser zero.

$$\frac{\partial L}{\partial n_i} = 0 \quad (13)$$

Os últimos passos para chegar na equação da energia livre de Gibbs são: 1º - substituir a equação (10) na equação (12); 2º - dividir a equação (12) por $R \text{ (J/ mol}^{-1} \text{ K}^{-1})$ $T \text{ (K)}$ e 3º - realizar a sua derivada parcial como deduzido na equação (14).

$$\left(\frac{\partial L}{\partial n_i}\right) = \frac{G_{f,i}^0}{RT} + \sum_{i=1}^N \ln\left(\frac{n_i}{n_{total}}\right) + \frac{1}{RT} \sum_{j=1}^K \lambda_j \left(\sum_{i=1}^N a_{ij} n_i\right) = 0 \quad (14)$$

Apesar das diferenças entre os métodos descritos acima, as duas abordagens são essencialmente equivalentes, segundo Smith e Missen (1982); no entanto, o método não estequiométrico é mais utilizado para modelagem do equilíbrio termodinâmico da gaseificação.

Pesquisas utilizando o modelo do equilíbrio termodinâmico são bem representadas na literatura técnica de gaseificação e, dentre as principais, destacam-se algumas com boa aderência a esta pesquisa. Arafat e Jijakli (2013) analisaram o potencial da gaseificação a ar versus a incineração para recuperação energética dos resíduos sólidos urbanos (considerando cada um dos seus componentes individualmente, ou seja, papel, plástico, material têxtil, madeira, restos de comida, resíduos de jardim e o resíduo como um todo). De modo a avaliar este potencial, os produtos da gaseificação foram modelados sob diferentes parâmetros operacionais empregando-se a abordagem do equilíbrio termodinâmico para modelagem e o método estequiométrico.

Em tal trabalho, uma função *solver* baseado no MATLAB, o Gasify (V2.01), um *software* com modelo de gaseificação integrado, foi utilizado para testar o processo de gaseificação para estes diferentes materiais em dada faixa de temperatura. Os resultados do modelo foram comparados com resultados disponíveis para um processo de gaseificação experimental registrado na literatura, atestando-se uma boa aproximação do modelo para temperaturas elevadas.

Outro resultado interessante permite deduzir que a temperatura influencia os produtos da gaseificação – quanto mais alta for a temperatura, menor será a quantidade de combustíveis como H_2 e CH_4 e maior será a quantidade de O_2 , H_2O e CO_2 . Com relação ao potencial da gaseificação frente à incineração, a partir do trabalho desenvolvido pode-se afirmar que a

incineração irá produzir mais energia do que a gaseificação devido ao pré-tratamento que o *syngas* tem que passar antes de ser utilizado para geração de energia, o que ocasiona a redução na eficiência. No entanto, esse resultado foi obtido ao se considerar uma eficiência elétrica (rendimento térmico tomando como base a potência elétrica líquida) para a central térmica de gaseificação de 20%. O potencial da incineração *versus* a gaseificação vai depender das tecnologias utilizadas para converter o resíduo em energia.

Em contrapartida, Ferreira e Balestieri (2018) realizaram uma análise comparativa de diferentes possibilidades de tecnologias WtE, composta de três configurações de ciclos híbridos, com um conjunto a gás queimando biogás de aterro e um incinerador queimando resíduo sólido, e um ciclo combinado com gaseificação integrada. Os resultados do trabalho permitem afirmar que o ciclo combinado com gaseificação integrada (IGCC) apresentou rendimento térmico mais alto quando comparado com o ciclo híbrido (43% contra 35%), menor custo de produção de energia e melhor eficiência de conversão de RSU.

Gallego et al. (2019) propuseram a modelagem e simulação no *software Engineering Equation Solver* (EES) de um ciclo combinado composto de um motor de combustão interna queimando biogás com um sistema de gaseificação de RSU acoplado a um sistema para queimar o *syngas* gerado. O RSU utilizado como matéria prima do processo de gaseificação passa por um processo de tratamento, onde é secado, separado dos materiais não combustíveis e vidros, sendo a fração restante triturada. O método não-estequiométrico de equilíbrio termodinâmico foi utilizado para modelar a gaseificação a ar. A composição do *syngas* foi determinada em uma temperatura constante de 800 °C. As correlações empíricas do trabalho realizado por Li et al. (2004) foram utilizadas para modificar o modelo termodinâmico a fim de se estimar os volumes de CH₄ e de carbono não convertido.

Xu et al. (2017) realizaram uma análise termodinâmica da gaseificação de RSU de forma a melhor entender a influência de certos parâmetros operacionais, tais como temperatura, razão vapor-RSU e agente gaseificante no processo; diferentes tipos de RSU foram empregados como matéria-prima para gaseificação (restos de comida, resíduos verdes ou biológicos, papel, material têxtil, borracha, plástico livre de cloro e RSU efetivamente) e três diferentes agentes gaseificantes foram testados (ar, vapor e hidrogênio). Um modelo de equilíbrio termodinâmico (baseado no método estequiométrico) foi desenvolvido para estimar o desempenho da gaseificação. Os resultados encontrados permitem afirmar que destes diferentes tipos de resíduos, para a gaseificação a vapor, uma variação na temperatura do vapor (de 973 K para 2273 K) levaria a um aumento linear na temperatura do reator.

Quanto ao rendimento dos principais produtos gasosos, Xu et al. (2017) constataram que existe uma temperatura do vapor utilizado como agente gaseificante (1650 K) que irá gerar uma quantidade máxima de H_2 e CO_2 e mínimo de CH_4 . Também foi possível deduzir que o efeito da razão vapor-RSU no rendimento dos produtos gasosos é muito próximo ao efeito da temperatura de vapor. Quando utilizado o hidrogênio como agente gaseificante, os produtos gasosos obtidos tiveram a maior quantidade de H_2 e CO ; por sua vez, gaseificação a ar tem a maior eficiência energética, consumindo a menor quantidade de energia dentre os três tipos de agentes gaseificantes, enquanto que a gaseificação a vapor produziu resultados intermediários entre as duas outras opções mencionadas

Mozafari et al. (2017) avaliaram a termólise e a gaseificação a ar de resíduos de pneu e o efeito da pressão, temperatura e a razão ar combustível nestes processos. Um modelo de equilíbrio termodinâmico não estequiométrico foi utilizado para predizer o produto final. Para validar o modelo, os resultados foram comparados com dados da literatura, concluindo-se que o mesmo poderia ser considerado um bom ajuste para ambos os processos (termólise e gaseificação).

Fortunato et al. (2017) utilizaram o modelo de equilíbrio termodinâmico não estequiométrico para implementar um modelo de gaseificador co-corrente no *software* Cycle-Tempo; o diferencial deste trabalho está no fato do modelo ser capaz de operar com diferentes tipos de biomassas em termos de composição, granulometria e conteúdo de cinzas, predizendo com maior precisão a fração molar de metano no *syngas* gerado. Este modelo foi desenvolvido considerando-se três diferentes reatores (para pirólise, oxidação e redução). Outros fatores considerados foram a extração parcial do conteúdo inicial de carbono (5% em massa) para formação de char e a extração parcial de metano. O resultado foi uma boa aproximação do modelo criado com os dados experimentais encontrados na literatura.

Um fator importante a se considerar para utilização do *syngas* em aplicações posteriores é a presença de impurezas como alcatrão, particulado, HCL, cloretos alcalinos dentre outras. É importante que se pesquise e que se desenvolvam novas tecnologias visando realizar a purificação do *syngas* com maior eficiência na remoção de alcatrão, maior aproveitamento do *syngas* e maior rendimento de gás frio. Neste sentido, Chan et al. (2019) desenvolveram uma análise experimental e teórica de um processo de purificação multi-estágio do *syngas* quente. Resíduo sólido urbano na forma de CDR foi processado em um gaseificador de leito fixo tipo concorrente, sendo o sistema de purificação do *syngas* gerado composto de um reformador catalítico de alcatrão de leito fluidizado, um filtro de particulado e reator de leito fixo para

descloração e dessulfuração. Um modelo de equilíbrio termodinâmico não estequiométrico foi desenvolvido no *software* HCS Chemistry 9.0; a partir deste modelo, pode-se perceber uma diferença entre as propriedades do *syngas* não purificado, o tratado e o teórico, o que evidenciou a presença de restrições cinéticas na gaseificação e no sistema de purificação. Os resultados encontrados para o *syngas* purificado foram os que mais se assemelharam aos valores teóricos, obtidos a partir do equilíbrio termodinâmico.

Puig-Arnavat et al. (2012) desenvolveram um modelo em regime permanente de equilíbrio termodinâmico modificado baseado nas constantes de equilíbrio. Em um primeiro momento foi desenvolvido um modelo de equilíbrio termodinâmico “puro”, baseado em balanços de massa e energia e associado com o equilíbrio químico na fase gasosa, empregando as reações de troca gás-água e a reação de formação de metano. No entanto, tal modelo apresenta previsões inconsistentes para certos elementos, exigindo que se fizessem modificações no modelo (como adicionar uma unidade de pirólise) utilizando-se correlações para prever a formação de gás, carvão e voláteis nesta etapa do processo. Consideraram-se também, dentre outras modificações, perdas de calor nas unidades de gaseificação e pirólise, geração de alcatrão e carvão como produtos da gaseificação com base na quantidade gerada desses elementos na unidade de pirólise adicionada.

O modelo de Puig-Arnavat et al. (2012) construído no *software* EES foi capaz de prever a composição do gás produzido, rendimento e poder calorífico para certas biomassas com determinadas composições e conteúdo de umidade. Para testar a validade do modelo, foram comparados os resultados obtidos com dados experimentais para diferentes reatores e biomassas publicados. O modelo de equilíbrio termodinâmico modificado pelos autores revelou-se capaz de gerar bons resultados e com considerável precisão.

Villanueva Perales et al. (2008) avaliaram as consequências de se considerar o modelo de equilíbrio para os principais tipos de gaseificadores, fornecendo diretrizes para as estratégias de modelagem a serem adotadas para os gaseificadores de fluxo arrastado, de leito fluidizado simples e duplo e leito fixo. Concluiu-se que o equilíbrio químico é uma boa abordagem para os gaseificadores de fluxo arrastado quando analisados em simuladores de processo químico. O mesmo pode ser concluído para os gaseificadores de leito fixo concorrente quando se conta com elevadas temperatura e tempo de residência de gases na zona da garganta. Por sua vez, para os gaseificadores de leito fixo contracorrente e de leito fluidizado simples e duplo, indicam-se modelos revisados de equilíbrio.

Apesar das diferentes abordagens, observou-se uma tendência no emprego da modelagem

de equilíbrio termodinâmico, seja o método estequiométrico ou não-estequiométrico devido, principalmente, a sua simplicidade e considerável precisão. Destaca-se também a utilização de diferentes *softwares* pelos pesquisadores como Gasify, EES, HCS Chemistry e Cycle-Tempo.

2.2.2 Modelo de equilíbrio cinético

O modelo de equilíbrio termodinâmico muitas vezes fornece uma previsão para composição do gás que varia com relação às medições nos gaseificadores. A variação encontrada é um indicativo de que o modelo de equilíbrio termodinâmico tem suas limitações e pode não ser o modelo mais adequado para modelagem do processo de gaseificação, sendo necessário utilizar modelos cinéticos que melhor representam o comportamento do gaseificador.

O modelo de equilíbrio cinético, diferentemente do modelo termodinâmico, considera um tempo finito para determinação da composição dos produtos gasosos gerados no gaseificador. Desse modo, este modelo é mais adequado para aplicações práticas, visto que as reações não possuem uma quantidade infinita de tempo para acontecer. Outra diferença entre os modelos está no fato que o modelo de equilíbrio cinético leva em consideração a cinética de reação dentro do gaseificador assim como sua hidrodinâmica (MUTLU; ZENG, 2020).

A cinética de reação está relacionada à hidrodinâmica do leito e aos balanços de massa e energia com a finalidade de obter os rendimentos de gás, alcatrão e carvão; a hidrodinâmica do reator, por sua vez, está relacionada ao processo de mistura física. Este modelo é capaz de prever a composição do gás e a temperatura dentro do gaseificador, assim como o desempenho geral do gaseificador.

Em baixas temperaturas (menores que 800 °C), o modelo cinético é mais preciso e viável devido, principalmente, à taxa de reação ser muito baixa, fazendo com que o tempo de residência requerido para conversão completa seja longo (ALTAFINI et al., 2003). Para temperaturas mais elevadas, nas quais a taxa de reação é mais alta, o modelo de equilíbrio termodinâmico é mais apropriado.

No decorrer do processo de gaseificação de biomassa, a partícula pode sofrer ou uma redução de tamanho com manutenção da densidade ou passar por uma redução na massa específica com manutenção do tamanho; independentemente do caso, a taxa da reação de gaseificação do carvão está relacionada à área da superfície do carvão de biomassa. A taxa de

reação pode ser baseada também no volume do reator no caso de uma reação constituída somente de carvão (BASU, 2010).

Desse modo, podem-se considerar três modelos para reação de gaseificação de carvão para biomassa: modelo de encolhimento do núcleo, modelo do encolhimento da partícula e modelo de taxa de reação volumétrica. Existem, também, modelos baseados na hidrodinâmica do reator, podendo ser zero dimensional (reator perfeitamente agitado), unidimensional (reator de fluxo em pistão), bidimensional e tridimensional que possuem sofisticação e precisão crescente. Diferentemente de outros métodos, o modelo de equilíbrio cinético é sensível ao processo de contato gás-sólido que acontece no gaseificador, podendo-se dividi-lo em 3 grupos, (i) leito fixo ou móvel, (ii) leito fluidizado, e (iii) fluxo arrastado (BASU, 2010).

Apesar de serem precisos e detalhados, os modelos de equilíbrio cinético requerem significativa capacidade computacional; a complexidade do modelo aumenta com o tipo de saída desejada do modelo. No entanto há maneiras de se reduzir a complexidade do modelo ao se fazer suposições simplificadoras. Serão apresentados a seguir exemplos de como o modelo pode ser aplicado para modelagem em diferentes reatores.

2.2.2.1 Gaseificadores de leito móvel / fixo

A modelagem deste tipo de gaseificador pode assumir as seguintes suposições:

- Gaseificador radialmente uniforme, ou seja, não há variação de concentração ou temperatura na direção radial.
- Nos gaseificadores de corrente ascendente, os sólidos se movem para baixo em um fluxo em pistão.
- O gás formado flui no sentido contrário ao sólido na direção ascendente, também em um fluxo em pistão.
- O intercâmbio entre duas fases acontece por difusão.

Com base em tais suposições, pode-se escrever a o balanço de massa de uma espécie de gás j de acordo com a equação (15) (SOUZA-SANTOS, 2010).

$$u_g \frac{d\rho_{g,j}}{dz} = D_{g,j} \frac{d^2 \rho_{g,j}}{dz^2} + R_{m,j} \quad (15)$$

na qual u_g , é a velocidade superficial do gás, z é a distância, $\rho_{g,j}$ é a massa específica do j-ésimo gás e $D_{g,j}$ é a difusividade do j-ésimo gás. $R_{m,j}$ é a produção ou consumo do j-ésimo elemento de gás e é relacionada a $Q_{\text{gaseificação}}$ - calor de geração ou absorção.

Da mesma maneira um balanço de energia para o gaseificador na direção z pode ser escrito como apresentado na equação (16).

$$\rho_g C_{pg} u_g \frac{dT}{dz} = \lambda_g \frac{d^2T}{dz^2} + Q_{\text{Gaseificação}} + Q_{\text{conv}} + Q_{\text{rad}} + Q_{\text{massa}} \quad (16)$$

na qual, $Q_{\text{Gaseificação}}$, Q_{conv} , Q_{rad} , Q_{massa} são os fluxos de calor líquido para o elemento devido à gaseificação, convecção, radiação e transferência de massa, respectivamente; ρ_g , C_{pg} e λ_g são a massa específica, calor específico e condutividade térmica do gás, respectivamente. Essas equações podem ser resolvidas simultaneamente.

2.2.2.2 Gaseificadores de leito fluidizado

Para o gaseificador de leito fluidizado existem diversas versões possíveis de modelos. A modelagem desses gaseificadores requer várias suposições com relação a hidrodinâmica do leito fluidizado em termos de transferência de massa e calor e fluxo de gás através do leito. A hidrodinâmica do leito acaba influenciando as reações químicas na superfície da biomassa. Algumas das versões de modelos possíveis são (BASU,2010):

- Leito fluidizado borbulhante de 2 fases (fase de bolha e emulsão)
- Leito fluidizado borbulhante de 3 fases (fase de bolha, nuvem e emulsão)
- Leito fluidizado dividido em seções ou fatias
- Estrutura núcleo-anel.

Nesses tipos de modelos de leito fluidizado, a simplificação acontece ao não se considerar a complexidade da dinâmica gás-sólido, porém, mantendo os efeitos fluidodinâmicos ao se considerar as diferentes fases e regiões no reator. Por sua vez, o escoamento de gás através do leito nestes modelos pode ser considerado como:

- Fase de bolha como fluxo em pistão e fase de emulsão como gás idealmente misturado
- Ambas as fases como gases idealmente misturados
- Ambas as fases como fluxo em pistão, com trocas entre as duas fases

- Fluxo em pistão nas fases de bolha e emulsão sem que haja transferência de massa entre as fases
- Fluxo em pistão do gás no sentido ascendente no núcleo e fluxo reverso sólido no anel.

Como citado anteriormente, existem dois tipos de gaseificadores de leito fluidizado, borbulhante e circulante. O gaseificador de leito borbulhante pode ser modelado como tendo duas zonas principais, zona densa e zona diluída, ao passo que o leito circulante teria a zona núcleo-anelar. Na zona densa, o fluxo de gás consiste das fases de bolha e de emulsão que lida com a secagem, pirólise e a gaseificação da biomassa. Na zona diluída não há presença de partículas sólidas e somente reações na fase gasosa continuam no leito.

2.2.2.3 Gaseificadores de fluxo arrastado

A modelagem do gaseificador de fluxo arrastado é feita considerando o reator como unidimensional, de fluxo em pistão e em condições de regime permanente. Considera-se também que as partículas sólidas no reator são distribuídas de maneira uniforme na direção radial e a fase gasosa misturada perfeitamente radialmente.

Assim como no modelo de equilíbrio termodinâmico, várias pesquisas têm sido realizadas utilizando o modelo cinético para gaseificação de biomassa, sendo que os trabalhos mais recentes e relevantes utilizando este modelo serão discutidos a seguir. Kibria et al. (2020) desenvolveram um modelo cinético de gaseificação de biomassa utilizando CO₂ em um reator de fluxo arrastado baseado na analogia do fluxo em pistão para os balanços de massa e energia. Os resultados encontrados para a reação na fase gasosa no modelo foram comparados com um reator de fluxo arrastado em escala de bancada, evidenciando que a reação homogênea reversa de troca gás-água é a dominante na química da fase gasosa; foi observado ainda um aumento na taxa de desvolatilização e uma diminuição na limitação difusional.

Yan et al. (2018) utilizaram um modelo cinético para co-gaseificação de carvão e biomassa. Nesse modelo foram considerados a difusão intra-partículas, a evolução da estrutura da partícula e fragmentação periférica, assim como os efeitos da razão de mistura da biomassa, a temperatura de gaseificação e a pressão parcial do vapor na cinética aparente da co-gaseificação. Os resultados preditos pelo modelo foram comparados com uma série de resultados experimentais encontrados na literatura, obtendo-se uma boa aproximação.

Thakare e Nandi (2016) desenvolveram um modelo matemático e um estudo de simulação para um gaseificador concorrente queimando RSU de forma a determinar o potencial desta solução como forma de eliminação de resíduos. O modelo desenvolvido pelos autores foi uma combinação dos modelos de equilíbrio termodinâmico e cinético, em que o gaseificador foi dividido em três zonas (secagem-pirólise, oxidação e redução). Para as zonas de secagem-pirólise, a modelagem foi desenvolvida com base no equilíbrio estequiométrico termodinâmico. A saída dessa zona foi utilizada como dado de entrada para a zona seguinte de oxidação. A zona de redução foi modelada com base em um modelo cinético considerando quatro equações principais: reação de Boudouard, reação gás-água, formação de metano, reação de reforma de vapor.

2.2.3 Modelo de dinâmica de fluidos computacional (DFC)

A modelagem de DFC resolve uma série de equações simultâneas (conservação de massa, energia, momento, espécies) em um determinado domínio ou região de forma a fornecer a temperatura do gaseificador, os parâmetros hidrodinâmicos em diferentes lugares e a concentração do produto. Este tipo de modelagem pode ter um papel importante para modelar gaseificadores de leito fluidizado. A maioria dos modelos DFC de gaseificação, atualmente, são para gaseificação de carvão em reatores de fluxo arrastado (FLETCHER; HAYNES; CHRISTO, 2000; MARKLUND et al., 2007).

Um código para modelagem DFC do processo de gaseificação inclui, normalmente, várias sub-rotinas detalhando as sequências de operações do processo, tais como vaporização da partícula de biomassa, pirólise, reação secundária em pirólise e oxidação do carvão (BABU; CHAURASIA, 2004a; BABU; CHAURASIA, 2004b ; DI BLASI, 2008). O código pode ser aprimorado ao ser incluídas outras sub-rotinas mais sofisticadas que, junto com fenômenos de transporte, são úteis, especialmente no caso do gaseificador de leito fluidizado (SYRED et al., 2007).

Para escoamento laminar, a hidrodinâmica ou transporte de fenômenos pode ser completamente definida pelas equações de Navier-Stokes, porém, no caso do regime turbulento, não há solução trivial. Duas possíveis soluções para se considerar a turbulência no escoamento são o modelo de equações médias de Reynolds Navier-Stokes ($k-\epsilon$) e simulação de grandes escalas (WANG; YAN, 2018). Do ponto de vista da DFC, outra possível abordagem

é a do modelo de dois fluidos, no qual os métodos utilizados para discretização são o das diferenças finitas, elementos finitos e volumes finitos.

Pode-se considerar DFC como uma solução em aprimoramento para modelagem da gaseificação. A maioria dos modelos desenvolvidos ainda utiliza algum submodelo, parâmetros de ajuste ou considerável suposição em assuntos que não possuem informações precisas. Alguns dos trabalhos desenvolvidos na área são discutidos a seguir.

Couto et al. (2015) utilizaram um modelo de DFC bidimensional de forma a avaliar o potencial do *syngas* produzido através da gaseificação de RSU, na forma de CDR, em uma central térmica de gaseificação semi-industrial. Os autores utilizaram o *software* Fluent para descrever o transporte de massa, momento e energia para ambas as fases, sólido e gás. Os resultados da modelagem foram comparados com os resultados experimentais, obtendo bons resultados entre ambos.

Zhang et al. (2011) desenvolveram um modelo Euler-Euler permanente multifase de forma a prever o desempenho da gaseificação dentro de um reator de gaseificação por fusão a plasma. O modelo considera diferentes processos químicos e físicos, como secagem, pirólise, reações homogêneas, reações heterogêneas de carvão, assim como fusão dos principais componentes inorgânicos do RSU. Os resultados foram validados por comparação com os resultados obtidos de forma experimental em um reator piloto.

2.2.4 Modelos de rede neural

Uma rede neural artificial (RNA) é uma alternativa de modelagem para processos muito complexos. Este tipo de modelo depende, basicamente, da análise de uma grande quantidade de dados experimentais; no entanto, não é capaz de produzir uma solução analítica, somente resultados numéricos. O modelo de rede neural artificial imita o funcionamento do cérebro humano provendo algumas características humanas na modelagem. Uma diferença deste tipo de modelo para os modelos cinéticos e termodinâmicos está no fato de ser necessário pouco conhecimento dos fenômenos do sistema, visto que o modelo não é baseado na modelagem da combustão física e equações de transporte, mas é um tipo de regressão não linear genérica que aprende a partir dos dados de entrada.

Pandey et al. (2016) utilizaram rede neural artificial para prever o poder calorífico inferior dos produtos da gaseificação, incluindo alcatrão e carvão arrastado, e o rendimento do *syngas* gerado durante a gaseificação de RSU em um reator de leito fluidizado. Os resultados

foram capazes de evidenciar que a RNA é uma solução viável para prever o desempenho deste tipo de gaseificador. Xiao et al. (2009) desenvolveram trabalho similar ao simular um processo utilizando RSU em um gaseificador de leito fluidizado, indicando novamente que é aceitável prever as características de gaseificação por este modelo. Também foram reportados bons resultados do uso deste modelo para prever o rendimento e composição do gás gerado na gaseificação de bagaço e serragem de pinho (GUO et al., 1997).

2.3 CICLOS COMBINADOS COM GASEIFICAÇÃO INTEGRADA

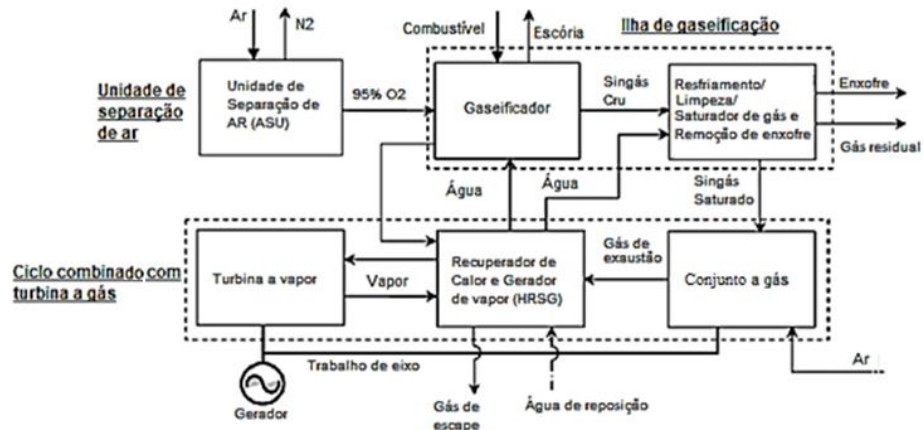
O *syngas*, produto gerado na gaseificação de resíduos sólidos urbanos, pode ser utilizado em conjunto a gás para geração de energia elétrica. Uma forma de aumentar a eficiência no processo é utilizar o calor proveniente dos gases de exaustão do conjunto em uma caldeira de recuperação (*HRSG, heat recovery steam generator*) interligada a um ciclo a vapor (ciclo Rankine). A este sistema se dá o nome de ciclo combinado com gaseificação integrada.

Ciclos combinados com gaseificação integrada ou *Integrated gasification combined cycles (IGCC)* são considerados uma tecnologia promissora para geração de energia. Faz parte deste sistema uma unidade de separação de ar, um gaseificador e um ciclo combinado com conjunto a gás (FREY; ZHU, 2006). Um fluxograma do processo simplificado é apresentado na Figura 6.

Neste processo o combustível líquido ou sólido é gaseificado com oxigênio ou ar e o gás resultante (*syngas*), que é composto primariamente de monóxido de carbono (CO) e hidrogênio (H₂), é resfriado e o material particulado é removido, posteriormente, é queimado em um conjunto a gás. O processo de remoção dos materiais constituintes das emissões previamente à combustão faz com que estes sistemas atinjam padrões de emissão altamente rigorosos (EPRI, 2001).

Sistemas *IGCC* oferecem grande flexibilidade de combustíveis e podem produzir múltiplos produtos (eletricidade, hidrogênio e químicos como metanol) (FREY; ZHU, 2006). Dentre os combustíveis utilizados como matéria prima para gaseificação está o resíduo sólido urbano (GABBAR; ABOUGHALY; RUSSO, 2017 ; LIYANAGE, 2013; SUBRAMANYAM ; GORODETSKY, 2017; HOGNERT; NILSSON, 2016).

Figura 6 – Fluxograma do processo simplificado de um IGCC.



Fonte: Adaptado de Frey e Zhu (2006).

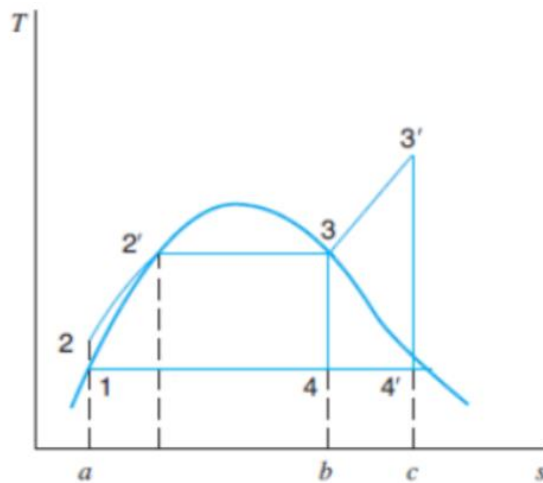
2.3.1 Ciclos termodinâmicos

O termo ciclo combinado refere-se à conexão térmica entre tecnologias de conversão de energia distintas. É a junção de um ciclo superior, ou seja, um sistema que aceita calor a alta temperatura e um ciclo inferior que aceita calor rejeitado de outro ciclo. O sistema IGCC é composto de dois ciclos termodinâmicos principais, o ciclo Brayton (ciclo superior) do qual faz parte o conjunto a gás no qual será queimado o *syngas* gerado pelo processo de gaseificação, e o ciclo Rankine, do qual faz parte a turbina a vapor que recebe vapor gerado no HRSG no processo de troca térmica com os gases de exaustão do conjunto a gás.

2.3.1.1 Ciclos Rankine

O ciclo Rankine é composto de quatro processos que ocorrem em regime permanente, que são: bombeamento adiabático reversível na bomba (1-2), transferência de calor a pressão constante (2-3), expansão adiabática reversível na turbina (3-4) e transferência de calor a pressão constante no condensador (4-1). O diagrama termodinâmico de temperatura *versus* entropia para este ciclo é apresentado na Figura 7.

Figura 7 – Diagrama Temperatura versus entropia para um ciclo Rankine ideal

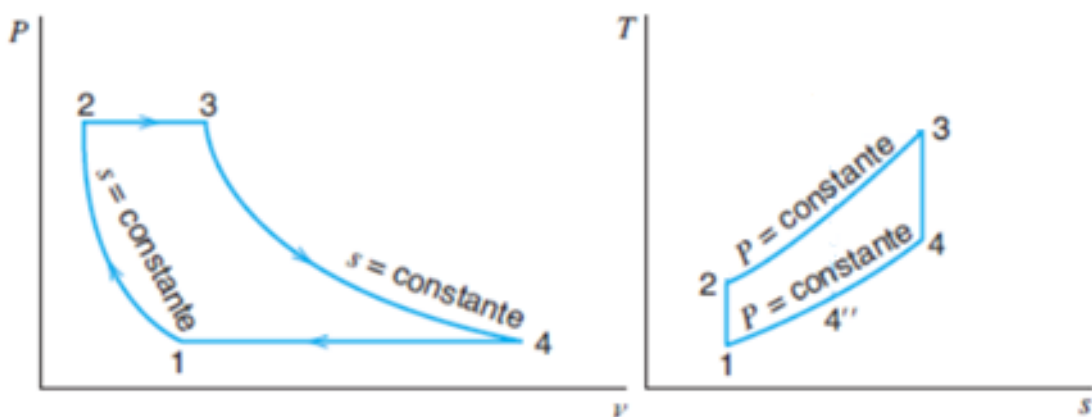


Fonte: adaptado de Sonntag e Borgnakke (2018)

2.3.1.2 Ciclos Brayton

O ciclo para a turbina a gás é o ciclo padrão a ar Brayton, o qual é composto de dois processos isobáricos e dois isentrópicos na condição ideal, situação em que este ciclo pode ser representado como na Figura 8. No ciclo ideal, o processo 1-2 é uma compressão internamente reversível, 2-3 representa a combustão em uma câmara de combustão em que não há queda de pressão, 3-4 é o processo de expansão na turbina a gás também representado em um ciclo ideal por um processo internamente reversível e 4-1 representa a troca de calor com o ambiente dos gases de exaustão.

Figura 8 – Ciclo padrão a ar Brayton ideal



Fonte: Sonntag e Borgnakke (2018)

2.3.2 Sistemas principais

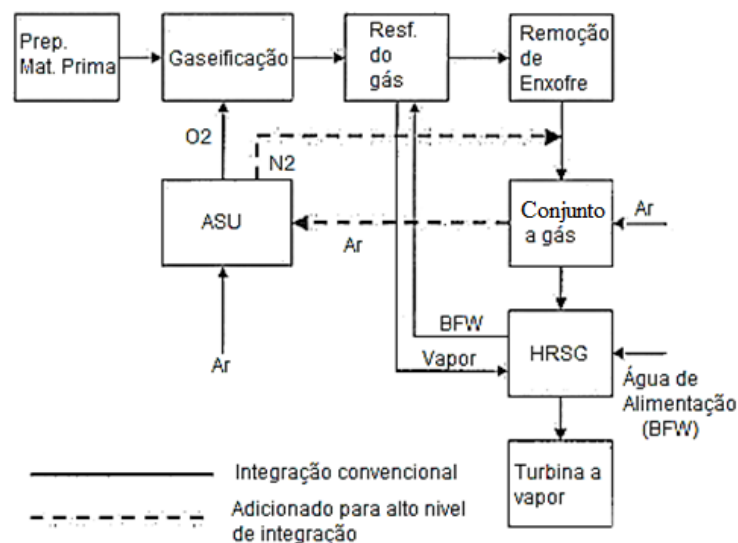
Um sistema IGCC é composto de três áreas de processos principais que são: unidade de separação de ar (ASU), ilha de gaseificação e ciclo combinado com conjunto a gás.

2.3.2.1 Unidade de separação de ar

A unidade de separação de ar produz oxigênio pressurizado de alta pureza, que pode ser utilizado como agente gaseificante no processo de gaseificação, produzindo um gás rico em hidrogênio (H_2) e oxigênio. O ASU é um item significativo no custo capital da planta IGCC, podendo representar de 10-15% do custo da planta (120-170 US\$/kW) (EPRI, 2001).

A utilização de ASU pode ser realizada com uma maior ou menor integração. Sistemas altamente integrados utilizam ar pressurizado extraído diretamente do compressor do conjunto a gás; nos menos integrados, a ASU possui seu próprio compressor de ar. A injeção do nitrogênio separado no ASU na câmara de combustão do conjunto a gás é outra forma de aumentar a integração do sistema; na Figura 9 é apresentado um esquema de níveis de integração. As vantagens obtidas nestas integrações são, respectivamente, um menor consumo de energia no ASU e uma redução nas emissões de NO_x , visto que o nitrogênio reduz a temperatura de chama do *syngas* (EPRI, 2001).

Figura 9 – Diagrama de bloco de uma central térmica IGCC integrada



Fonte: adaptado de Eprí (2001)

Frey e Zhu (2006) avaliaram os efeitos de injeção de diferentes níveis de nitrogênio no desempenho e emissões do sistema. Também avaliaram o efeito de diferentes porcentagens de extração de ar do compressor do conjunto a gás assim como o papel das diferentes concepções (baixa e alta pressão) das ASUs no desempenho e emissão. Para tal, foi desenvolvido um modelo de simulação do processo em ASPEN PLUS e realizadas múltiplas análises de casos. O caso com somente injeção ótima de nitrogênio em combinação com uma ASU de concepção de alta pressão foi o que apresentou mais alta eficiência e aproximadamente a que teve a menor quantidade de emissões. A concepção com extração ótima de ar apresentou resultados ligeiramente inferiores.

Apesar dos resultados encontrados e das vantagens apresentadas pela integração completa, há de se considerar um aumento inerente na complexidade de construção, operação e manutenção, o que pode acarretar em atrasos na fase de construção, excesso de gastos, aumento na manutenção e perda de confiabilidade do sistema. Assim, alguns desenvolvedores defendem o uso de uma menor integração a custos de uma menor eficiência por uma mais alta confiabilidade e disponibilidade (WANG, 2017).

2.3.2.2 Ilha de gaseificação

A ilha de gaseificação é composta do gaseificador em si e do sistema de limpeza e resfriamento do *syngas* gerado, como foi apresentado na Figura 6. O *syngas*, ao sair do processo de gaseificação encontra-se a altas temperaturas, podendo chegar até na ordem de 1500 °C para gaseificadores de fluxo arrastado (WANG, 2017). O ideal é utilizar o *syngas* quente direto na turbina gás fazendo-se, assim, um aproveitamento da energia térmica. Porém, na realidade, o *syngas* gerado apresenta impurezas e necessita ser limpo. Os processos convencionais utilizados para fazer a limpeza deste *syngas* devem ser realizados a baixas temperaturas. Dois destes processos de limpeza, a hidrólise de COS (um composto a base de enxofre) e a remoção de mercúrio, se materializam nas faixas de 150-200 °C e 30-38 °C, respectivamente (HIGMAN, 2010; WANG, 2017), o que faz com que haja a necessidade de haver o resfriamento do *syngas*.

Uma maneira de se realizar o aproveitamento do calor do *syngas* é integrar termicamente o sistema de resfriamento com um recuperador de calor (HRSG), aproveitando o calor do *syngas* para gerar vapor de alta/média pressão que será utilizado em uma turbina a vapor para produzir energia. Há quatro esquemas principais de resfriamento de *syngas* empregados em

sistemas IGCC – resfriamento convectivo, resfriamento radiante, *water quench* e *recycled syngas quench*, sendo que a escolha de quais utilizar irá depender do projeto do sistema (WANG, 2017)

Dentre estes esquemas, o sistema radiante consegue utilizar a energia térmica do syngas de forma eficiente para produzir vapor de alta pressão, porém, esse processo possui grandes dimensões, alto custo e necessidade de manutenção frequente. De forma a reduzir estes custos, utiliza-se o método *water quench*, que consiste em injetar diretamente no syngas um *spray* de água, tendo este se tornado um método bastante popular em sistemas IGCC. Comparativamente ao sistema de *water quench*, o uso do método radiante leva a um incremento aproximado de 4 a 5% no rendimento geral da planta (LONG; WANG, 2016).

O método de *recycled syngas quench* utiliza parte do syngas a jusante no processo para misturar com o syngas na saída do gaseificador, causando o efeito de resfriamento a gás. O resfriamento convectivo é composto de um superaquecedor, um evaporador e um economizador. Geralmente, nesse sistema, água ou vapor encontra-se dentro de um conjunto de feixes de tubos e troca calor com o syngas que passa por fora, porém, a configuração contrária também é possível.

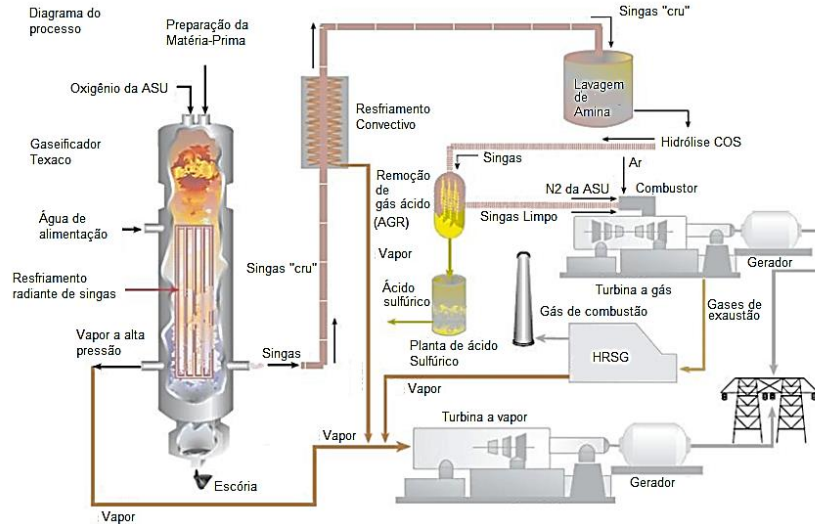
Um processo da *Tampa Electric IGCC*, uma planta real, é apresentado na Figura 10. Essa planta foi desenvolvida usando tanto resfriamento radiante como resfriamento convectivo para resfriamento do gás a alta temperatura e recuperação de calor. O gás é primeiramente resfriado no trocador de calor radiante gerando vapor a alta pressão que é mandado para a turbina a vapor. O syngas está a uma temperatura aproximada de 594 °C quando deixa o trocador de calor radiante e então passa pelo trocador de calor convectivo gerando vapor de média pressão. Após resfriamento o syngas é levado ao processo de limpeza (NETL, 2000).

Alguns dos principais poluentes formados durante o processo de gaseificação são o sulfeto de carbonila (também conhecido como oxissulfeto de carbono, COS), sulfeto de hidrogênio (H₂S), dióxido de enxofre (SO₂), amônia (NH₃), mercúrio (Hg), dentre outros. As equações (17) a (20) correspondem às principais reações formadoras de poluentes no processo de gaseificação (WANG, 2017).





Figura 10 – Planta IGCC e processos de resfriamento e limpeza do gás



Fonte: NETL (2000)

Apesar de existirem várias maneiras de se realizar a limpeza do *syngas*, os principais processos utilizados em um sistema IGCC consistem dos seguintes: remoção de partículas por deposição seca e úmida, hidrólise (para conversão de COS para H₂S e HCN para NH₃), depurador úmido (utilizado para partículas, remoção de NH₃ e cloro), sistemas de gás ácidos (que utilizam solventes físicos e químicos) para remoção de enxofre e leitos de carvão ativado para remoção de mercúrio e metais voláteis.

A maioria dos processos de aplicação do *syngas* gerado na gaseificação requer mais de 99% da remoção de partículas, visto que essas partículas podem levar a problemas com incrustação, erosão e corrosão, prejudicando a eficiência do sistema (WOOLCOCK; BROWN, 2013). O processo de remoção de partículas em um sistema IGCC pode ser feito usando tanto o método úmido quanto o seco. No método úmido utiliza-se, principalmente, um depurador úmido que é um processo que ocorre em temperaturas abaixo da de condensação da água de maneira que as partículas sólidas ajam com um núcleo para condensação garantindo que todos os sólidos sejam removidos de maneira eficiente. Este método pode ainda remover HCN, NH₃, HCl e H₂S. No método seco utilizam-se filtros de barreira (filtros de vela) e/ou ciclones, o que irá depender do sistema de gaseificação e das condições operacionais.

Os separadores de partículas tipo ciclone constituem uma tecnologia dominante e podem ser utilizados em operações a altas temperaturas por seus revestimentos de material refratário.

Os filtros de vela a alta temperatura foram desenvolvidos e conseguem remover partículas do *syngas* na faixa de temperatura de 300-500 °C (NETL, 2000).

O método seco utilizando um ciclone tem como vantagens ser capaz de reciclar carvão não reagido de volta para o gaseificador de forma a aumentar a eficiência do processo de gaseificação, diminuir as perdas de pressão, poder ser utilizado em sistemas de gaseificação a baixa pressão e diminuir os custos de operação e manutenção. No entanto, esse sistema apresenta como desvantagem o tamanho limitado das partículas capazes de remover. Os filtros não possuem essa limitação, porém, possuem problemas com relação a perdas de pressão (WANG, 2017)

Outro elemento poluente formado durante o processo de gaseificação, a ser removido pelo sistema de limpeza, é o mercúrio; na fase vapor, esse elemento é comumente removido através de um leito de carvão ativado, no qual a eficiência de remoção diminui conforme há um aumento de temperatura, o que faz necessário que o *syngas* esteja numa faixa de temperatura de 30-38°C para passar por este processo. Assim, um ponto importante a se destacar é onde localizar este processo no fluxo de limpeza do gás; geralmente, de forma a reduzir o impacto no rendimento térmico, esta etapa é estabelecida após o processo de hidrólise de COS, mas antes da unidade de remoção de gases ácidos (AGR) (WANG, 2017).

O termo AGR, que significa “*acid gas removal*”, e descreve os dispositivos e sistemas para remover espécies contendo enxofre do *syngas*, espécies que se encontram, principalmente, na forma de COS e H₂S. Em sistemas IGCC, a remoção de COS é realizada de forma indireta, através de sua conversão para H₂S, visto que nestes sistemas a quantidade de COS é muito pequena (3-10%) e a maioria do enxofre é convertido em H₂S tornando-se mais vantajoso fazer a remoção de H₂S. Para se converter o COS em H₂S é utilizado o processo de hidrólise representado na equação (21), que trata de uma reação ligeiramente exotérmica, geralmente sendo colocado logo após o depurador úmido (WANG, 2017; NETL, 2000)



Tendo convertido o COS em H₂S, há processos que podem fazer a remoção do H₂S, dentre eles processos comerciais utilizados na indústria de óleo e gás. O processo de remoção varia de acordo com a necessidade de captura de dióxido de carbono, pois alguns dos solventes utilizados para absorver H₂S podem também ser utilizados para absorver CO₂. Como mencionado anteriormente, o processo de remoção de gases ácidos (enxofre) utiliza solventes químicos (por meio de reações químicas) e físicos (por meio de absorção física). Na Figura 11

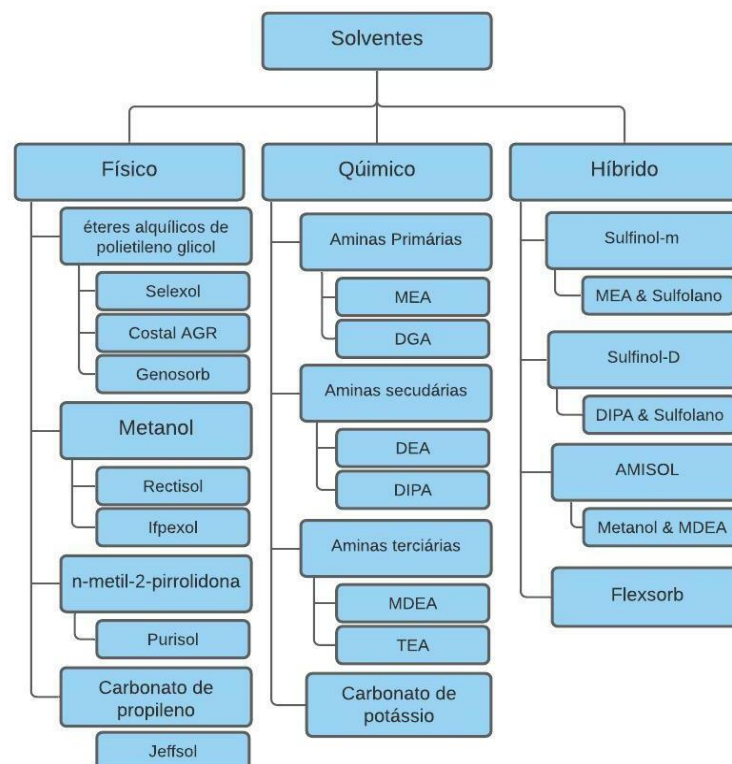
são apresentados os principais solventes físicos, químicos e híbridos empregados no processo de remoção de gases ácidos (ABDOULMOUMINE et al., 2015).

Os solventes híbridos são aqueles que reúnem as características de ambos os solventes físicos e químicos. Os solventes físicos são preferidos quando o sistema opera a altas pressões com quantidades relativas maiores de H_2S . Para os solventes químicos, as condições de menor pressão de operação são ideais e possuem como vantagem a entrega de um gás tratado altamente purificado.

2.3.2.3 Ciclo combinado com conjunto a gás.

Os principais componentes do ciclo combinado utilizado para geração de energia são o conjunto a gás, o recuperador de calor para geração de vapor e a turbina a vapor. O *syngas*, após passar pelo processo de resfriamento e limpeza, é enviado para queima no conjunto a gás para geração de energia; o gás de exaustão resultante da queima na câmara de combustão e após ser expandido na turbina a gás é enviado ao HRSG para aproveitamento de sua energia térmica e geração de vapor para mover a turbina a vapor e gerar mais energia.

Figura 11 - Diagrama dos principais solventes utilizados no processo de AGR.



Fonte: adaptado de Abdoulmoumine et al. (2015).

O conjunto a gás é operado em um ciclo Brayton, como visto no item 2.3.1.2 e é constituído de um compressor, uma câmara de combustão e uma turbina ou expensor. Os conjuntos a gás comerciais são classificados conforme sua potência e temperatura de entrada.

Os conjuntos a gás de grande porte que apresentam melhores avanços tecnológicos contam com compressores do tipo axial; em contrapartida, os conjuntos a gás menores e mais compactos podem possuir compressores centrífugos. Para um ciclo Brayton, o rendimento térmico pode ser aumentado ao se elevar a razão de pressão (PR) e/ou a temperatura de entrada da turbina (TIT, *turbine inlet temperature*). Nos compressores, cada estágio provê uma oportunidade de se aumentar a PR e assim os compressores axiais de multi-estágios oferecem uma maior razão de pressão do que um compressor centrífugo (SOARES, 2006).

Tem-se havido alguns avanços tecnológicos com relação aos conjuntos a gás, como o aumento da eficiência, elevando-se cada vez mais os valores da razão de pressão (PR) e temperatura de entrada da turbina (TIT); recentemente se conseguiu alcançar valores de eficiência de 41% para conjuntos a gás queimando gás natural em ciclos simples e 62% em ciclos combinados. Para a queima de *syngas* são necessárias TIT menores do que para gás natural devido aos produtos da combustão do *syngas* possuírem um conteúdo de umidade maior o que pode levar a um sobreaquecimento dos equipamentos da turbina (BRDAR; JONES, 2000).

Um outro problema causado pelo elevado valor do TIT é a formação de NO_x . Os óxidos de nitrogênio (NO e NO_2 – NO_x) são poluentes atmosféricos primários e também responsáveis pela chuva ácida. A formação de NO_x por processos industriais de combustão é atualmente regulada no Brasil por legislação nacional (CONAMA, 2006) e ela pode ocorrer de três formas principais: NO_x combustível, quando o nitrogênio do combustível combina com o oxigênio do ar de combustão; NO_x imediato, quando hidrocarbonetos do combustível se desintegram e se combinam com nitrogênio no ar de combustão; e NO_x térmico, quando nitrogênio e oxigênio no ar de combustão se combinam devido ao intenso calor gerado no processo de combustão (LADEIRA, 2019).

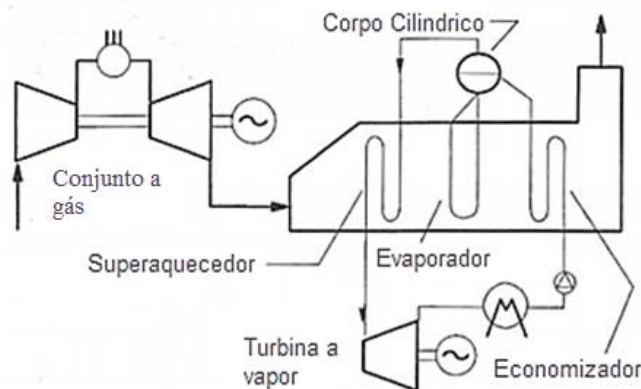
A formação de NO_x em um conjunto a gás é, em sua maioria, NO_x térmico e sua formação aumenta conforme há um aumento de temperatura; assim, uma das maneiras de reduzir a formação de poluente é reduzir a temperatura de combustão. Em sistemas IGCC com ASU, o nitrogênio pode ser utilizado para ser injetado na câmara de combustão de forma a diluir os gases de combustão para reduzir as emissões de NO_x .

No *syngas* gerado na gaseificação, os elementos principais são CO e H₂, possuindo um conteúdo energético cerca de 35% menor que o do gás natural para sistemas com ar como agente gaseificante e 10% menor para sistemas com oxigênio como agente gaseificante. Devido a esse menor conteúdo energético do *syngas* quando comparado ao gás natural, são necessários cerca de 3 a 8 vezes mais combustível para acionar o conjunto a gás e obter a mesma quantidade de potência gerada (WANG, 2017). Isso faz com que sejam necessárias adaptações no sistema, como por exemplo, modificação no projeto dos injetores dos combustores de forma a permitir maior passagem de combustível. Outra modificação necessária está relacionada ao tamanho da câmara de combustão, que necessita ser maior para acomodar um maior fluxo de combustível e o gás de diluição (NO₂ ou CO₂). É também necessário modificar o algoritmo de controle da velocidade de fluxo no bocal da aleta guia da entrada da turbina (WANG, 2017; WIMER et al., 2006).

Um último problema a ser resolvido é o da estabilidade do *syngas* usado como combustível. Os gases CO e H₂ possuem maior velocidade de chama do que o gás natural, fazendo com que seja necessário evitar o fenômeno de *flash back*; este fenômeno ocorre quando é atingida uma condição na qual a velocidade do gás (do combustível) torna-se menor que a velocidade de queima fazendo com que a onda de combustão se propague para dentro dos injetores de combustível (CARVALHO JÚNIOR; MCQUAY, 2004).

Outro equipamento presente no ciclo combinado é o HRSG, no qual os gases de exaustão do conjunto a gás são enviados a este trocador de calor composto de economizador, evaporador e superaquecedor utilizado para aquecer água e gerando vapor superaquecido. Este esquema é apresentado na Figura 12.

Figura 12 – Esquema do recuperador calor e suas seções.



Para modelagem térmica da caldeira de recuperação, a representação dos processos de troca térmica pode ser desenvolvido no diagrama temperatura – potência térmica. No gráfico apresentado na Figura 13, um valor de interesse é a variação no *pinch point* (ΔT_{PP}), que é a diferença mínima entre a temperatura de saturação da água (na pressão do vapor vivo) e a temperatura dos gases de exaustão na saída do economizador. Outro valor de interesse para o projeto térmico é a variação no *approach point*, que na Figura 13 é representada pela diferença entre T_{sat} e $T_{approach}$ (temperatura de saturação da água e temperatura da água na saída do economizador).

Alguns dos benefícios da disposição contracorrente dos fluxos dos gases de exaustão e da água, são o fato de se superaquecer o vapor, o que leva a um aumento do rendimento do ciclo e de se ter o pré-aquecimento da água a partir da recuperação de uma parte do calor do gás.

Recuperadores de calor podem ser de dois tipos, horizontal e vertical, o que irá depender da direção do fluxo dos gases. O tipo horizontal é o mais adotado, sendo que nessa concepção a circulação natural faz com que não seja necessário utilizar bombas de circulação para mover a água/vapor.

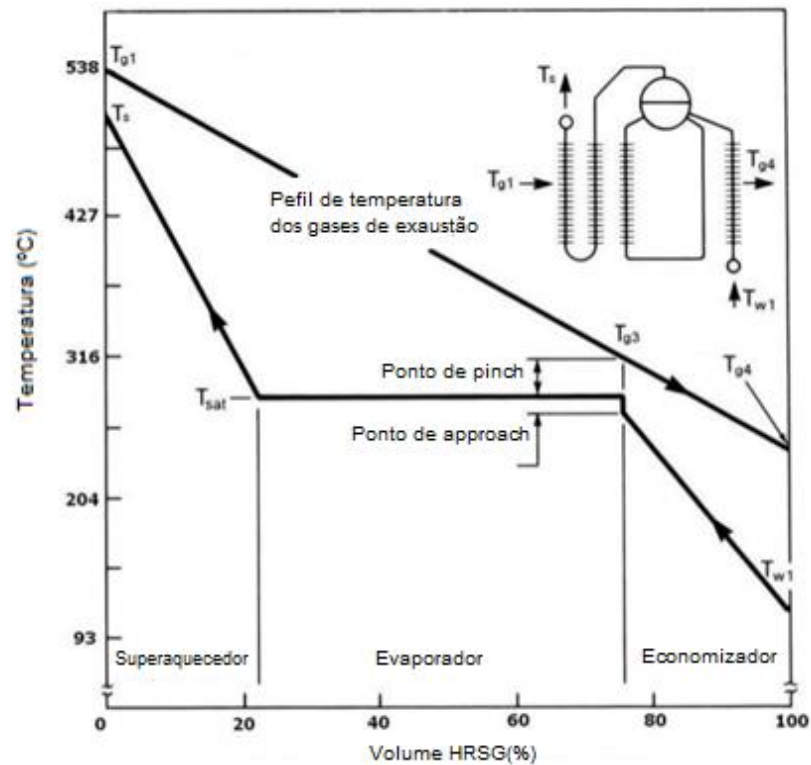
Em sistemas IGCC, normalmente, os recuperadores são projetados de forma a fornecer vapor em três diferentes níveis de pressão (baixa, média e alta pressão) de forma a atender às pressões para turbinas de três estágios (WANG, 2017).

As turbinas a vapor operam no ciclo Rankine como discutido na seção 2.3.1.1; há duas maneiras principais de se aumentar a eficiência na geração de energia nestes equipamentos em sistemas IGCC, que são reaquecimento e regeneração. O reaquecimento consiste em levar o vapor, o qual foi expandido na turbina, de volta ao recuperador de calor a fim de aquecer este vapor a uma temperatura aproximada a da entrada da turbina. Este processo pode aumentar a temperatura média neste ciclo e assim aumentar a eficiência do processo.

Outra vantagem é que o processo de reaquecimento pode aumentar o título do vapor na saída da turbina de baixa pressão, ficando o sistema menos suscetível a problemas com erosão nas pás da turbina.

Regeneração é o processo que utiliza parte do vapor da turbina de alta pressão para pré-aquecer a água de alimentação que, por sua vez, também irá proporcionar um aumento de rendimento do ciclo.

Figura 13 – Perfil de temperatura em um recuperador de calor.



Fonte: adaptado de Behbahani-nia et al. (2014)

2.4 OTIMIZAÇÃO

Otimização é o processo no qual uma ou mais variáveis são variadas de maneira a maximizar ou minimizar uma função objetivo. Um dos principais objetivos de se desenvolver modelos de sistemas físicos é justamente o de otimizar, visto que este processo permite encontrar uma melhor solução para um projeto físico ou uma melhor condição operacional.

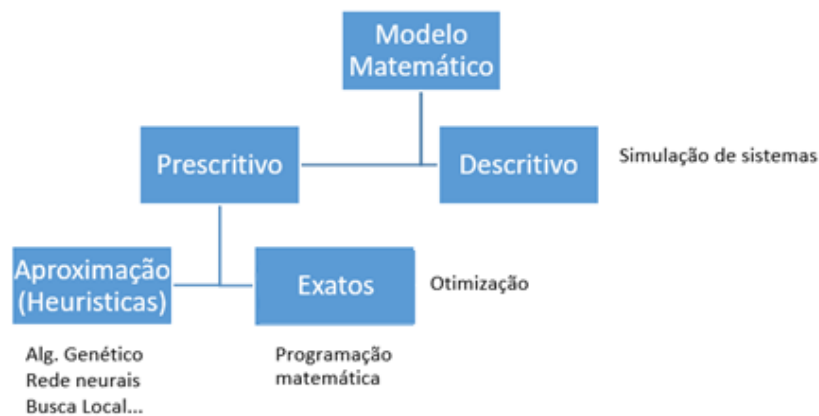
Na modelagem matemática, existem dois tipos de modelos principais, os descritivos e os prescritivos. Os modelos descritivos são utilizados para investigação de variados cenários e políticas de ação de sistemas reais, ou seja, busca prever o desempenho de um sistema modelado em um campo de planejamento possível. É uma ferramenta utilizada para tomada de decisão por meio comparativo com base em ações pré-determinadas, não gerando uma solução ideal, entretanto, recomendando alternativas (MEYER, 2004; NISS, 2015).

Os modelos prescritivos baseiam-se na implantação de objetivos e restrições de forma a se encontrar soluções otimizadas para um processo, ou seja, este processo permite encontrar a melhor solução com base em condições pré-determinadas, podendo ser resolvidos de maneira exata ou aproximada. Os modelos com solução exata representam a melhor condição de

determinado objetivo, entre todas as possíveis, dadas as restrições do problema modelado. A solução otimiza, ou seja, maximiza ou minimiza uma função (função objetivo) e ao mesmo tempo não viola as restrições do problema; no entanto, nem sempre é vantajoso, ou mesmo possível encontrar uma solução exata, sendo necessário recorrer a uma solução aproximada ou heurística (WEBER; COSKUNOGLU, 1990).

A solução aproximada significa que o método não garante que a solução encontrada seja ótima, mas sim de boa qualidade e baixo custo computacional (MEYER, 2004). Na Figura 14 é apresentada uma classificação dos modelos matemáticos conforme discutido nesta seção.

Figura 14 – Classificação dos modelos matemáticos.



Fonte: Autoria própria

No processo de modelagem existem elementos que devem ser considerados, tais como:

- Parâmetros do modelo: são todas as informações conhecidas do sistema, ou seja, os dados de entrada. Por exemplo, em um modelo de gaseificação por equilíbrio termodinâmico, os dados de entrada são a composição do combustível, o conteúdo de umidade deste material, o conteúdo de ar para reação e a temperatura estimada da reação.

- Variáveis de decisão: no modelo as variáveis de decisão são representadas pelas incógnitas do sistema e seus valores exercem influência no desempenho do modelo. No exemplo supracitado, as variáveis de decisão são os números de mols dos reagentes da equação global de gaseificação.

- Restrições: Estabelece relações entre as variáveis de decisão e a dinâmica do sistema, estipulando limitações físicas como as necessidades a serem atendidas pelo processo a ser

modelado. Como exemplo, as equações de balanço de massa dos elementos químicos, as equações de constante de equilíbrio e a conservação de energia do sistema.

Por fim, tem-se a função objetivo que representa a função matemática cujo objetivo deve ser atendido pelo modelo. No exemplo mencionado, seria a equação de minimização da diferença entre a temperatura estimada inicial e a temperatura calculada pela equação de conservação de energia.

Na tese de Balcazar (2014), utilizou-se o software EES para solução do modelo através de otimização matemática com o emprego da técnica de algoritmo genético, que é um pacote disponível no software para otimização multidimensional. Como se pode observar na Figura 14, o método de otimização por algoritmos genético é um tipo de modelo matemático prescritivo heurístico. O método de otimização por algoritmos genéticos é desenvolvido para encontrar de forma confiável valores ótimos mesmo em casos onde existam, na superfície da solução, vários picos locais (KLEIN; NELLIS, 2014).

O algoritmo genético é um método que tenta imitar o processo que ocorre na evolução biológica, opera com populações de indivíduos (amostra de pontos) representados por cromossomos que são submetidos ao processo de seleção e reprodução.

Essa amostra de pontos inicial, escolhida de maneira aleatória, é investigada com relação a sua qualidade de ajuste com a função objetivo e então uma nova geração de indivíduos é gerada de maneira estocástica, “reproduzindo” os membros da população atual que apresentem boa qualidade de ajuste.

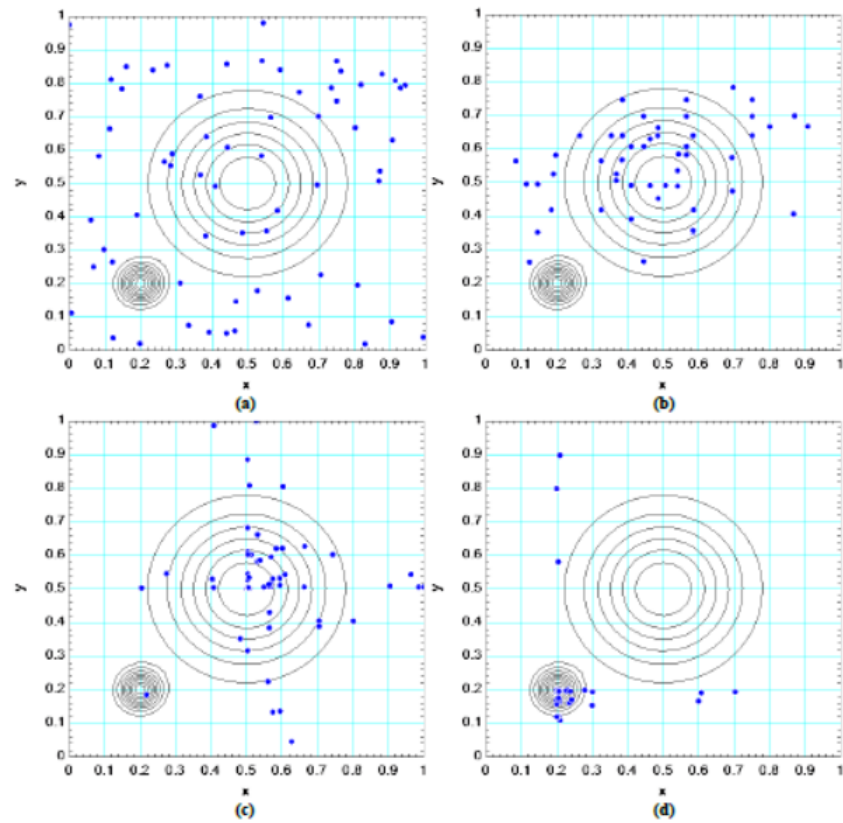
Essas características dos indivíduos originais são passadas para os novos; desse modo, a probabilidade que um indivíduo da atual população seja selecionado para gerar os próximos indivíduos é uma função crescente da qualidade do ajuste, sendo este processo de seleção visto como um princípio de sobrevivência. Tal como na natureza, existe a possibilidade da ocorrência de mutações que levam os cromossomos a ter características diferentes dos seus geradores.

As Figuras de 15 (a) a 15 (d), as quais ilustram a progressão do método de otimização por algoritmos genéticos, são as gerações 1, 5, 23 e 77, respectivamente.

Cada uma dessas figuras representa uma população que evoluiu da população anterior, permitindo perceber-se que os membros da primeira geração estão distribuídos uniformemente através do espaço de soluções, com um membro localizado no exato ponto de valor inicialmente arbitrado ($x=0,7$ e $y=0,7$). A população converge inicialmente no sentido do pico mais largo, as mutações fazem com que alguns membros individuais movam-se para longe deste pico

Figura 15 (c), em direção ao pico mais íngreme, o que causa a aproximação de toda população para esta região, Figura 15 (d).

Figura 15 – Progressão do método de algoritmos genéticos.



Fonte: KLEIN; NELLIS (2014).

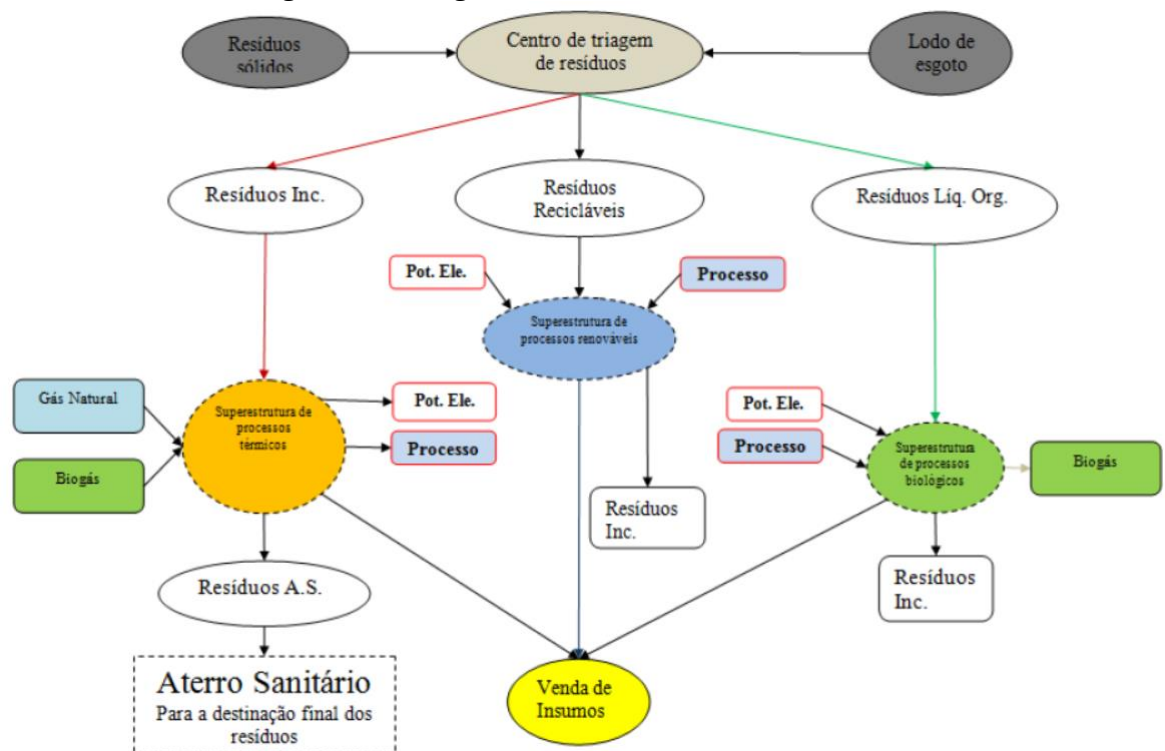
3 MATERIAL E MÉTODO

3.1 ESTRUTURA DE OTIMIZAÇÃO INTEGRADA DE RESÍDUOS SÓLIDOS URBANOS

Neste trabalho foi avaliada a inserção de um sistema de gaseificação em ciclo combinado integrado na análise de otimização de uma megaestrutura, para seleção de tecnologias de processamento e distribuição de produtos dos resíduos municipais, desenvolvida por Balcazar (2014).

Compõem a megaestrutura três superestruturas: de processos renováveis, processos biológicos e processos térmicos, além do aterro sanitário. Segundo Balcazar (2014), superestrutura é o conjunto de tecnologias dedicadas a um mesmo objetivo e que devam abranger uma grande quantidade de opções das quais uma delas será selecionada como solução do problema de otimização. Por sua vez, a megaestrutura apresenta uma dinâmica de competição e mutualismo entre as superestruturas e tecnologias que a compõem. A megaestrutura descrita é apresentada na Figura 16.

Figura 16 – Megaestrutura e seus sistemas.

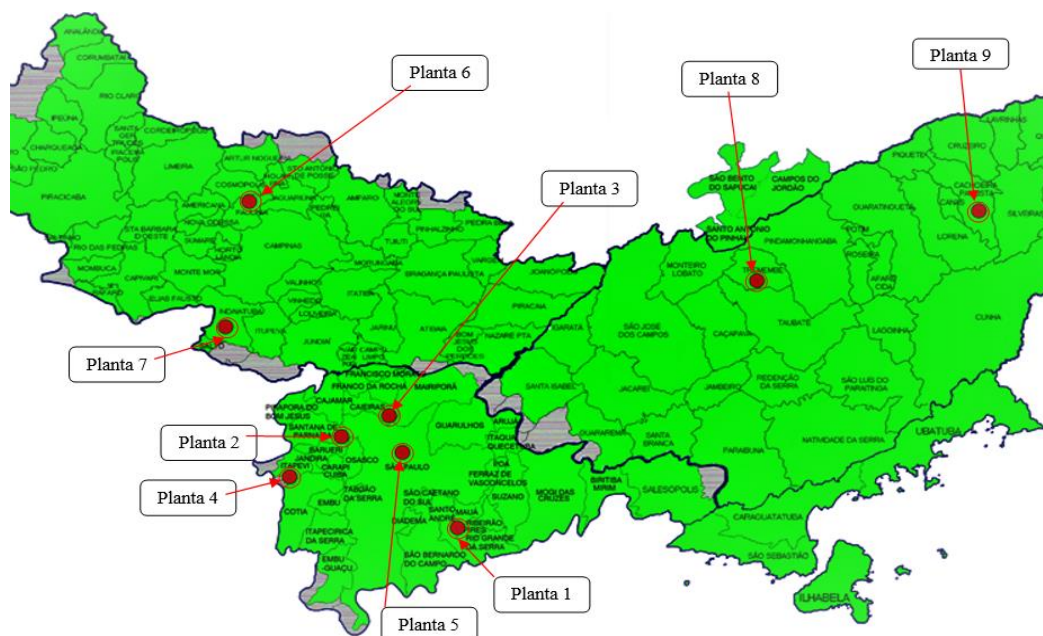


Fonte: Balcazar (2014)

Na megaestrutura, o resíduo, seja sólido ou líquido, é passado por um setor de triagem, que é responsável por separar os materiais recicláveis, os biológicos e os de aproveitamento térmico. No estudo apresentado no trabalho de Balcazar (2014), foram considerados os resíduos gerados diariamente nas três maiores regiões metropolitanas do estado de São Paulo (região metropolitana de São Paulo – RMSP), região metropolitana de Campinas – RMC, e região metropolitana do Vale do Paraíba e Litoral Norte – RMVPLN) e como local das instalações das plantas de processamento de resíduos foi assumido que elas devam estar localizadas próximas dos locais atuais de recebimento e destinação final dos municípios nessas regiões.

O local de instalação das plantas de processamento é fator determinante no modelo, visto que este considera a possibilidade de haver transporte de resíduos (orgânicos e líquidos) de um aterro sanitário sem potencial de geração de biogás para outra com maior potencial. Um dos resultados apresentados por Balcazar (2014) sinaliza que o transporte de resíduos melhora a eficiência, a geração de energia elétrica e a receita financeira da planta. Os locais escolhidos constam da Figura 17.

Figura 17 – Locais das 9 plantas de recebimento e destinação para as 3 regiões metropolitanas.



Fonte: Balcazar (2014)

As plantas de processamento de um (1) a nove (9), apresentadas na Figura 17, estão localizadas nas cidades das três regiões metropolitanas avaliadas, como apresentado na Tabela 2. Neste trabalho, é dada uma atenção especial à superestrutura de processos térmicos na qual será incluída o sistema IGCC. No trabalho de Balcazar (2014) foram consideradas tecnologias

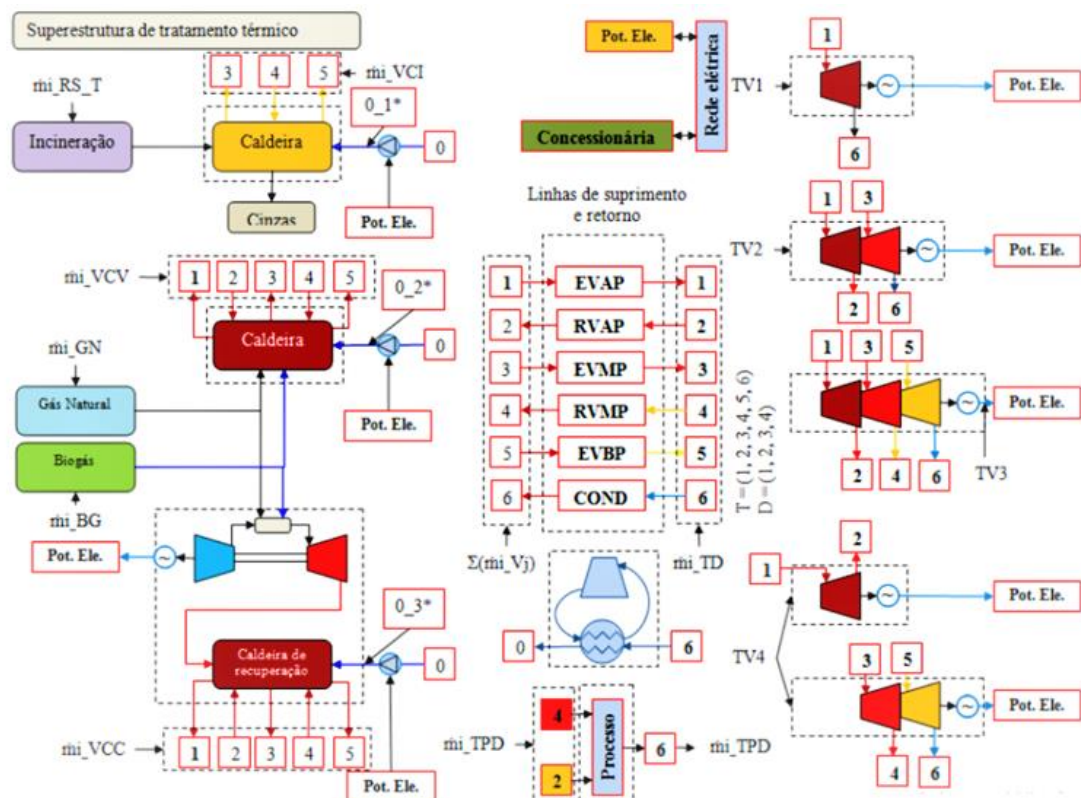
consolidadas de geração de energia, como o incinerador com caldeira acoplada, caldeira convencional (a gás natural ou biogás) e caldeira de recuperação com conjunto a gás, como apresentado na Figura 18.

Tabela 2 – Cidades das plantas de recebimento e destinação final

Planta	Cidade	RM	Planta	Cidade	RM
1	Mauá	RMSP	6	Paulínia	RMC
2	Santana de Parnaíba	RMSP	7	Indaiatuba	RMC
3	Caieiras	RMSP	8	Tremembé	RMVPLN
4	Itapevi	RMSP	9	Cachoeira Paulista	RMVPLN
5	São Paulo	RMSP			

Fonte: Adaptado de Balcazar (2014)

Figura 18 – Superestrutura de tratamento térmico



Fonte: Balcazar (2014)

Ainda considerando a Figura 18, os números de 1 a 5 das caldeiras de recuperação representam as linhas de fornecimento e retorno de vapor, na qual as linhas 1, 3 e 5 são as saídas

de vapor das caldeiras e os números 2 e 4, o retorno de vapor. Essas linhas são utilizadas no processo térmico e nas turbinas a vapor à direita da figura. Há quatro possíveis configurações para as turbinas a vapor: a de condensação (TV1), com 2 níveis de pressão (alta e média pressão – TV2), com três níveis de pressão (alta, média e baixa pressão –TV3) e a quarta é uma turbina de contrapressão em conjunto com uma turbina de condensação com 2 níveis de pressão (TV4). Nas linhas de suprimento e retorno, EV significa entrada de vapor, RV retorno de vapor, AP, MP e BP significam alta, média e baixa pressão, respectivamente, e COND representa condensação. Abaixo das linhas de suprimento e retorno encontra-se a torre de resfriamento e abaixo desta está o processo térmico.

A escolha das tecnologias a serem utilizadas é realizada de forma que se tenha a maior geração de lucro global, ou seja, a soma do lucro obtido em cada planta. As equações (22) a (25) representam este procedimento.

$$\text{Receita}_{\text{Total}} = \sum_{i=1}^9 \text{Receita}[i] \quad (22)$$

$$\text{Receita}[i] = \text{Lucro}_{\text{total}_i} - \text{Custo}_{\text{total}_i} \quad (23)$$

$$\text{Lucro}_{\text{total}_i} = \text{Lucro}_{\text{TT}_i} + \text{Lucro}_{\text{R}_i} + \text{Lucro}_{\text{B}_i} \quad (24)$$

$$\text{Custo}_{\text{total}_i} = \text{Custo}_{\text{TT}_i} + \text{Custo}_{\text{R}_i} + \text{Custo}_{\text{B}_i} \quad (25)$$

nas quais os elementos i, TT, R e B são, respectivamente:

i, representa as nove (9) plantas;

TT, processo de tratamento térmico;

R, processo renováveis e

B, processo biológico.

3.2 MODELAGEM DA GASEIFICAÇÃO

De maneira a realizar a modelagem de um gaseificador, a escolha do modelo de simulação da gaseificação é fundamental no desenvolvimento de um sistema tão complexo como este. Neste sentido, o modelo de equilíbrio termodinâmico tem sido utilizado por inúmeros pesquisadores de forma a representar o processo de gaseificação, tal como apresentado na revisão da literatura. Modelos de equilíbrio termodinâmico simulando o desempenho de um

gaseificador são encontrados em Chowdhury et al. (1994), Mendiburu et al. (2014), Arafat e Jijakli (2013) e Jarungthammachote e Dutta (2007).

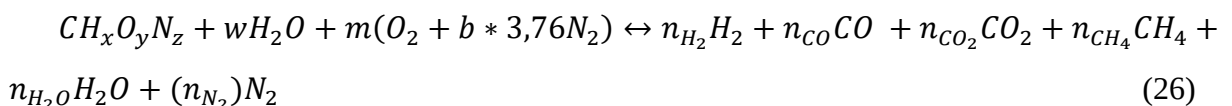
No presente trabalho, será considerado um modelo de equilíbrio termodinâmico devido à sua maior simplicidade e considerável precisão. Tendo-se escolhido o modelo de simulação, ainda é preciso considerar o método a ser utilizado, ou seja, estequiométrico ou não estequiométrico. Segundo Jarungthammachote e Dutta (2007), o método não-estequiométrico requer o uso de modelo de otimização com restrições e o entendimento de teorias matemáticas complexas, o que limita sua utilização, fazendo com que seja escolhido para este trabalho o método estequiométrico baseado nas reações químicas e constantes de equilíbrio.

3.2.1 Modelo do gaseificador

Nesta seção, o modelo termodinâmico utilizado para prever a composição dos gases formados durante a gaseificação de RSU é apresentado. As premissas assumidas pelo modelo são listadas a seguir (XU et al., 2017; JARUNGTHAMMACHOTE; DUTTA, 2007) :

- Todas as reações da zona de gaseificação acontecem na condição de equilíbrio termodinâmico;
- O sistema é considerado adiabático, ou seja, sem perda de calor. A temperatura não é dada e é determinada através da quantidade do agente gaseificante baseado no balanço de energia.
- Todos os gases são assumidos como ideais e todas as reações formam a 1 atm.
- Somente os conteúdos de carbono (C), hidrogênio (H), oxigênio (O) e nitrogênio (N) no resíduo foram considerados de forma a validar o modelo; outros conteúdos de minerais não foram considerados devido a suas quantidades insignificantes presentes.

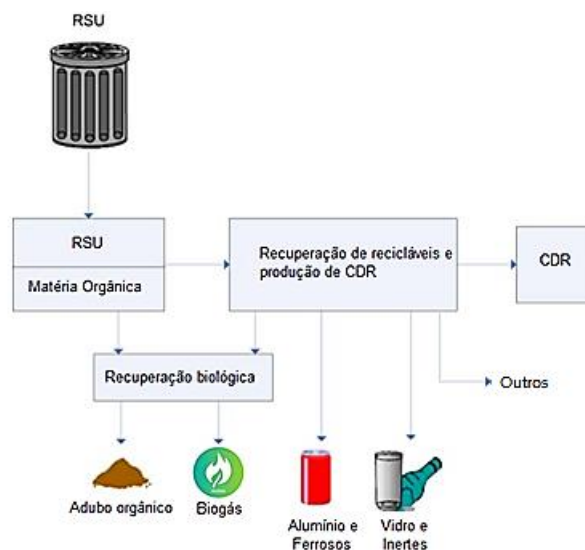
Com base nestas premissas pode-se estabelecer uma equação global representativa das reações químicas durante o processo de gaseificação, expressa pela equação (26).



A matéria-prima a ser gaseificada neste caso é o RSU na forma de combustível derivado de resíduo (CDR), que são os resíduos pré-separados ou pré-selecionados. Um diagrama esquemático do processo de recuperação e produção do CDR é apresentado na Figura 19.

O CDR pode ser representado pela fórmula química genérica $CH_xO_yN_z$, sendo os valores de x, y e z os números de átomos de hidrogênio, oxigênio e nitrogênio por número de átomos de carbono no CDR, sendo esses valores obtidos através da análise elementar. Foi considerado também que o CDR é composto da porção seca de biomassa e de um conteúdo de umidade representado na equação global por wH_2O , no qual w corresponde ao número de mols de umidade presente no CDR.

Figura 19 – Diagrama esquemático da produção de CDR.



Fonte: Adaptado de Dias et al. (2006)

Para se calcular o valor de w é utilizada a equação (27), na qual PM_{CDR} é o peso molecular do CDR, PM_{H_2O} é o peso molecular da água e CM é o conteúdo de umidade presente no CDR (que é a razão entre a massa de água pela massa de resíduo úmido).

$$w = \frac{PM_{CDR} \cdot CM}{PM_{H_2O} \cdot (1 - CM)} \quad (27)$$

Como agente gaseificante, será considerada a utilização de ar atmosférico (composto de nitrogênio 79% e oxigênio 21%) e oxigênio puro, sendo representado na equação global por $m \cdot (O_2 + b \cdot 3,76N_2)$, no qual m é a quantidade de ar/oxigênio por kmol de CDR e b uma variável que vai de 0 a 1 sendo que 0 representa gaseificação com oxigênio puro e 1 gaseificação com ar atmosférico. No lado esquerdo da equação (26) consideram-se os elementos a uma temperatura de 25 °C (298 K); no lado direito, n_{H_2} , n_{CO} , n_{CO_2} , n_{CH_4} , n_{H_2O} representam a quantidade de mols de hidrogênio, monóxido de carbono, dióxido de carbono, metano e água presentes no gás de síntese gerado.

Para encontrar as quantidades de mols dos elementos formados na gaseificação é necessário especificar cinco equações de forma a se determinar as cinco incógnitas do sistema $(n_{H_2}, n_{CO}, n_{CO_2}, n_{CH_4}, n_{H_2O})$. Três destas equações são determinadas a partir do balanço de massa dos elementos carbono, hidrogênio e oxigênio, como apresentando nas equações (28) a (30), respectivamente.

$$n_{CO} + n_{CO_2} + n_{CH_4} - 1 = 0 \quad (28)$$

$$n_{H_2} + n_{H_2O} + 4n_{CH_4} - x - 2w = 0 \quad (29)$$

$$n_{CO} + 2n_{CO_2} + n_{H_2O} - w - 2m - y = 0 \quad (30)$$

O balanço de massa para o nitrogênio pode ser escrito como apresentado na equação (31); no entanto, esta equação não faz parte do sistema de equações, visto que todos seus elementos são determinados.

$$b * 3,76m + \frac{z}{2} = N_{N_2} \quad (31)$$

As duas equações restantes podem ser determinadas a partir das constantes de equilíbrio das reações que acontecem na zona de gaseificação. Para isto foram escolhidas três reações químicas independentes que incluem os cinco componentes dos gases produzidos. Essas reações são as de Boudouard, água-gás e hidrogaseificação, respectivamente equações (32) a (34) (JARUNGTHAMMACHOTE; DUTTA, 2007 ; LEE et al., 2014).



A combinação das equações (32) e (33) resulta na equação de troca gás-água que é apresentada na equação (35).



Em posse destas reações e levando-se em consideração as premissas citadas no início desta seção, é possível determinar as equações das constantes de equilíbrio para as reações expressas nas equações (34) e (35), respectivamente. A equação geral para as constantes de equilíbrio em função da energia livre de Gibbs e em função do número de mols das espécies químicas envolvidas na reação é apresentada na equação (36) (MENDIBURU et al., 2014).

$$K_p = \exp \left[-\frac{\Delta G_T^0}{RT} \right] = \left(\prod_{i=1}^N n_i^{v_i} \right)_p \left(\prod_{j=1}^M n_j^{-v_j} \right)_r \left(\frac{P}{n_{Tot} P_0} \right)^{\Delta v} \quad (36)$$

na qual n é os números de mols das espécies na reação, P é a pressão no reator, P_0 é a pressão na condição padrão (1 atm), R é constante universal dos gases (8,314 kJ/kmol), T é a temperatura da zona de reação, p é o subíndice que indica os produtos da reação e r os reagentes, n_{total} é o total de moles do gás produzido e Δv pode ser representado como se segue.

$$\Delta v = (\sum_{i=1}^N v_i)_p - (\sum_{j=1}^M v_j)_r \quad (37)$$

Na equação (36), $\Delta \bar{G}_T^0$ é a variação da energia livre de Gibbs de formação de uma reação em kJ/mol, que por sua vez pode ser representada pela equação (38).

$$\Delta \bar{G}_T^0 = \sum_i v_i \bar{g}_{f,T,i}^0 \quad (38)$$

na qual v_i é coeficiente estequiométrico da espécie gasosa i e $\bar{g}_{f,T,i}^0$ representa a função de Gibbs padrão de formação a uma dada temperatura T da espécie gasosa i .

Segundo Probstein e Hicks (2013), $\bar{g}_{f,T,i}^0$ pode ser expresso empiricamente através da equação (39).

$$\bar{g}_{f,T}^0 = \bar{h}_f^0 - a'T \ln(T) - b'T^2 - \left(\frac{c'}{2}\right) T^3 - \left(\frac{d'}{3}\right) T^4 + \left(\frac{e'}{2T}\right) + f' + g'T \quad (39)$$

na qual $\bar{h}_f^0$ é a entalpia de formação nas condições de pressão e temperatura de referência, ou seja, 1 atm e 25°C (kJ/mol), a' - g' são os coeficientes empíricos fornecidos por Probstein e Hicks (2013) e apresentados na Tabela 3.

Tabela 3 – Valores de entalpia de formação ($\bar{h}_f^0$ em kJ/mol) e coeficientes da equação empírica para $\bar{g}_{f,T}^0$ (kJ/mol)

Componente	a'	b'	c'	d'	e'	f'	g'
CO	-110,5	$5,61 \times 10^{-3}$	$-1,19 \times 10^{-5}$	$6,38 \times 10^{-9}$	$-1,84 \times 10^{-12}$	$-4,89 \times 10^2$	$8,648 \times 10^{-1}$
CO ₂	-393,5	$-1,94 \times 10^{-2}$	$3,12 \times 10^{-5}$	$-2,44 \times 10^{-8}$	$6,94 \times 10^{-12}$	$-4,89 \times 10^2$	5,27
H ₂ O	-241,8	$-8,95 \times 10^{-2}$	$-3,67 \times 10^{-6}$	$5,20 \times 10^{-9}$	$-1,47 \times 10^{-12}$	0,00	2,86
CH ₄	-74,8	$-4,62 \times 10^{-2}$	$1,13 \times 10^{-5}$	$1,31 \times 10^{-8}$	$-6,64 \times 10^{-12}$	$-4,89 \times 10^2$	$1,41 \times 10^1$

Fonte: Probstein e Hicks (2013)

A primeira parte da equação (36), quando aplicado o logaritmo neperiano em ambos os lados da equação, resulta na expressão apresentada na equação (40).

$$\ln K = - \frac{\Delta \bar{G}_T^0}{RT} \quad (40)$$

O conceito das constantes de equilíbrio descrito na equação (36), quando aplicado às reações de gaseificação referentes às equações (34) e (35), resulta nas equações (41) e (42), formando o sistema de equações para solução do problema.

Constante de Equilíbrio para reação de troca gás-água:

$$K1 = \left(\prod_{i=1}^N n_i^{v_i} \right)_p \left(\prod_{j=1}^M n_j^{-v_j} \right)_r \left(\frac{P}{n_{Tot}P_0} \right)^{\Delta v} = \frac{(n_{CO_2})(n_{H_2})}{(n_{CO})(n_{H_2O})} \quad (41)$$

Constante de Equilíbrio para hidrogaseificação:

$$K2 = \left(\prod_{i=1}^N n_i^{v_i} \right)_p \left(\prod_{j=1}^M n_j^{-v_j} \right)_r \left(\frac{P}{n_{Tot}P_0} \right)^{\Delta v} = \frac{(n_{CH_4})(n_{Total})}{(n_{H_2})^2} \quad (42)$$

As equações (41) e (42) podem ser reescritas como:

$$K_1(n_{CO})(n_{H_2O}) - (n_{CO_2})(n_{H_2}) = 0 \quad (43)$$

$$K_2(n_{H_2})^2 - (n_{CH_4})(n_{Total}) = 0 \quad (44)$$

As equações (28) a (30) e (43) a (44) são as cinco equações necessárias para se encontrar as cinco incógnitas $n_{H_2}, n_{CO}, n_{CO_2}, n_{CH_4}, n_{H_2O}$. No entanto, as constantes de equilíbrio fornecidas nas equações (43) e (44) são dependentes da temperatura, que não é conhecida. Uma maneira de se calcular a temperatura da zona de gaseificação, de forma a se obter essas constantes, é realizar um balanço de energia para a reação global de gaseificação. Assumindo que a temperatura na zona de gaseificação é T, que a temperatura no estado de entrada é 25°C (298K), que não há trabalho externo nem variações significativas da energia cinética, e um processo adiabático (temperatura de chama), pode-se escrever a equação de conservação de energia como apresentado na equação (45).

$$\sum_{j=rea gente} \bar{h}_{f,j}^0 = \sum_{i=prod} n_i (\bar{h}_{f,i}^0 + \Delta \bar{h}_{T,i}^0) \quad (45)$$

na qual $\bar{h}_f^0$ é a entalpia de formação em kJ/kmol e assumi o valor zero para todos os elementos químicos nas condições padrão de temperatura e pressão (25 °C , 1 atm). O termo $\Delta \bar{h}_T^0$ representa a variação de entalpia entre a temperatura padrão no estado inicial e a temperatura de gaseificação (T em Kelvin) e pode ser aproximado pelas equações (46) e (47).

$$\Delta \bar{h}_T^0 = \int_{298}^T \bar{C}_P(T) dT \quad (46)$$

na qual,

$$\bar{C}_P(T) = a + bT + cT^2 + dT^3 \quad (47)$$

Substituindo a equação (47) na equação (46) tem-se a equação (48).

$$\Delta \bar{h}_T^0 = \int_{298}^T \bar{C}_P(T) dT = aT + bT^2 + cT^3 + dT^4 + k \quad (48)$$

Desse modo, a equação (44) assume a forma da equação (49).

$$\sum_{j=\text{reagente}} \bar{h}_{f,j}^0 = \sum_{i=\text{prod}} n_i \bar{h}_{f,i}^0 + (\sum_i n_i a_i)T + (\sum_i n_i b_i)T^2 + (\sum_i n_i c_i)T^3 + (\sum_i n_i d_i)T^4 + \sum_i n_i k_i \quad (49)$$

Na qual as constantes a, b, c e d são os coeficientes de calor específicos de espécies gasosas, seus valores para os gases produtos da gaseificação são apresentados na Tabela 4 e k é a constante obtida na integração da equação (48).

Tabela 4 – Coeficientes de calor específico para equação empírica

Gás	a	b	c	d	Faixa de Temperatura (K)
H ₂	29,11	-0,1916*10 ⁻²	0,4003*10 ⁻⁵	-0,8704*10 ⁻⁹	273 -1800
CO	28,16	0,1675*10 ⁻²	0,5372*10 ⁻⁵	-2,222*10 ⁻⁹	273 -1800
CO ₂	22,26	5,981*10 ⁻²	-3,501*10 ⁻⁵	-7,469*10 ⁻⁹	273 -1800
H ₂ O (vap)	32,24	0,1923*10 ⁻²	1,055*10 ⁻⁵	-3,595*10 ⁻⁹	273 -1800
CH ₄	19,89	5,204*10 ⁻²	1,269*10 ⁻⁵	-11,01*10 ⁻⁹	273 -1500
N ₂	28,90	-0,1571*10 ⁻²	0,8081*10 ⁻⁵	-2,873*10 ⁻⁹	273 -1800

Fonte: Jarungthammachote e Dutta (2007)

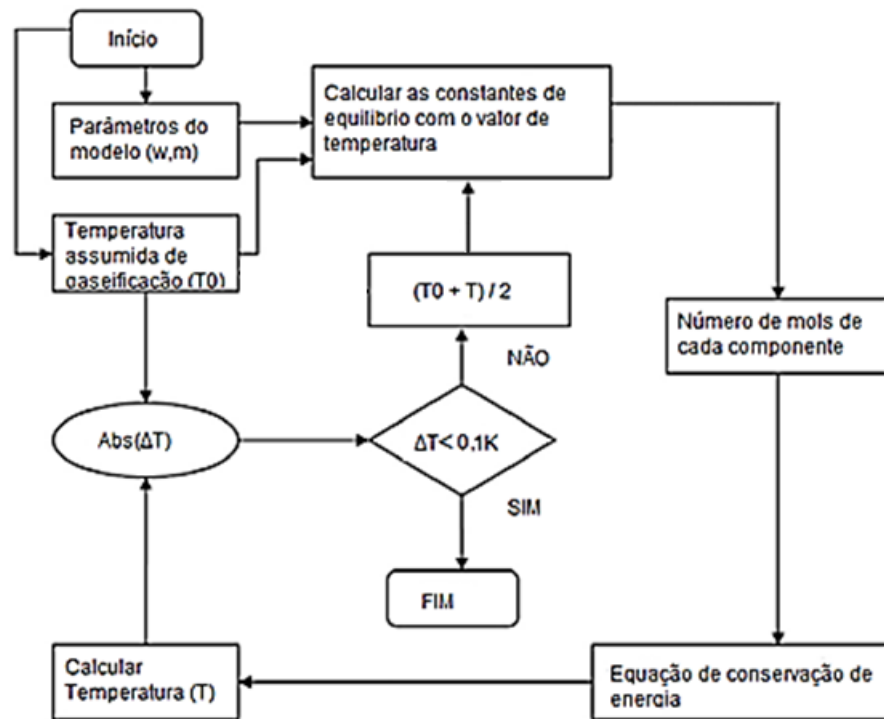
Para se resolver a equação (49) é necessário dispor da entalpia de formação do combustível no reagente. Para um combustível sólido genérico, a entalpia de formação pode ser calculada a partir da equação (50) (SOUZA-SANTOS, 2010).

$$\bar{h}_{f,comb}^0 = \overline{PCI} + \sum_{k=\text{produto}} n_k (\bar{h}_f^0)_k \quad (50)$$

no qual $(\bar{h}_f^0)_k$ é a entalpia de formação do produto k sob combustão completa do combustível sólido e $\overline{PCI}$ é o poder calorífico inferior (*Lower Heating Value*) do combustível sólido em kJ/kmol.

De posse de todas essas informações torna-se possível calcular a temperatura da zona de gaseificação a partir da equação de conservação de energia. O procedimento normalmente adotado para solução deste problema é o método iterativo, no qual, inicialmente, se estipula uma temperatura inicial (T0) para o cálculo das constantes de equilíbrio e determinação do número de mols dos produtos da gaseificação. Estes valores são então utilizados como dados de entrada da equação de conservação de energia que calcula a temperatura real de gaseificação. O procedimento é repetido até que se tenha uma diferença menor que 0,1 K entre a temperatura estimada e a temperatura calculada. Este procedimento é apresentado na Figura 20.

Figura 20 – Procedimento iterativo



Fonte: Autoria própria

No entanto, o procedimento seguido neste trabalho será utilizar a própria ferramenta do software EES (*Engineering Equation Solver*) *Academic Professional* (F-CHART, 2020) de otimização para se encontrar o valor de temperatura na zona de gaseificação. Para isso, a temperatura inicial não será fornecida e será criada uma variável para cálculo da diferença entre a temperatura inicial e a temperatura calculada. O objetivo do processo de otimização será minimizar a diferença entre essas temperaturas como apresentado na equação (51). O algoritmo referente a esta modelagem é apresentado no APÊNDICE A.

$$\text{Min: dif} = \text{abs}(T - T_0) \quad (51)$$

3.2.2 Dados para o modelo

O resíduo utilizado no processo de gaseificação estará na forma de CDR, após ter passado por um processo de triagem e separação. Balzacar (2011) apresenta uma composição típica para o CDR da cidade de São Paulo, conforme Tabela 5.

Para se determinar a fórmula química do CDR é necessário determinar os números de mols de cada elemento em base seca e sem cinza. Com os dados da Tabela 5 e considerando-se

base seca e livre de cinzas é apresentado na Tabela 6 o número de mols dos principais elementos contidos em 1kg de CDR.

Tabela 5 – Composição do combustível derivado de resíduo em % mássica

Componentes (RDF)	Conteúdo de São Paulo (% em Peso)	Umidade (% em peso)	Cinzas (% em peso)	Análise da Composição (% em base seca)				
				C	H	N	S	O
Papel	26,09	10,20	6,00	43,50	6,00	0,30	0,20	44,00
Papelão	14,78	5,20	5,00	44,00	5,90	0,30	0,20	44,60
Plástico	49,78	0,20	10,00	60,00	7,20	0,00	0,00	22,80
Tecidos	5,22	10,00	2,50	55,00	6,60	4,60	0,20	31,20
Borracha	0,65	10,00	10,00	78,00	10,00	2,00	0,00	0,00
Couro	0,65	10,00	10,00	60,00	8,00	10,00	0,40	11,60
Madeira	2,83	1,50	1,50	49,50	6,00	0,20	0,10	42,70

Fonte: adaptado de Balcazar (2011)

Tabela 6 – Número de mols (principais elementos) em 1kg de CDR em base seca e livre de cinzas.

Elemento	% em massa	Proporção em massa (g)	MM	mols
C	57,38	573,83	12,01	47,78
H	7,21	72,07	1,01	71,36
N	0,47	4,71	14,01	0,34
S	0,10	1,033	32,07	0,03
O	34,84	348,35	16,00	21,77
H ₂ O	0,00	0,00	18,02	0,00

Fonte: adaptado de Balcazar (2011)

Os valores da proporção em massa foram obtidos considerando uma massa de CDR de 1 kg (1000 g), de modo que o número de mols representa o número de mols de cada elemento nessa quantidade de resíduo. A fórmula química deste resíduo para um único mol de carbono pode ser definida como CH_{1,49355}O_{0,456}N_{0,007}. Devido ao baixo teor de enxofre, este elemento foi desconsiderado. Obtida a fórmula química do combustível, é possível obter-se os outros dados do modelo por meio da equação (52).

$$CM \text{ (Conteúdo de umidade)} = \frac{M_{H_2O}}{M_{residuoUmida}} \quad (52)$$

Para se calcular a entalpia de formação do combustível ($\bar{h}_{f,comb}^0$) através da equação (50) é preciso dispor do valor do PCI do CDR. O procedimento utilizado para o cálculo deste parâmetro é apresentado a seguir.

Channiwala e Parikh (2002) apresentaram uma correlação baseada nas porcentagens mássicas do combustível para o poder calorífico superior a ser utilizado na situação em que nenhum poder calorífico da matéria-prima é conhecido, esta relação é apresentada na equação (53).

$$PCS = 0,3491C + 1,1783H + 0,1005S - 0,1034O - 0,0151N - 0,0211ASH \quad (53)$$

na qual $0,00\% \leq C \leq 92,25\%$; $0,43\% \leq H \leq 25,15\%$; $0,00\% \leq O \leq 50,00\%$; $0,00\% \leq N \leq 5,60\%$; $0,00\% \leq S \leq 94,08\%$; $0,00\% \leq ASH \leq 71,4\%$ e $4,745 \text{ MJ/kg} \leq PCS \leq 55,345 \text{ MJ/kg}$.

Pela definição de poder calorífico, a diferença entre o poder calorífico superior e inferior é que o poder calorífico superior considera o resfriamento dos gases gerados na combustão, o que não acontece com o poder calorífico inferior. A partir desta definição, segundo Mendiburu et al. (2014) e Jarungthammachote e Dutta (2007), o PCI pode ser calculado a partir do valor obtido de PCS através da equação (54).

$$PCI = PCS - h_{fg} \left(\frac{9H}{100} \right) \quad (54)$$

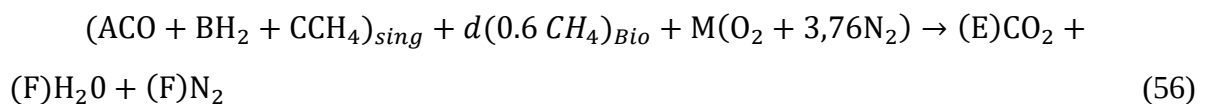
na qual h_{fg} é a entalpia de vaporização e o termo $H/100$ representa a porcentagem de hidrogênio no combustível sólido.

3.2.3 Cálculo do poder calorífico inferior do *syngas*

Será utilizado o procedimento descrito em Fonseca Filho, Matelli e Balestieri (2016) para cálculo do poder calorífico do gás de síntese e das propriedades do gás de exaustão para posterior modelagem do conjunto a gás. O PCI do gás de síntese gerado e calculado pelo modelo descrito acima pode ser determinado a partir das frações volumétricas dos componentes deste gás, principalmente CO, H₂ e CH₄ que são os elementos combustíveis do *syngas* e que possuem PCI padrão de 12,6 MJ/kg, 10,7 MJ/kg e 35 MJ/kg, respectivamente; a equação (55) determina o PCI (WALDHEIM; NILSSON, 2001)

$$PCI_{sing} = Y_{CO} * PCI_{CO} + Y_{H_2} * PCI_{H_2} + Y_{CH_4} * PCI_{CH_4} \quad (55)$$

Para o cálculo das propriedades dos gases de exaustão do conjunto a gás no qual será queimado o *syngas* em conjunto com o biogás, pode-se considerar a reação simplificada de combustão com ar atmosférico descrita na equação (56).



O cálculo do calor específico dos gases de exaustão é realizado considerando-se uma temperatura média de 1073 K e a massa molecular do gás é calculada como sendo a média ponderada das massas moleculares dos componentes individuais, com base na equação de combustão (equação 56).

3.3 ADAPTAÇÃO DA ESTRUTURA DE OTIMIZAÇÃO

De maneira a se realizar uma análise comparativa dos resultados obtidos por Balcazar (2014), serão mantidos os valores dos parâmetros utilizados em sua pesquisa. Desse modo, também será considerada a análise de três cenários de preço de venda de insumos, custos e taxas, ou seja, cenários otimista, mais provável e pessimista com os valores apresentados na Tabela 7.

Tabela 7 – Estimativa dos parâmetros operacionais

Parâmetros operacionais				
Preços de venda de insumos	Unidade	Otimista	Mais provável	Pessimista
Preço de venda de metal	US\$/kg	1,20	1,10	1,00
Preço de venda de papel	US\$/kg	0,13	0,11	0,09
Preço de venda de plástico	US\$/kg	0,13	0,11	0,09
Preço de venda de vidro	US\$/kg	0,13	0,11	0,09
Preço de venda de energia elétrica	US\$/kWh	0,15	0,11	0,07
Preço de venda de cinzas	US\$/kg	0,13	0,11	0,09
Preço de venda de adubo orgânico	US\$/kg	0,14	0,12	0,10
Custos	-	-	-	-
Custos dos resíduos	US\$/kWh	0,08	0,08	0,09
Custo da transmissão de energia elétrica	US\$/kWh	0,01	0,01	0,01
Taxas a serem empregadas	-	-	-	-
Taxa de recolhimento dos resíduos	US\$/ton	0,044	0,034	0,024
Créditos concebidos	-	-	-	-
Crédito de Carbono	US\$/ton	8	6	4

Fonte: Balcazar (2014)

Outros parâmetros de interesse obtidos do trabalho de Balcazar (2014) tratam das vazões mássicas de resíduos nas plantas de processamento, rendimento/preço de venda/custo de manutenção (dos processo biológicos, recicláveis e térmicos), preço de venda de materiais

recicláveis , custo de transporte e custo de pedágio entre as plantas em análise no estudo. Estes dados são apresentados nas Tabelas 8, 9, 10 , 11, 12 , 13 e 14, respectivamente.

Tabela 8 – Vazão mássica de resíduos nas plantas em estudo.

Reg. Metr.	Cidade	Planta	$\dot{m}_{RSI}$ (kg/s)	$\dot{m}_{RO}$ (kg/s)	$\dot{m}_{RL}$ (kg/s)	$\dot{m}_{Eplástica}$ (kg/s)	$\dot{m}_{Epapel}$ (kg/s)	$\dot{m}_{Emetal}$ (kg/s)	$\dot{m}_{Evidro}$ (kg/s)
São Paulo	Mauá	Planta1	8,91	11,39	1,95	0,95	0,78	0,64	0,35
	Sant. de Parnaíba	Planta2	3,41	4,36	0,81	0,36	0,3	0,25	0,13
	Caieiras	Planta3	32,49	41,56	5,45	3,46	2,84	2,35	1,26
	Itapevi	Planta4	1,59	2,04	0,38	0,17	0,14	0,12	0,06
	São Paulo	Planta5	38,84	49,69	6,22	4,14	3,4	2,81	1,51
Campinas	Paulínia	Planta6	11,79	15,08	2,96	1,26	1,03	0,85	0,46
	Indaiatuba	Planta7	0,68	0,87	0,16	0,07	0,06	0,05	0,03
Par. do Sul e L. Norte	Tremembé	Planta8	5,38	6,88	1,35	0,57	0,47	0,39	0,21
	Cachoeira Paulista	Planta9	0,92	1,17	0,28	0,1	0,08	0,07	0,04

Fonte: Balcazar (2014)

Tabela 9 – Parâmetros de rendimento, preço de venda e custo de manutenção processo biológico.

Parâmetro	Valor	Unidade
ηB_1	40%	-
ηB_2	60%	-
ηB_3	0%	-
Kee_BG1	1,2	kWh/kg
Kee_BG2	1,2	kWh/kg
Kee_BG3	1,2	kWh/kg
Ket_BG1	0,24	kWh/kg
Ket_BG2	0,24	kWh/kg
Ket_BG3	0	kWh/kg
C_MO_BIO1	3,2	US\$/MWh
C_MO_BIO2	3,2	US\$/MWh
C_MO_BIO3	3,2	US\$/MWh
PVBIO_3	0,1	US\$/kg

Fonte: Balcazar (2014)

Tabela 10 – Parâmetros de rendimento, preço de venda e custo de manutenção processo reciclagem.

Parâmetro	Valor	Unidade
ηR_1	100	-
ηR_2	85	-
ηR_3	85	-
ηR_4	100	-
Kee_R1	106,8	kWh/kg
Kee_R2	88,2	kWh/kg
Kee_R3	49,8	kWh/kg
Kee_R4	251,4	kWh/kg
Ket_R1	0	kWh/kg
Ket_R2	0	kWh/kg
Ket_R3	1,7	kWh/kg
Ket_R4	3,33	kWh/kg
C_MO_REC	3,2	US\$/MWh
PVREC1	1	US\$/kg
PVREC2	0,09	US\$/kg
PVREC3	0,09	US\$/kg
PVREC4	0,09	US\$/kg

Fonte: Balcazar (2014)

Tabela 11 – Parâmetros de rendimento, preço de venda e custo de manutenção processo térmico.

Parâmetro	Valor	Unidade
ηCI	75	-
ηred_{rs}	25	-
$\eta CinzasV$	80	-
ηger	95	-
$\eta resf$	85	-
ηCV	80	-
ηCR	75	-
CMO;TV	0,003	US\$/kWh
CMO;CG	0,0032	US\$/kWh
CMO;GAS	0,0296	US\$/kg de resíduo
CMO;ASU	0,0044	US\$/kg de resíduo
CBG	0	US\$/kWh
CGN	0,0024	US\$/kWh
PVEE	0,085	US\$/kWh
PVCinzas	0,11	US\$/kg

Fonte: Balcazar (2014)

Tabela 12 – Preço de venda de material reciclável.

Material	Valor [R\$/kg]
Papel	0,10
Papelão	0,10
Plástico fino	0,10
Plástico duro	0,10
Metal ferroso	0,03
Metal não ferroso	1,00
Vidro	0,03

Fonte: Balcazar (2014)

Tabela 13 – Custo de transporte entre plantas.

Cidade	Planta	Custo por carga [R\$/ton]								
		dist. P1	dist. P2	dist. P3	dist. P4	dist. P5	dist. P6	dist. P7	dist. P8	dist. P9
Mauá	Planta1	12,2	18,6	18,6	18,6	12,2	24,9	24,9	31,3	37,7
Santana de Parnaíba	Planta2	18,6	12,2	12,2	12,2	12,2	24,9	18,6	31,3	37,7
Caieiras	Planta3	18,6	12,2	12,2	12,2	12,2	24,9	18,6	31,3	37,7
Itapevi	Planta4	18,6	12,2	12,2	12,2	12,2	24,9	18,6	31,3	37,7
São Paulo	Planta5	12,2	12,2	12,2	12,2	12,2	24,9	24,9	31,3	37,7
Paulínia	Planta6	24,9	24,9	24,9	24,9	24,9	12,2	18,6	37,7	44,0
Indaiatuba	Planta7	24,9	18,6	18,6	18,6	24,9	18,6	12,2	44,0	44,0
Tremembé	Planta8	31,3	31,3	31,3	31,3	31,3	37,7	37,7	12,2	18,6
Cach. Paul.	Planta9	37,7	37,7	37,7	37,7	37,7	44,0	44,0	18,6	12,2

Fonte: Balcazar (2014)

Tabela 14 – Custo de pedágio entre plantas.

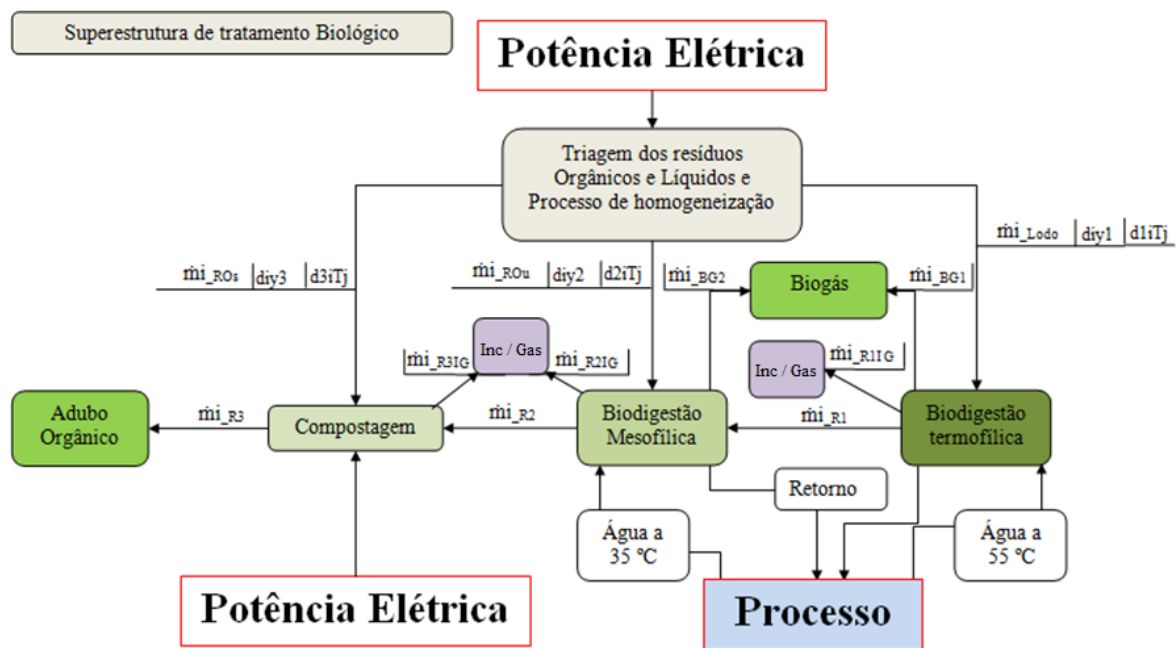
Cidade	Planta	Pedágio Rodoviário (reais)								
		dist.p1	dist.p2	dist.p3	dist.p4	dist.p5	dist.p6	dist.p7	dist.p8	dist.p9
Mauá	Planta1	0,00	3,30	1,50	3,30	0,00	14,50	25,00	9,80	19,90
Santana de Parnaíba	Planta2	3,30	0,00	4,80	0,00	3,30	7,20	0,00	13,10	22,80
Caieiras	Planta3	1,50	1,50	0,00	1,50	1,50	16,00	26,50	11,30	21,40
Itapevi	Planta4	0,00	0,00	4,80	0,00	3,30	19,30	6,60	13,10	22,80
São Paulo	Planta5	0,00	3,30	1,50	3,30	0,00	14,50	25,00	9,80	19,90
Paulínia	Planta6	14,50	7,20	16,00	16,00	14,50	0,00	10,50	23,20	33,30
Indaiatuba	Planta7	25,00	17,70	26,50	9,00	25,00	10,50	0,00	34,80	44,50
Tremembé	Planta8	9,80	13,10	11,30	13,10	9,80	23,20	33,70	0,00	10,10
Cach. Paulista	Planta9	19,90	23,20	21,40	23,20	19,90	33,30	43,80	10,10	0,00

Fonte: Balcazar (2014)

3.3.1 Superestrutura de tratamento biológico

Neste item será abordada a superestrutura de tratamento biológico; no presente trabalho realizou-se uma modificação na estrutura proposta por Balcazar (2014) com relação ao transporte de resíduos: diferentemente do que foi anteriormente considerado, os resíduos orgânicos e líquidos (destinados às três tecnologias consideradas, termofílica, mesofílica e compostagem) de uma planta i irão necessariamente ser enviados todos à mesma planta j , não havendo divisão entre as plantas. Esta nova condição foi assumida de forma a se manter a homogeneidade da composição do combustível a ser utilizado no processo térmico entre as diversas plantas. A Figura 21 ilustra a superestrutura biológica com a adaptação assumida.

Figura 21 – Superestrutura biológica



Fonte: adaptado de Balcazar (2014)

As equações (57) a (61) se referem ao transporte de resíduos orgânicos e líquidos, nas quais d é a variável booleana, k é a variável que representa a superestrutura do processo biológico, i representa o número de plantas de processamento de resíduos analisadas, T representa o transporte, $ROeL$ é o resíduo orgânico e líquido, D representa a disponibilidade de resíduos de uma tecnologia k , $Transp$ é a variável que indica se o resíduo será ou não tratado na planta em análise.

$$\dot{m}_{i_Dk} = \dot{m}_{_dk}[i].djTi \quad (57)$$

$$\dot{m}_{i_ROeL} = \sum_{k=1}^3 \dot{m}_{_Dk}[i] \quad (58)$$

$$Transp_{i_ROeL} = \text{floor}\left(\frac{\dot{m}_{i_ROeL}}{\dot{m}_{\text{padrão}}}\right) \quad (59)$$

$$du_i = \text{round}\left(\frac{Transp_{i_ROeL}}{Transp_{i_ROeL}} + 0,1\right) \quad (60)$$

$$diTj = du_i \cdot (1 - du_j) \cdot \text{round}(diTj) \quad (61)$$

Na equação (59), $\dot{m}_{\text{padrão}}$ representa a vazão mássica mínima para que haja ciclos combinados (gaseificação ou incineração) nas plantas de processamento em análise); $diTj$ é a variável booleana que indica se haverá o transporte de resíduos (orgânicos, líquidos e sólidos) da planta i para a planta j . Quando ocorre o transporte de resíduos entre as plantas, está atrelado a este transporte um custo composto, referente ao custo de pedágio entre as plantas e ao custo do transporte da carga. Este custo é representado pela equação (62), em que HA representa a quantidade de horas de trabalho das plantas em um ano; CT é o custo de transporte apresentado na Tabela 13 e P é o preço de pedágio entre as plantas, apresentado na Tabela 14; $Fcrd$ é o fator de conversão de real para dólar.

$$Custo_{\text{transp_bio}_i} = \frac{\left(\sum_{i=1}^9 \sum_{j=1}^9 (\dot{m}_{i_ROeL} \cdot diTj \cdot 3,6 \cdot HA \cdot CT_{ij} + \text{round}\left(\frac{\dot{m}_{i_ROeL} \cdot diTj \cdot 3,6 \cdot HA}{47}\right) \cdot P_{ij})\right)}{Fcrd} \quad (62)$$

Nas equações (63) a (66) está representado o cálculo das vazões mássicas dos processos biológicos e as vazões que serão aproveitadas no processo de gaseificação ou incineração. Nestas equações, $diyk$ é a variável binária que indica se existirá ou não determinada tecnologia de bioestabilização; a variável η_{B_k} representa a eficiência do processo de biodigestão, η_{R_k} é a eficiência de aproveitamento dos resíduos gerados no processo de compostagem; o subíndice B representa o biogás que é gerado no processo; o subíndice R representa a produção de adubo orgânico, RS representa os resíduos sólidos gerados no processo e RIG os resíduos que serão incinerados ou gaseificados.

$$\dot{m}_{i_BGk} = (\dot{m}_{i_Dk-1} + \dot{m}_{i_Dk} \cdot diyk) \cdot \eta_{B_k} \quad (63)$$

$$\dot{m}_{i_RSk} = (\dot{m}_{i_Dk-1} + \dot{m}_{i_Dk} \cdot diyk) \cdot (1 - \eta_{B_k}) \quad (64)$$

$$\dot{m}_{i_RS_k} = \dot{m}_{i_RIG_k} + \dot{m}_{i_R_k} \quad (65)$$

$$\dot{m}_{i_RS_k} = \dot{m}_{i_R_k} \cdot \eta_{R_K} \quad (66)$$

Com as equações (67) a (69) calculam-se o consumo total de energia elétrica e a geração total de biogás dos processos de bioestabilização. A variável Kee_BG_k (em kWh/kg) representa o desempenho de energia elétrica, na qual o índice K representa o desempenho de uma tecnologia k para o consumidor de energia elétrica, representado pelo subíndice 'ele'.

$$\dot{W}_{i_ele_k} = \dot{m}_{i_BG_k} \cdot Kee_BG_k \quad (67)$$

$$\dot{W}_{i_ele_bio} = \sum_{k=1}^3 \dot{W}_{i_ele_k} \quad (68)$$

$$\dot{m}_{i_BGD} = \sum_{k=1}^2 \dot{m}_{i_BG_k} \quad (69)$$

O custo total dos processos biológicos consiste no custo combinado entre o transporte do resíduo orgânico e líquido e os custos de manutenção e operação (C_MO_BIO) das tecnologias do processo de bioestabilização e está representado na equação (70). A receita total dos processos de bioestabilização consiste na venda de adubo orgânico representado na equação (71) onde $PVbio_k$ é uma estimativa do preço de venda do adubo orgânico.

$$Custo_{iBio_Total} = (\sum_{k=1}^3 (\dot{m}_{i_BG_k} + \dot{m}_{i_R_k}) \cdot C_MO_BIO_k) \cdot HA. 3600 + Custo_{transp_bio_i} \quad (70)$$

$$Receita_{iBio_Total} = \dot{m}_{i_R_k} \cdot HA. 3600 \cdot PV_{BIO_k} \quad (71)$$

3.3.2 Superestrutura de tratamento térmico

Neste item será abordada a superestrutura de tratamento térmico, a qual foi modificada para realizar a inserção da tecnologia de gaseificação. Na presente pesquisa considerou-se, além do transporte de resíduos orgânicos e líquidos, o transporte dos resíduos sólidos; esta decisão se deve ao fato de a utilização da gaseificação com oxigênio (através da tecnologia de separação do ar atmosférico) revelar-se viável somente em largas escalas. O transporte dos resíduos é representado através das equações (72) e (73).

$$\dot{m}_{i_RESD} = \sum_{l=1}^9 \dot{m}_{i_RSTD} \cdot DiT_j \quad (72)$$

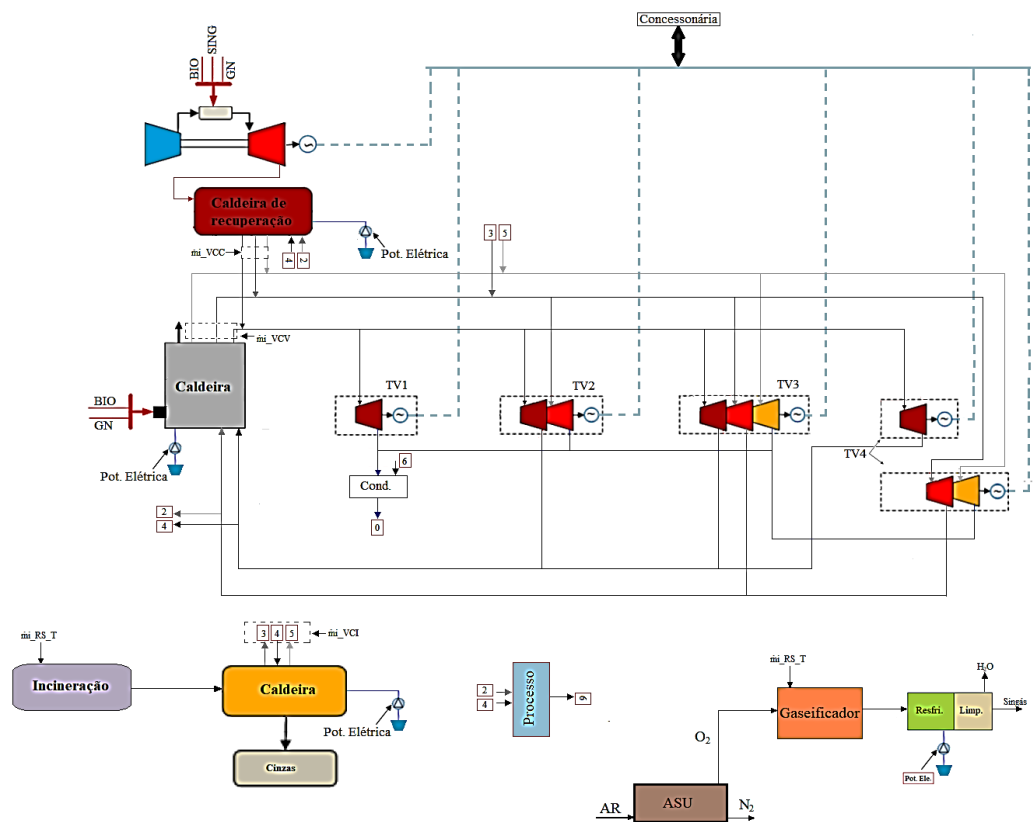
$$\sum_{j=1}^9 DiT_j = 1 \quad (73)$$

A equação (72) representa a somatória da vazão dos resíduos sólidos disponíveis nas plantas de processamento, a variável DiT_j é a variável binária que no programa de otimização indica o transporte do resíduo de uma planta i para uma planta j . A equação (73) representa a

restrição de transporte, ou seja, os resíduos orgânicos, líquidos e sólidos só podem ir de uma planta i para uma planta j , não podendo ser dividido entre duas ou mais plantas.

Na Figura 22 é apresentada a superestrutura de processamento de resíduos por tratamento térmico com a inclusão da tecnologia de gaseificação, composta de uma unidade de separação de ar para fornecimento de oxigênio e uma seção de limpeza do gás de síntese gerado. As outras tecnologias são as mesmas utilizadas no trabalho do Balcazar (2014), conforme discutido na seção 3.1. No conjunto a gás na Figura 22 são representados os possíveis combustíveis a serem utilizados nesta tecnologia, na qual BIO representa o biogás gerado no processo biológico, SING o *syngas* gerado no processo de gaseificação (também representado nessa figura) e GN o gás natural comprado para suprir possíveis demandas. Para o caso com gaseificação utiliza-se um conjunto a gás de 57 MW (CG3), de maior rendimento que o conjunto a gás utilizado para o caso com incineração proposto por Balcazar (2014) de 16,9 MW (CG2). Os dados comparativos entre os conjuntos a gás são apresentados na Tabela 15.

Figura 22 – Superestrutura térmica modificado



Fonte: Autor.

Tabela 15 – Comparativo conjuntos a gás.

CG _i	CG3	CG2
Fabricante	GE	Hitachi
Modelo	6F.01	H-15
$\dot{W}_{\text{Líquido}}$ [kW]	57000	16900
HR [kJ/kWh]	9369	10495,17
Redimento	38,4	34,3
RP	20,7	14,7
$\dot{m}_{\text{gás}}$ [kg/s]	132,8	52,66
$T_{\text{exaustão}}$ [°C]	600	563,89
Rotação[RPM]	-	9710
Custo [US\$]	R\$	R\$
	19.167.197,00	7.373.000,00
Custo US\$/kW	336,27	436,27

Fonte: Autor

A vazão mássica de resíduos a ser incinerado e/ou gaseificado em cada planta é calculada conforme apresentado na equação (74). Nesta equação, o subíndice j representa o material 7reciclado (j=1, metal; j=2, plástico; j = 3, papel; j=4, vidro). O subíndice k representa a tecnologia do processo biológico (k=1, termofílica; k=2, mesofílica; k=3, compostagem). O subíndice i representa as plantas de processamento em análise no cenário em estudo.

$$\dot{m}_{i_RSTD} = \dot{m}_{i_RS} + \sum_{j=1}^4 \dot{m}_{i_GIj} + \sum_{k=1}^3 \dot{m}_{i_RGIk} \quad (74)$$

O custo relacionado ao transporte dos resíduos sólidos é calculado de maneira similar ao custo de transporte dos resíduos orgânicos e líquidos, como apresentado na equação (75).

$$\text{Custo}_{\text{transp_ter}_i} = \frac{\left(\sum_{i=1}^9 \sum_{j=1}^9 (\dot{m}_{i_RSTD} \cdot diTj.3,6.HA.CTi_{ij} + \text{round}(\frac{\dot{m}_{i_RSTD} \cdot diTj.3,6.HA}{47}) \cdot P_{ij}) \right)}{FCrd} \quad (75)$$

Como apresentado na Figura 22, a superestrutura apresenta a possibilidade de se utilizar tanto a tecnologia de incineração como a de gaseificação; no entanto, o resíduo sólido deverá ser destinado em sua totalidade para uma única tecnologia, não podendo haver a gaseificação e a incineração em uma mesma planta.

As equações (76) a (82) são referentes ao ciclo combinado híbrido com incinerador. A variável diz2 é a variável booleana que determina se haverá ou não a tecnologia de incineração na planta em análise, n_{i_inc} é a razão entre a vazão mássica de resíduo sólido da planta e uma

vazão mássica padrão ($\dot{m}_{RS_padr\tilde{a}o_{inc}}$) que torna atrativa a instalação de ciclos combinados. A variável $n[i]$ representa a quantidade de ciclos híbridos que serão instalados na planta.

$$n_{i_inc} = \frac{\dot{m}_{i_RSTD}}{\dot{m}_{RS_padr\tilde{a}o_{INC}}} \cdot diz2 \quad (76)$$

$$n[i] = \text{floor}[n_{i_inc}] \quad (77)$$

A equação (78) representa o cálculo de vapor da caldeira de incineração da planta em análise, em que η_{CI} é o rendimento da caldeira de incineração, PCI_RS o poder calorífico inferior do resíduo sólido e $\dot{m}_{i_VCI}$ é a vazão mássica do vapor gerado na caldeira de incineração.

$$PCI_RS \cdot \dot{m}_{i_RSTD} \cdot \eta_{CI} = \sum_{a=1}^x \Delta h_a \cdot \dot{m}_{i_VCI} \cdot diz2 \quad (78)$$

As equações (79) a (81) são referentes ao conjunto a gás e são utilizadas para calcular a potência líquida gerada nos conjuntos a gás, a potência elétrica e a quantidade de combustível requerida nestes equipamentos. Nestas equações, o subíndice $cg2$ refere-se ao conjunto a gás utilizado na planta com incineração, HR é o *heat rate* do conjunto a gás, η_{ger} é a eficiência do gerador, PCI_GN e PCI_BG são, respectivamente, o poder calorífico inferior do gás natural e do biogás. A equação (83) limita o uso de combustível utilizado no conjunto a gás a somente um tipo de combustível (no caso, ou gás natural ou biogás): se o combustível escolhido for biogás $diz1$ terá o valor de 1 e $diz3$ o valor 0; se gás natural for o combustível escolhido para alimentar o conjunto, o inverso ocorrerá.

$$\dot{W}_{i_liq_cg2} = \dot{W}_{i_liq_cg2} \cdot n[i] \quad (79)$$

$$\dot{W}_{i_ele_cg2} = \dot{W}_{i_liq_cg2} \cdot (diz1 + diz3) \cdot \eta_{ger} \quad (80)$$

$$\dot{m}_{i_BG_2} = \frac{(\dot{W}_{i_liq_cg2} \cdot n[i] \cdot diz1 \cdot HR)}{(3600 \cdot PCI_BG)} \cdot diz2 \quad (81)$$

$$\dot{m}_{i_GN_2} = \frac{(\dot{W}_{i_liq_cg2} \cdot n[i] \cdot diz3 \cdot HR)}{(3600 \cdot PCI_GN)} \cdot diz2 \quad (82)$$

$$diz1 + diz3 = 1 \quad (83)$$

O processo de gaseificação é representado no modelo de otimização como apresentado nas equações (84) a (86).

$$\dot{m}_{i_SINGLD} = 1,4361392 \cdot \dot{m}_{i_RESD} \cdot diz4 \quad (84)$$

$$\dot{m}_{i_SINGD} = \frac{\dot{m}_{i_SINGLD}}{0,8887} \quad (85)$$

$$\dot{m}_{i_RES D} = \dot{m}_{i_SING D} - \dot{m}_{i_O_2} \quad (86)$$

Nestas equações, o subíndice SINGLD representa o syngas limpo disponível, SINGD identifica o syngas e O_2 o oxigênio; as relações utilizadas foram obtidas através da modelagem de gaseificação, conforme seção 3.2. A variável booleana diz4 indica se esta tecnologia estará presente na planta em análise.

Nas plantas de processamento com gaseificação existirão dois combustíveis a ser utilizados no conjunto a gás, o biogás e o syngas. Neste trabalho foi considerado o uso simultâneo destes dois combustíveis injetados na câmara de combustão do conjunto a gás, sendo essa uma possibilidade discutida por Axelsson et al. (2014), Gallego et al. (2019), Kan et al. (2018).

Na equação (87) é calculada a vazão mássica do combustível utilizado no conjunto a gás composto de uma mistura de syngas e biogás. Nesta equação, o subíndice CG3 refere-se ao conjunto a gás utilizado nas plantas com gaseificação e PCI_COMB é o poder calorífico inferior da mistura.

$$\dot{m}_{i_COMB} = \frac{(\dot{W}_{i_liq_CG3} \cdot HR)}{(3600 \cdot PCI_COMB)} \cdot diz4 \quad (87)$$

Nas equações (88) a (91) é calculada a quantidade de conjuntos a gás que irão fazer parte das plantas de processamento em análise, a potência líquida gerada nos conjuntos a gás e a potência elétrica.

$$n_{i_CG} = \frac{\dot{m}_{i_SINGL} + \dot{m}_{i_BGD}}{\dot{m}_{i_COMB}} \cdot diz4 \quad (88)$$

$$n_{CG[i]} = \text{floor}[n_{i_CG}] \quad (89)$$

$$\dot{W}_{i_liq_CG3} = \dot{W}_{i_liq_CG3} \cdot n_{i_CG}[i] \quad (90)$$

$$\dot{W}_{i_ele_CG3} = \dot{W}_{i_liq_CG3} \cdot (diz4) \cdot \eta_{ger} \quad (91)$$

A equação (92) calcula a potência elétrica gerada pelo conjunto a gás dada a tecnologia escolhida para fazer parte da superestrutura térmica. A escolha da tecnologia é representada pela equação (93), na qual as variáveis booleanas diz2 e diz4 representam as tecnologias de incineração e gaseificação, respectivamente.

$$\dot{W}_{i_ele_CG} = \dot{W}_{i_liq_CG3} \cdot diz4 + \dot{W}_{i_liq_CG2} \cdot diz2 \quad (92)$$

$$diz2 + diz4 = 1 \quad (93)$$

As equações (94) a (96) permitem calcular as vazões de cinzas geradas pelo processo térmico, as cinzas com potencial de comercialização e as cinzas a serem depositadas no aterro. O subíndice $i_cinzasV$ representa as cinzas com características de serem comercializadas, η_{red_rs} representa a eficiência de redução em massa do resíduo sólido, $\eta_{cinzasV}$ a eficiência para venda das cinzas e $i_cinzasAS$ as cinzas que serão depositadas no aterro.

$$\dot{m}_{i_cinzas} = \dot{m}_{i_RSTD} \cdot \eta_{red_rs} \quad (94)$$

$$\dot{m}_{i_cinzasV} = \dot{m}_{i_cinzas} \cdot \eta_{cinzasV} \quad (95)$$

$$\dot{m}_{i_cinzas} = \dot{m}_{i_cinzasV} + \dot{m}_{i_cinzasAS} \quad (96)$$

O combustível que não for utilizado nos conjuntos a gás poderá ser queimado em uma caldeira a vapor convencional para gerar vapor adicional a ser expandido nas turbinas a vapor. O cálculo da vazão mássica de combustível a ser queimado na caldeira e da vazão mássica de vapor são apresentados nas equações (97) e (98), respectivamente. Nestas equações o subíndice i_combcv representa o combustível queimado na caldeira, i_VCV o vapor produzido, Δh_a representa as variações entálpicas para os diferentes níveis de pressão, η_{cv} é o rendimento da caldeira convencional, $diz6$ é a variável booleana que indica se a caldeira a vapor convencional estará presente na superestrutura.

$$\dot{m}_{i_combcv} = ((\dot{m}_{i_SINGL} + \dot{m}_{i_BGD}) - (n_CG[i] \cdot \dot{m}_{i_COMB})) \cdot diz4 \quad (97)$$

$$\left(\sum_q^{1;3;4} PCI_COMB \cdot \dot{m}_{i_combustiv} \cdot DIZ_q \right) \cdot \eta_{CV} = \sum_{a=1}^x \Delta h_a \cdot \dot{m}_{i_VCV} \cdot diz6 \quad (98)$$

Na equação (99) é calculada a vazão de vapor superaquecido na caldeira de recuperação, sendo $\dot{m}_{gases_t}$ a vazão mássica dos gases de exaustão do conjunto a gás considerado, cp_{ge_t} o calor específico dos gases de exaustão do conjunto a gás em questão, t_{ge} e t_{ch_cr} a temperatura dos gases de exaustão e de chaminé, respectivamente. O subíndice i_VCC representa o vapor produzido no ciclo combinado, η_{cr} é o rendimento da caldeira de recuperação e $diz7$ a variável booleana que indica a presença da caldeira de recuperação na planta em análise.

$$\dot{m}_{gases_t} \cdot cp_{ge_t} \cdot (n[i] \cdot diz2 + n_CG[i] \cdot diz4) \cdot (T_{ge} - T_{ch_cr}) \cdot \eta_{CR} = \sum_{a=1}^x \Delta h_a \cdot \dot{m}_{i_VCC} \cdot diz7 \quad (99)$$

A vazão mássica de vapor disponível na planta é representado na equação (100), correspondente à soma do vapor gerado na caldeira de incineração, caldeira convencional e na caldeira de recuperação do ciclo combinado. Na equação (101), $\dot{m}_{iT_a}$ é a vazão mássica na

entrada da turbina a vapor para geração de energia e $\dot{m}iP_a$ é a vazão mássica de vapor dos processos que demandam energia térmica.

$$\dot{m}i_{T_a} = \dot{m}_{i_VCI_a} \cdot di_{z5} + \dot{m}_{i_VCV_a} \cdot di_{z6} + \dot{m}_{i_VCC_a} \cdot di_{z7} \quad (100)$$

$$\dot{m}i_{T_a} = \dot{m}i_{T_a} - \dot{m}iP_a \quad (101)$$

Para a geração de energia mecânica/elétrica a partir do vapor gerado nas caldeiras são considerados, tal como em Balcazar (2014), quatro possíveis tipos de turbina a vapor. A potência da turbina a vapor escolhida é calculada como apresentado na equação (102) a partir da turbina escolhida para operar na planta em análise. Nesta equação, di_{TV1} a di_{TV4} são as variáveis binárias utilizadas para seleção da turbina a vapor. A equação (103) representa a restrição que indica que somente um tipo de turbina a vapor estará presente na planta em análise.

$$\dot{W}_{i_TV} = \sum_{b=1}^4 \dot{W}_{i_TV_b} \cdot di_{TV_b} \quad (102)$$

$$\sum_{b=1}^4 di_{TV_b} = 1 \quad (103)$$

O cálculo da potência da turbina a vapor e das equações de conservação de massa dos elementos da turbina são apresentados nas equações (104) e (105), nas quais h_a representa a entalpia dos pontos termodinâmicos, antes e depois dos equipamentos. O subíndice b indica as turbinas a vapor que podem ser empregadas:

$b=1$ representa a turbina com condensação sem extração e sem reaquecimento,

$b=2$ representa a turbina a vapor de condensação com uma extração e um nível de reaquecimento

$b=3$ representa uma turbina de condensação com extração e dois níveis de reaquecimento

$b=4$ representa uma turbina de contrapressão de alta pressão e com saída de vapor sendo reaquecida e direcionada a uma outra turbina, no caso, sendo esta de condensação e extração com reaquecimento.

$$\dot{W}_{i_TV_b} = \left(\sum_{a=1}^6 h_a \cdot \dot{m}i_{T_a} \right) \cdot di_{TV_b} \quad (104)$$

$$\begin{aligned} b = 1 &\Rightarrow a = [1; 6] & \dot{m}_1 &= \dot{m}_6 \\ b = 2 &\Rightarrow a = [1; 2; 3; 6] & \dot{m}_1 &= \dot{m}_2 \neq \dot{m}_3 = \dot{m}_6 \\ b = 3 &\Rightarrow a = [1; 2; 3; 4; 5; 6] & \dot{m}_1 &= \dot{m}_2 = \dot{m}_3 = \dot{m}_4 \neq \dot{m}_5 = \dot{m}_6 \\ b = 4 &\Rightarrow a = [1; 2; 3; 4; 5; 6] & \dot{m}_1 &= \dot{m}_2 \neq \dot{m}_3 = \dot{m}_4 \neq \dot{m}_5 = \dot{m}_6 \end{aligned} \quad (105)$$

A equação (106) representa a restrição das tecnologias de geração de vapor; esta equação indica que só podem existir até três tecnologias de geração de vapor, sendo o programa responsável por escolher quais farão parte da configuração final da planta em análise. O

software EES não trabalha com inequações e por isto foi utilizado o artifício da introdução de uma variável artificial, VA_{TT} , para transformar uma inequação em equação, conforme apresentado na equação (107).

$$diz2 + diz6 + diz7 \leq 3 \quad (106)$$

$$diz2 + diz6 + diz7 + VA_{TT} = 3 \quad (107)$$

A potência elétrica gerada pelas tecnologias de geração de vapor é calculada conforme equação (108). A equação (109) representa a potência elétrica total gerada na planta, ou seja, a soma da potência elétrica gerada com a turbina a vapor e o conjunto a gás.

$$\dot{W}_{i_Ele_TV} = \dot{W}_{i_TV} \cdot \eta_{ger} \quad (108)$$

$$\dot{W}_{i_Ele_Gerado} = \dot{W}_{i_Ele_TV} + \dot{W}_{i_Ele_CG} \quad (109)$$

As potências das bombas são representadas nas equações (113) a (116). Para o cálculo da potência das bombas de água do sistema de resfriamento do syngas é necessário calcular a vazão mássica de água bombeada; isso é realizado nas equações (110) a (112). Nessas equações, o subíndice sing indica syngas, cp é o calor específico e ΔT a variação de temperatura do syngas. A potência elétrica total gasta pelas bombas é apresentado na equação (117). A geração total de energia elétrica da planta é apresentada na equação (118). Nesta equação, $W_{i_Ele_rec}$ é a energia gasta com os processos de reciclagem, $W_{i_Ele_bio}$ a energia gasta com os processos biológicos e W_{iTJ_Ele} a energia transferida de uma planta para outra em que não há geração elétrica.

$$Q_{resf_sing_i} = \dot{m}_{i_sing} \cdot (c_{p_sing} \cdot (\Delta T_{sing})) \cdot diz4 \quad (110)$$

$$Q_{resf_agua_i} = Q_{resf_sing_i} / \eta_{resf} \quad (111)$$

$$\dot{m}_{ag_resf_sing_i} = Q_{resf_agua_i} / (h_{0_5} - h_{0_4}) \quad (112)$$

$$\dot{W}_{i_bomba_1} = \dot{m}_{i_vci} \cdot diz2 \cdot (h_{0_1} - h_0) \quad (113)$$

$$\dot{W}_{i_bomba_2} = \dot{m}_{i_vcv} \cdot diz6 \cdot (h_{0_2} - h_0) \quad (114)$$

$$\dot{W}_{i_bomba_3} = \dot{m}_{i_vcc} \cdot diz7 \cdot (h_{0_3} - h_0) \quad (115)$$

$$\dot{W}_{i_bomba_4} = \dot{m}_{i_ag_resfsin} \cdot diz4 \cdot (h_{0_4} - h_0) \quad (116)$$

$$\dot{W}_{i_bomba_Total} = (\sum_{H=1}^4 \dot{W}_{i_bomba_H}) / \eta_{bomba} \quad (117)$$

$$\dot{W}_{i_Ele_Total} = \dot{W}_{i_Ele_Gerado} - \dot{W}_{i_bomba_Total} - \dot{W}_{i_Ele_rec} - \dot{W}_{i_Ele_bio} - \dot{W}_{i_Tj_Ele} \quad (118)$$

O custo total da estrutura de tratamento térmico da planta é representado pela equação (121), que é a soma dos custos dos insumos apresentado na equação (119) na qual ins1 = resíduo sólido e ins2 = gás natural, custo de manutenção e operação dos equipamentos apresentado na equação 120 na qual eq1 = turbina a vapor e caldeiras, eq2 =conjunto a gás, eq3 = unidade de separação de ar e eq4 = seção de gaseificação e custo de transporte de resíduos sólidos. A receita da planta é apresentada na equação (122) e é composta da parte relativa à venda da energia elétrica e da venda das cinzas.

$$custo_{i_OM_eq} = \sum_{e=1}^2 W_{ele_eq_e} \cdot HA \cdot C_{MO_eq_e} + \sum_{e=3}^4 \dot{m}_{i_RESD} \cdot HA \cdot 3600 \cdot C_{MO_eq_e} \quad (119)$$

$$custo_{i_ins} = \sum_{T=1}^2 custo_{ins_T} \cdot HA \cdot PCI_T \cdot \dot{m}_{ins_T} \quad (120)$$

$$custo_{i_tt_total} = custo_{i_ins} + custo_{i_OM_eq} + custo_{transp_ter_i} \quad (121)$$

$$lucro_{i_tt_total} = \dot{W}_{i_ele_total} \cdot HA \cdot PV_{EE} + \dot{m}_{i_cinzasV} \cdot HA \cdot 3600 \cdot PV_{CINZAS} \quad (122)$$

3.4 ANÁLISE ECONÔMICA

Para realizar a análise econômica do empreendimento serão utilizados os mesmos métodos propostos por Balcazar (2014). O primeiro método consiste no período de amortização do investimento inicial (*payback*) que define o prazo de retorno necessário para o empreendimento recuperar o investimento inicial. O valor de amortização é calculado como apresentado na equação (123), nesta equação, *f* é o fator de amortização, que é função do tempo de operação da planta (*q*) e da taxa de juros utilizada (*kj*), sendo seu cálculo apresentado na equação (124). *Ipl* é o investimento inicial total das plantas, ou seja, é a soma dos custos de investimentos dos equipamentos presentes nas plantas de processamento; considerando-se ainda o investimento em obras civil representado pelo fator de investimento em obras civil (*Kcc*), segundo Marcon et al. (2004) o valor de *Kcc* está na faixa entre 1,2 e 1,3, o cálculo do *Ipl* é apresentado na equação (125).

$$Amort = Ipl \cdot f \quad (123)$$

$$f = \frac{q^{kj(q-1)}}{(q^{kj}-1)} \quad (124)$$

$$Ipl = \left(\sum I_{Equip_Planta\ i} \right) \cdot K_{CC} \quad (125)$$

O segundo método é o da taxa interna de retorno (TIR), este método é frequentemente utilizado ao se realizar análise de investimentos de projetos. É definido como a taxa de juros que torna o valor presente líquido de um investimento nulo, ou seja, é a taxa que tende a igualar os investimentos com as receitas geradas (PUCCINI, 1999). Essa taxa pode ser utilizada para a tomada de decisão ao se compara-la à taxa mínima de atratividade (TMA). Quando a TIR for maior do que a TMA o investimento pode ser considerado economicamente viável, quando menor, se revela economicamente inviável. A equação (126) expressa a taxa interna de retorno (TIR).

$$\sum_{td=1}^n \frac{FC_{td}}{(1+TIR)^{td}} - I_0 = 0 \quad (126)$$

sendo FC_{td} o valor presente das entradas de caixa, I_0 o investimento inicial, td o tempo de desconto das entradas de caixa e n é o tempo de desconto do último fluxo de caixa.

O método do valor presente líquido (VPL) é um dos mais eficientes, baseando-se no valor do dinheiro no tempo e sendo obtido ao descontar-se o fluxo de caixa ao se aplicar uma taxa de juros previamente determinada, trazendo os valores para o instante inicial. O cálculo do VPL é apresentado na equação (127), em que K_{VPL} é a taxa de desconto.

$$VPL = \sum_{td=1}^n \frac{FC_{td}}{(1+K_{VPL})^{td}} - I_0 \quad (127)$$

Neste trabalho, foram considerados dois cenários para o lucro gerado nas plantas de processamento; o primeiro cenário considera somente o ganho anual sem auxílio de créditos externos, como taxas de processamento de resíduos, como apresentado na equação (128). O segundo cenário acrescenta no lucro gerado pela planta uma taxa de processamento de resíduos (TRR) e é apresentado na equação (129).

$$\text{Lucro} = \text{Lucro}_{\text{planta}_i} \quad (128)$$

$$\text{Lucro} = \text{Lucro}_{\text{planta}_i} + \text{Lucro}_{\text{taxadetrat.res}} \Rightarrow +\text{TRR} \quad (129)$$

Na equação (129), $\text{Lucro}_{\text{planta}_i}$ representa o ganho anual, ou seja, a receita total menos a amortização e é representado na equação (130). O cálculo dos ganhos com a taxa de processamento de resíduo é apresentado na equação (131), na qual $\dot{m}_{\text{Resíduo}}$ é a vazão mássica dos resíduos e $K_{V_{TTR}}$ é a taxa recebida pelo tratamento dos resíduos.

$$\text{Lucro}_{\text{Planta}_i} = \text{Receita}_{\text{Total}} - \text{Ipl} \cdot f \quad (130)$$

$$\text{Lucro}_{\text{Taxa de Trat.Res}} = \frac{\dot{m}_{\text{Resíduo}}}{3,6} \cdot \text{HA} \cdot \text{KV}_{\text{TTR}} \quad (131)$$

Estas equações foram implementadas no software EES (*Engineering Equation Solver*) e representam a modelagem da megaestrutura de tratamento de resíduos urbanos, cujo o algoritmo está apresentado no APÊNDICE B.

4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste capítulo são apresentados os resultados obtidos neste trabalho em duas seções, a primeira referente ao modelo de gaseificação e dados obtidos como entrada para a segunda seção, que trata da otimização da megaestrutura das plantas de processamento de resíduos.

4.1 RESULTADOS DO MODELO DE GASEIFICAÇÃO

O modelo utilizado neste trabalho, que tomou como base o modelo desenvolvido por Jarungthammachote e Dutta (2007), foi testado e validado comparando-se os resultados obtidos com os obtidos a partir de dados deste e outros pesquisadores. Foi utilizado um valor de m (quantidade de ar na equação (33)) de forma a se obter uma temperatura de reação (procedimento descrito no item 3.2.1) de 1100 K. Na Tabela 16 é apresentado um comparativo dos resultados da composição do gás de síntese gerado obtido (em % de volume e base seca) em relação a outros pesquisadores.

Tabela 16 – Comparativo da composição do syngas (% volume) em base seca.

Componente (% em volume -db) e parâmetros	Valor obtido na modelagem		Valor disponível em Jarungthammachote e Dutta (2007)		Valor disponível em Mendiburu et al. (2014)
H ₂	19,34	19,46	18,04	18,03	16,79
CO	20,77	21,57	17,86	18,51	18,75
CH ₄	0,13	0,13	0,11	0,11	1,03
CO ₂	8,67	8,18	11,84	11,43	11,59
N ₂	51,09	50,66	52,15	51,92	51,85
m	0,46	0,45	0,46	0,46	-
ER	0,40	0,40	0,42	0,42	0,41
CM	16,00	14,00	16,00	14,00	16,00

Fonte: Autoria própria

Os valores obtidos apresentam algumas diferenças significativas com relação ao modelo (modificado) do Mendiburu et al. (2014) e ao obtido em análises experimentais realizada por Jayah et al. (2003) (valores apresentados na Tabela 16). A diferença mais evidente está na porcentagem de CH₄ presente no gás gerado, com o modelo prevendo uma quantidade menor do que a esperada. Jarungthammachote e Dutta (2007) propuseram uma modificação no método de equilíbrio termodinâmico de forma a adequar os resultados a valores mais próximos dos

obtido em ensaios experimentais. A mudança consiste na introdução de dois fatores multiplicativos nas equações de constante de equilíbrio. A constante K1 foi modificada adotando um multiplicador de 0,91 ($K1 \cdot 0,91$) e para a constante K2 um valor de 11,28 ($K2 \cdot 11,28$). O mesmo procedimento foi adotado neste trabalho. Os resultados comparativos do modelo modificado são apresentados na Tabela 17.

Tabela 17 – Comparativo da composição dos gases que formam o syngas (% volume) em base seca para o modelo modificado.

Componente (% em volume -bs) e parâmetros	Valor obtido na modelagem modificada		Valor disponível em Jarungthammachote e Dutta (2007)		Valor disponível em Jayah et al. (2003)	
H ₂	18,03	18,12	16,81	16,8	17	12,5
CO	20,82	21,64	17,86	18,52	18,4	18,9
CH ₄	1,259	1,271	1,05	1,06	1,3	1,2
CO ₂	8,894	8,386	12,1	11,68	10,6	8,5
N ₂	51	50,59	52,18	51,94	52,7	59,1
m	0,437	0,429	0,4472	0,4415	0,3361	0,3927
ER	0,4	0,39	0,39	0,39	-	-
CM	16	14	16	14	16	14

Fonte: adaptado de Balcazar (2011)

Na Tabela 17, os valores obtidos com o modelo modificado representam estimativas do processo de gaseificação, principalmente com relação à previsão da concentração de metano no syngas gerado, sendo considerado um modelo válido para previsão de sua composição. Os valores obtidos com os dados do CDR deste trabalho, ou seja, com conteúdo de umidade de acordo com os dados de composição mássica (Tabela 5) são apresentados na Tabela 18.

Tabela 18 – Dados de entrada e resultados sistema de equações para CDR

Parâmetros	Equação	Resultados obtidos	Unidade
w	27	0,05113	[1]
m	30	0,394	[1]
T0	51	1100	K
h _{f,comb}	50	-92940	kJ/kmol
n _{H2}	28-30 e 43-44	0,5582	mol
n _{CO}	28-30 e 43-44	0,7796	mol
n _{CO2}	28-30 e 43-44	0,1792	mol
n _{H2O}	28-30 e 43-44	0,1572	mol

Tabela 18 – Dados de entrada e resultados sistema de equações para CDR (*continuação*)

Parâmetros	Equação	Resultados obtidos	Unidade
n_{CH_4}	28-30 e 43-44	0,04125	mol
n_{N_2}	31	1,485	mol
CM	-	4,22	
ER	-	0,36	[1]

Fonte: Autoria Própria

O cálculo do PCI do *syngas* gerado no processo, calculado como apresentado na equação (55) é apresentado a seguir na Tabela 19.

Tabela 19 – Cálculo do PCI para o gás de síntese gerado a partir da gaseificação do CDR

Componente	Composição Molar (%mol) - Y	PCI (MJ/Nm ³)	PCI x Y
H ₂	17,44%	10,70	1,87
CO	24,36%	12,60	3,07
CO ₂	5,60%	-	
H ₂ O	4,91%	-	
CH ₄	1,29%	35,00	0,45
N ₂	46,40%	-	
Total	100,00%	PCI Gás de síntese (MJ/Nm ³)	5,39

Fonte: Autoria Própria

Por se ter uma fonte diversificada de materiais que podem constituir sua composição, o CDR pode apresentar diferentes níveis de qualidade, apresentando certa variação em sua composição. Tendo isto em mente, foi realizada uma análise de sensibilidade para verificar o efeito de uma variação de composição do CDR nos gases de síntese gerados. No CDR, os componentes plástico, papel e papelão representam mais de 90% de sua composição; desta forma, o estudo de sensibilidade foi realizado variando-se somente esses três componentes em 5, 10 e 15 % considerando-se uma redução proporcional dos outros componentes. As fórmulas químicas do combustível obtido são apresentadas na Tabela 20.

Tabela 20 – Variação nos componentes do CDR

Variação / Elemento Químico	C		H		N		O	
	% base seca	mols	% base seca	mols	% base seca	mols	% base seca	mols
5% Plástico	58,396	1,000	7,291	1,485	0,455	0,007	33,765	0,434
10% Plástico	59,409	1,000	7,375	1,476	0,439	0,006	32,695	0,413
15% Plástico	60,422	1,000	7,458	1,468	0,423	0,006	31,624	0,393
5% Papelão	56,689	1,000	7,143	1,498	0,480	0,007	35,577	0,471
10% Papelão	55,998	1,000	7,080	1,531	0,490	0,038	36,314	0,379
15% Papelão	55,313	1,000	7,016	1,508	0,500	0,008	37,047	0,503
5% Papel	56,622	1,000	7,149	1,501	0,483	0,007	35,634	0,472
10% Papel	55,859	1,000	7,091	1,509	0,496	0,008	36,436	0,490
15% Papel	55,092	1,000	7,032	1,518	0,508	0,008	37,240	0,507

Fonte: Autoria Própria

Os resultados obtidos para composição do gás de síntese (*syngas*) gerado a partir destas composições de CDR são apresentados na Tabela 21. Nota-se uma pequena variação na composição do gás gerado e de seu respectivo PCI. O caso que apresenta maior variação no PCI é para o aumento de 10% em volume de plástico levando a um aumento de 6,68% no PCI com relação ao obtido na Tabela 19.

Tabela 21 – Variação da composição e do PCI do gás de síntese para a análise de sensibilidade da composição do CDR.

Componente (% em volume -bs)	H ₂	CO	CH ₄	CO ₂	N ₂	m	PCI _{syngas} (MJ/Nm ³)
5% Plástico	18,33	25,92	1,357	5,48	48,9	0,396	5,70
10% Plástico	18,35	26,26	1,368	5,08	48,94	0,397	5,75
15% Plástico	17,15	24,81	1,188	5,58	51,27	0,431	5,37
5% Papelão	18,31	25,45	1,341	6,13	48,77	0,393	5,63
10% Papelão	18,30	25,31	1,341	6,37	46,68	0,391	5,61
15% Papelão	18,28	25,17	1,34	6,62	48,59	0,389	5,59
5% Papel	18,32	25,27	1,348	6,25	48,81	0,394	5,61
10% Papel	18,30	24,93	1,331	6,61	48,83	0,394	5,56
15% Papel	18,28	24,60	1,326	6,98	48,81	0,393	5,52

Fonte: Autoria Própria

A gaseificação é afetada consideravelmente pelo agente gaseificante utilizado. De forma a melhor compreender o efeito deste parâmetro, foi realizado um estudo da variação da

porcentagem de nitrogênio no agente gaseificante, simulando os resultados com o modelo utilizado neste trabalho. Estes dados são apresentados na Tabela 22 e percebe-se claramente um aumento do poder calorífico do *syngas* gerado conforme há uma diminuição na quantidade do nitrogênio no agente gaseificante, obtendo-se um poder calorífico máximo (11,06 MJ/Nm³) para a situação de oxigênio puro.

Os resultados encontrados estão bem alinhados com o descrito na literatura e comentados na seção 2 deste trabalho, ou seja, para gaseificação com ar é esperado um *syngas* com poder calorífico na faixa de 4-7 MJ/Nm³ e para a gaseificação com oxigênio puro espera-se obter um *syngas* com PCI na faixa de 10-15 MJ/Nm³ (SCHUSTER et al., 2001)

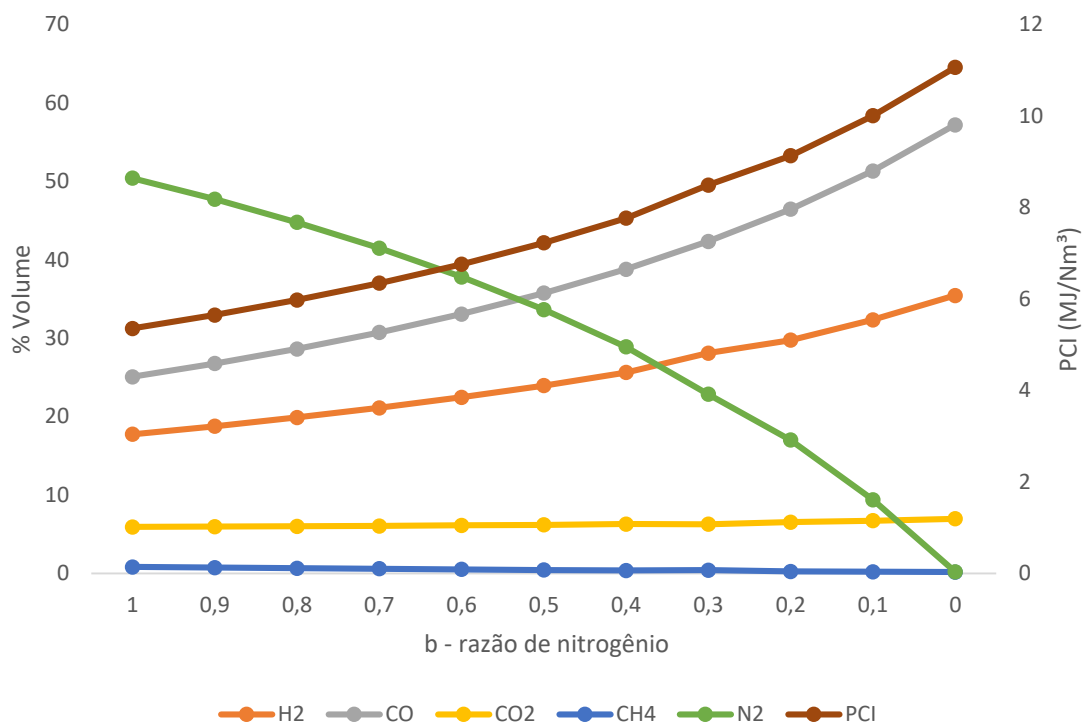
O aumento do PCI do gás de síntese está relacionado, principalmente, com o aumento da porcentagem em volume de hidrogênio e monóxido de carbono no gás resultante. A variação destes gases é avaliada na Figura 23, onde se percebe também uma diminuição na porcentagem de metano presente no *syngas*, porém, devido à baixa quantidade de metano presente, o poder calorífico é mais fortemente influenciado pela composição dos outros gases.

Tabela 22 – Variação da composição do gás de síntese e do PCI com relação a razão oxigênio/nitrogênio no agente gaseificante.

b / %Vol	H ₂	CO	CO ₂	CH ₄	N ₂	m	PCI _{syngas} (MJ/Nm ³)
1	17,75	25,07	5,93	0,84	50,40	0,42	5,35
0,9	18,78	26,76	5,97	0,76	47,72	0,42	5,65
0,8	19,90	28,63	6,02	0,68	44,77	0,42	5,97
0,7	21,12	30,73	6,07	0,60	41,48	0,42	6,34
0,6	22,46	33,08	6,13	0,53	37,80	0,42	6,75
0,5	23,95	35,74	6,21	0,46	33,64	0,42	7,22
0,4	25,63	38,79	6,30	0,39	28,89	0,42	7,76
0,3	28,09	42,33	6,29	0,43	22,86	0,42	8,49
0,2	29,74	46,43	6,55	0,27	17,01	0,42	9,13
0,1	32,33	51,31	6,73	0,22	9,40	0,42	10,00
0	35,44	57,18	6,98	0,18	0,22	0,42	11,06

Fonte: Autoria Própria

Figura 23 – Gráfico da variação dos componentes do gás de síntese com a variação da quantidade de nitrogênio no agente gaseificante.



Fonte: Autoria Própria

De forma a validar o resultado da modelagem para oxigênio puro, realizou-se uma comparação com os resultados apresentados por Mendiburu et al. (2014). Este comparativo é apresentado na Tabela 23. Nesta tabela é apresentado os resultados de dois modelos propostos por Mendiburu et al. (2014), M1 um modelo de equilíbrio não estequiométrico não modificado e M2 um modelo de equilíbrio não estequiométrico considerando um ajuste no conteúdo de metano (CH4).

Tabela 23 – Comparativo para gaseificação com oxigênio puro

Componente (% em volume -db) e parâmetros	Valor obtido no modelo	Valor disponível em Mendiburu et al. (2014) – M2	Valor disponível em Mendiburu et al. (2014) – M1
H2	35,44	45,71	43,78
CO	57,18	45,72	50,98
CH ₄	0,18	0,30	0,29
CO ₂	6,98	8,09	4,77
N ₂ / Outros	0,22	0,18	0,18
PCI (MJ/Nm ³)	11,06	10,82	11,27

Fonte: Autoria Própria

Apesar de apresentar certa variação na composição obtida, fato que pode ser explicado, parcialmente, devido a se ter utilizado no modelo de Mendiburu et al. (2014) um gaseificador pressurizado, os valores podem ser considerados coerentes principalmente com relação ao PCI do gás gerado.

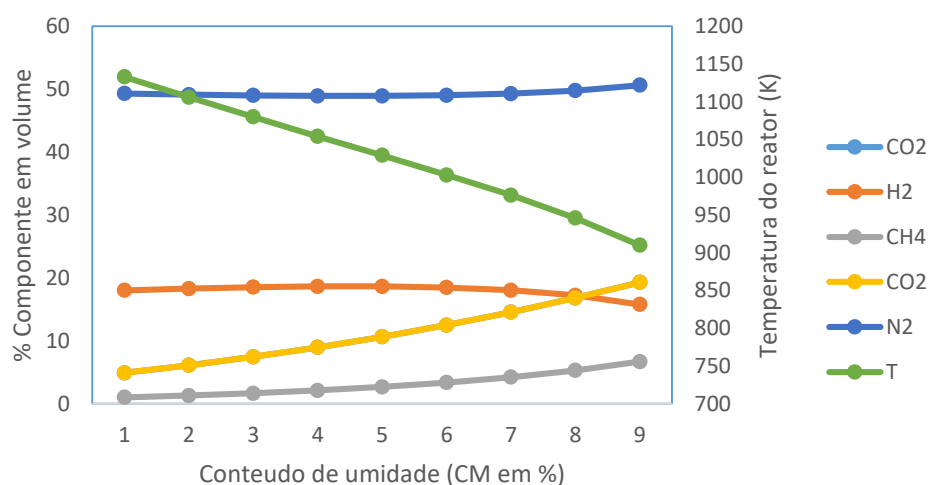
Por fim, será avaliado o efeito do conteúdo de umidade (CM) do resíduo utilizado na gaseificação na composição e propriedades do gás de síntese gerado. O resíduo sólido urbano é um material que apresenta grande variação no conteúdo de umidade, geralmente na faixa de 15 a 40%, podendo, no entanto, em certas situações chegar até valores de 70% (OZCAN et al., 2016).

Tabela 24 – Composição do gás de síntese com a variação do conteúdo de umidade (CM)

CM / Componente (% em volume -bs)	H ₂	CO	CH ₄	CO ₂	N ₂	M	PCI _{syngas} (MJ/Nm ³)	T (K)
0,00	17,99	26,83	0,98	4,89	49,31	0,40	5,65	1133,00
5,00	18,28	25,23	1,27	6,08	49,13	0,40	5,58	1106,00
10,00	18,5	23,45	1,62	7,43	49,00	0,40	5,50	1080,00
15,00	18,62	21,45	2,07	8,92	48,92	0,40	5,42	1054,00
20,00	18,63	19,22	2,63	10,60	48,92	0,40	5,33	1029,00
25,00	18,45	16,74	3,32	12,46	49,03	0,40	5,24	1003,00
30,00	18,03	13,98	4,18	14,53	49,28	0,40	5,15	976,10
35,00	17,21	10,95	5,26	16,80	49,77	0,40	5,06	945,90
40,00	15,76	7,67	6,66	19,26	50,64	0,40	4,98	909,70

Fonte: Autoria Própria

Figura 24 – Variação do syngas com o conteúdo de umidade (CM)



Fonte: Autoria Própria

O CDR sem conteúdo orgânico apresenta valores baixos de umidade, o que torna importante investigar esse parâmetro. Para isso, foi mantida a quantidade de ar constante (valor de $m = 0,4$) e variou-se o conteúdo de umidade de 0 a 40%. Os resultados são apresentados na Tabela 24 e na Figura 24.

Pode-se verificar a partir da Figura 24 e Tabela 24 que, conforme há um aumento do conteúdo de umidade presente no resíduo a ser gaseificado, observa-se uma redução do PCI do gás de síntese gerado e uma redução na temperatura do reator.

- **Propriedades do *syngas* e do gás de exaustão do conjunto a gás.**

O cálculo da massa molecular do *syngas* e gás de exaustão do conjunto a gás, da massa molecular do gás de exaustão e de seu calor específico é obtido através do procedimento descrito no item 3.2.2, equações 55 e 56, e os resultados apresentados na Tabela 25.

Tabela 25 – Propriedades dos gases

Propriedade	Valor obtido
MM_{syngas} (kg/kmol)	19,61
$MassaEspecifica_{\text{syngas}}$ (kg/m ³)	0,854
$MM_{\text{gásdeexaustão}}$ (kg/kmol)	29,07
$CP_{\text{gásdeexaustão}}$ (kJ/kgK)	1,404
PCI (MJ/kg)	12,95

Fonte: Autoria Própria

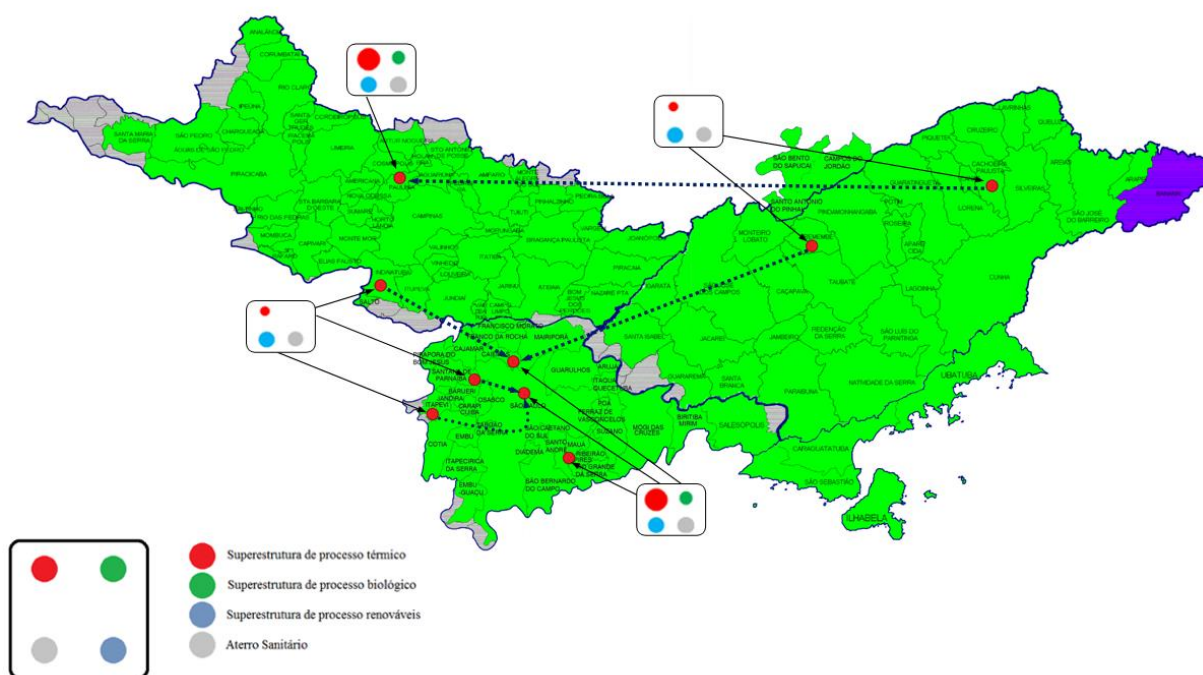
4.2 RESULTADOS DA OTIMIZAÇÃO

Para a otimização da megaestrutura de processamento dos resíduos realizada nesta pesquisa, foi considerado a possibilidade de se haver o transporte de resíduos, e como anteriormente apresentado, além do transporte dos resíduos orgânicos e líquidos foi também realizado o transporte dos resíduos sólidos. Nesta seção serão comparados os resultados encontrados na otimização atual com os de Balcazar (2014) que considerou somente a tecnologia de incineração e o transporte de resíduos orgânicos e líquidos.

Na Figura 25 são apresentadas as tecnologias escolhidas nas plantas de processamento em estudo. Os dados para construção desta figura foram obtidos ao se realizar a maximização do lucro das plantas através das equações (64) a (129), sendo os dados da superestrutura de reciclagem apresentados na Tabela 26 obtidos diretamente do trabalho de Balcazar (2014), uma

vez que não houve modificação nessa superestrutura. Da Figura 25 pode-se observar que estão presentes em quatro plantas (1, 3, 5 e 6) todas as tecnologias de processamento de resíduos; nas plantas restantes (2,4,7,8 e 9) não há superestrutura de processos biológicos, o que indica que nestas plantas houve o transporte de resíduos orgânicos, líquidos e sólidos. Os dados utilizados no processo renovável e obtidos diretamente do trabalho de Balcazar (2014) são apresentados na Tabela 26.

Figura 25 - Mapa das tecnologias escolhidas nas plantas em análise



Fonte: adaptado de Balcazar (2014)

Tabela 26 – Dados da superestrutura de processo renováveis

Planta	M_ VIDRO [kg/s]	M_ PLAST. [kg/s]	M_ PAPEL [kg/s]	M_ METAL [kg/s]	W_ele_rec [kW]	Lucro [10^6US\$]	Custo [10^6US\$]	QT [kW]
1	0	0,14	0,12	0,00	29696,00	24,41	0,11	236,0
2	0	0,05	0,05	0,00	11330,00	9,48	0,04	56,6
3	0	0,52	0,43	0,00	108071,00	89,44	0,39	787,9
4	0	0,03	0,02	0,00	5329,00	4,53	0,02	26,4
5	0	0,62	0,51	0,00	129355,00	107,00	0,47	952,3
6	0	0,19	0,15	0,00	39270,00	32,39	0,14	295,1
7	0	0,01	0,01	0,00	2332,00	1,90	0,01	11,9
8	0	0,09	0,07	0,00	17907,00	14,83	0,07	147,8
9	0	0,02	0,01	0,00	32000,00	2,65	0,01	16,5

Fonte: adaptado de Balcazar (2014).

Na Tabela 27, os parâmetros e dados obtidos na otimização das nove plantas de processamento das três regiões metropolitanas estudadas são apresentados. Dentre estes parâmetros estão as vazões mássicas dos materiais a serem processados na superestrutura de processos renováveis (metal, papel, plástico e vidro), a vazão mássica das matérias biológicas (lodo, resíduos orgânicos e líquidos) e o resíduo sólido disponível em cada planta.

Dentre os dados obtidos a partir da otimização da megaestrutura tem-se a potência elétrica total gerada nessas plantas de processamento, que é de 1,65 GW; no entanto, uma parcela da energia gerada pelas tecnologias térmicas, no valor de 0,35 GW, é utilizada nas tecnologias biológicas e renováveis para atender as demandas dos equipamentos destes processos.

Como discutido, nas plantas de processamento menores, o modelo de otimização indicou como melhor solução a realização do transporte dos resíduos dessas plantas para plantas de processamento maiores, como representado na Tabela 28. Nesta tabela, a diagonal principal com valor igual a 1 representa a planta em que não houve transporte de resíduos. Um valor igual a 1 fora da diagonal principal representa o transporte de resíduo de uma planta *i* para uma planta *j*.

De forma a se exemplificar o discutido, vê-se a partir da Tabela 28 que houve o transporte de resíduos orgânicos, líquidos e sólidos das plantas 2 e 4 para a planta 5; das plantas 7 e 8 para a planta 3; e da planta 9 para a planta 6. Nas plantas de processamento em que houve o transporte de resíduo, a superestrutura térmica compõe-se unicamente de uma caldeira convencional queimando gás natural de forma a atender à demanda dos processos renováveis, sendo esta demanda representada pela energia térmica (QT) gasta por estes processos, conforme apresentado anteriormente, na Tabela 26.

O primeiro resultado significativo que se pode destacar é que para todas as plantas de processamento, mesmo no cenário pessimista, a receita gerada (Receita_{*i*}) é positiva, o que não aconteceu na situação proposta por Balcazar (2014), como apresentado na Tabela 29; para as plantas de processamento menores, a superestrutura de tratamento térmico na situação proposta por Balcazar (2014) onera muito o resultado financeiro da planta. No cenário mais provável, a receita global das plantas de processamento obteve um aumento de 88% com relação ao mesmo cenário do trabalho de Balcazar (2014), para os outros cenários também houve aumento com relação ao trabalho de referência. Os valores de receita para os cenários mais provável, otimista e pessimista considerando-se a gaseificação e o cenário de referência são apresentados nas Tabelas 27 e 26.

Tabela 27 – Parâmetros e dados de operação das plantas

Conjunto a gás CG3 com transporte											
RM		São Paulo				Campinas		V. Paraíba e L. Norte		-	
Cidade		Mauá	S. Parnaíba	Caieiras	Itapevi	São Paulo	Paulínia	Indaiatuba	Tremembé	Cach. Paulis.	Somatória
Planta		Planta1	Planta2	Planta3	Planta4	Planta5	Planta6	Planta7	Planta8	Planta9	Planta _{Total}
$\dot{m}_i$ Pmetal	kg/s	0,64	0,25	2,35	0,12	2,81	0,85	0,05	0,39	0,07	7,53
$\dot{m}_i$ Ppapel	kg/s	0,78	0,30	2,84	0,14	3,40	1,03	0,06	0,47	0,08	9,10
$\dot{m}_i$ Pplástico	kg/s	0,95	0,36	3,46	0,17	4,14	1,26	0,07	0,57	0,10	11,08
$\dot{m}_i$ Pvidro	kg/s	0,35	0,13	1,26	0,06	1,51	0,46	0,03	0,21	0,04	4,05
$\dot{m}_i$ Lodo	kg/s	1,95	0,81	5,45	0,38	6,22	2,96	0,16	1,35	0,28	19,56
$\dot{m}_i$ ROs	kg/s	5,70	2,18	20,78	1,02	24,85	7,54	0,44	3,44	0,59	66,54
$\dot{m}_i$ Rou	kg/s	5,70	2,18	20,78	1,02	24,85	7,54	0,44	3,44	0,59	66,54
$\dot{m}_i$ RS	kg/s	8,91	3,41	32,49	1,59	38,84	11,79	0,68	5,38	0,92	104,01
$\dot{m}_i$ RSTD	kg/s	10,37	3,51	38,48	1,64	45,66	13,89	0,70	5,54	0,95	120,73
n_{CG}	-	1,00	0,00	8,00	0,00	9,00	2,00	0,00	0,00	0,00	20,00
$\dot{m}_i$ cinzas	kg/s	2,59	0,00	11,18	0,00	12,70	3,71	0,00	0,00	0,00	30,18
$\dot{m}_i$ BGD	kg/s	4,83	0,00	19,84	0,00	22,19	7,22	0,00	0,00	0,00	54,09
$\dot{m}_i$ RESD	kg/s	10,37	0,00	44,71	0,00	50,80	14,84	0,00	0,00	0,00	120,72
$\dot{m}_i$ SINGL	kg/s	12,66	0,00	54,58	0,00	62,01	18,11	0,00	0,00	0,00	147,36
n_{iCG_Inc}	kg/s	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
$\dot{m}_i$ VCI	kg/s	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
$\dot{m}_i$ VCV	kg/s	31,81	0,10	0,07	0,05	1,98	26,17	0,02	0,26	0,03	60,49
$\dot{m}_i$ VCC	kg/s	18,65	0,00	149,20	0,00	167,80	37,30	0,00	0,00	0,00	372,95
$\dot{W}_i$ liq_CG	MW	54,15	0,00	432,20	0,00	487,35	108,30	0,00	0,00	0,00	1082,00
$\dot{W}_i$ TV	MW	66,51	0,00	196,61	0,00	223,61	83,66	0,00	0,00	0,00	570,39
$\dot{W}_i$ Ele_Total	MW	74,71	0,00	495,05	0,00	568,97	151,33	0,00	0,00	0,00	1290,06
$\dot{W}_i$ ele_Rec	MW	29,70	11,33	108,07	5,33	129,36	39,27	2,33	17,91	3,20	346,49
$\dot{W}_i$ ele_Bio	MW	0,93	0,00	3,94	0,00	4,45	1,36	0,00	0,00	0,00	10,68
Receita_i otimista	10^7	3,57	0,86	25,93	0,41	30,90	8,03	0,17	1,35	0,24	71,47
Receita_i mais provável	10^7	1,79	0,90	16,64	0,43	20,04	5,06	0,18	1,41	0,25	46,71
Receita_i pessimista	10^7	0,02	0,90	7,05	0,43	9,07	2,01	0,18	1,40	0,25	21,30

Fonte: adaptado de Balcazar (2014)

Tabela 28 – Transporte de resíduos orgânicos, líquidos e sólidos.

Conjunto a gás CG3 com transporte										
RM	São Paulo				Campinas			V. Paraíba e L. Norte		-
cidade	Mauá	S. Parnaíba	Caieiras	Itapevi	São Paulo	Paulínia	Indaiatuba	Tremembé	Cach. Paulis.	Somatória
Planta	Planta1	Planta2	Planta3	Planta4	Planta5	Planta6	Planta7	Planta8	Planta9	Planta _{Total}
d1T	1	0	0	0	0	0	0	0	0	1
d2T	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
d3T	0	0	1	0	0	0	1	1	0	1
d4T	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
d5T	0	1	0	1	1	0	0	0	0	1
d6T	0	0	0	0	0	1	0	0	1	1
d7T	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
d8T	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
d9T	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

Fonte: adaptado de Balcazar (2014)

Tabela 29 – Parâmetros e dados simulação das plantas do trabalho de referência.

Conjunto a gás CG2 com transporte											
Região Metropolitana		São Paulo					Campinas		V. Paraíba e L. Norte		-
cidade		Mauá	S. Parnaíba	Caieiras	Itapevi	São Paulo	Paulínia	Indaiatuba	Tremembé	Cach. Paulis.	Somatória
Planta		Planta1	Planta2	Planta3	Planta4	Planta5	Planta6	Planta7	Planta8	Planta9	PlantaTotal
$\dot{m}_i$ Pmetal	[kg/s]	0,64	0,25	2,35	0,12	2,81	0,85	0,05	0,39	0,07	7,53
$\dot{m}_i$ Ppapel	[kg/s]	0,78	0,30	2,84	0,14	3,40	1,03	0,06	0,47	0,08	9,10
$\dot{m}_i$ Pplástico	[kg/s]	0,95	0,36	3,46	0,17	4,14	1,26	0,07	0,57	0,10	11,08
$\dot{m}_i$ Pvidro	[kg/s]	0,35	0,13	1,26	0,06	1,51	0,46	0,03	0,21	0,04	4,05
$\dot{m}_i$ Lodo	[kg/s]	1,95	0,81	5,45	0,38	6,22	2,96	0,16	1,35	0,28	19,56
$\dot{m}_i$ ROs	[kg/s]	5,70	2,18	20,78	1,02	24,85	7,54	0,44	3,44	0,59	66,54
$\dot{m}_i$ Rou	[kg/s]	5,70	2,18	20,78	1,02	24,85	7,54	0,44	3,44	0,59	66,54
$\dot{m}_i$ RS	[kg/s]	8,91	3,41	32,49	1,59	38,84	11,79	0,68	5,38	0,92	104,01
$\dot{m}_i$ RS T	[kg/s]	10,62	3,51	37,74	1,64	45,36	13,76	0,70	6,46	0,95	120,74
$n_{\text{híbrido}}$	-	3,00	0,00	8,00	0,00	10,00	3,00	0,00	2,00	0,00	26,00
$\dot{m}_i$ cinzas	[kg/s]	2,65	0,88	9,43	0,41	11,34	3,44	0,17	1,62	0,24	30,17
$\dot{m}_i$ BGD	[kg/s]	5,92	0,00	16,79	0,00	20,72	6,67	0,00	3,98	0,00	54,08
$\dot{m}_i$ CG_Inc	[kg/s]	3,00	0,00	8,00	0,00	10,00	3,00	0,00	2,00	0,00	26,00
$\dot{m}_i$ VCI	[kg/s]	28,30	9,35	100,60	4,36	120,91	36,68	1,86	17,23	2,52	321,81
$\dot{m}_i$ VCV	[kg/s]	0,06	0,00	6,10	0,00	6,02	4,48	0,00	0,24	0,00	16,90
$\dot{m}_i$ VCC	[kg/s]	17,00	0,00	44,00	0,00	55,00	17,00	0,00	11,00	0,00	144,00
$\dot{W}_i$ liq_CG	[MW]	48,2	0,0	128,0	0,0	161,0	48,2	0,0	32,1	0,0	417,0
$\dot{W}_i$ TV	[MW]	52,4	10,0	174,0	4,7	211,0	67,2	2,0	33,4	2,7	558,0
$\dot{W}_i$ Ele_Total	[MW]	68,1	0,0	190,0	0,0	236,0	74,4	0,0	46,2	0,0	615,0
$\dot{W}_i$ ele_Rec	[MW]	29,7	11,3	108,0	5,3	129,0	39,3	2,3	17,9	3,2	346,0
$\dot{W}_i$ ele_Bio	[MW]	1,121	0,00	3,366	0,00	4,226	1,260	0,00	711,50	0,00	10,685
Receita_i Otimista	[10 ⁶ US\$/ano]	50,0	-9,0	100,0	-4,0	200,0	50,0	-1,0	30,0	-1,0	380,0
Receita_i Mais provável	[10 ⁶ US\$/ano]	30,0	-10,0	50,0	-5,0	70,0	20,0	-2,0	20,0	-3,0	167,0
Receita_i Pessimista	[10 ⁶ US\$/ano]	50,0	-20,0	-10,0	-7,0	-8,0	-2,0	-3,0	5,0	-4,0	-43,0

Fonte: Balcazar (2014)

Outro fator a se destacar é que houve um menor número de conjuntos a gás utilizados – foram 20 no trabalho atual (n_{CG} na Tabela 27) contra 26 no trabalho de Balcazar (2014) ($n_{hibrido}$ na Tabela 29). Isto se explica pelo fato de o conjunto a gás utilizado nas plantas de processamento com gaseificação ser consideravelmente maior do que o utilizado no trabalho de Balcazar (2014) devido às maiores vazões de combustível com a utilização do syngas, como apresentado no comparativo da Tabela 15. Houve um aumento de 110 % na potência elétrica total ($\dot{W}_{I_ELE_TOTAL}$) quando comparado à situação com incineração e sem transporte de resíduos sólidos. Ou seja a potência elétrica total considerando-se a gaseificação e o transporte de resíduos sólidos, orgânicos e líquidos foi de 1,29 GW (Tabela 27) contra 0,615 GW do trabalho de Balcazar (2014) (Tabela 29).

Em todas as plantas de processamento em que não houve transporte de resíduos, a tecnologia de conversão térmica dos resíduos escolhida foi a gaseificação. Isto pode ser visto analisando as Tabelas 28 e 27; na Tabela 28 tem-se as plantas que processaram os seus resíduos, ou seja, que não realizaram o transporte deste material, que são as mesmas que na Tabela 27 apresentam valor maior do que 0 na linha n_{CG} (referente ao número de conjuntos a gás da planta com gaseificação). Nas plantas que enviaram seus resíduos a outras plantas, não há tecnologia de conversão térmica, tendo n_{CG} e n_{CG_inc} (referente ao número de conjuntos a gás da planta com incineração) valores iguais a zero.

4.2.1 Análise da atratividade econômica das plantas de processamento

A Tabela 30 apresenta um comparativo entre os custos de investimento inicial das plantas de processamento. Observa-se um aumento do investimento devido principalmente aos custos relacionados à gaseificação, unidade de separação de ar e conjunto a gás. O aumento do investimento ficou na ordem de 22% (variação total na Tabela 30), o que ainda assim é bem menor do que o aumento da receita global das plantas ($Receita_i$ nas Tabelas 27 e 29) para todos os cenários considerados.

O investimento não ter aumentado significativamente se deve ao fato de que nas plantas de processamento de menor capacidade não há a estrutura de tratamento térmico, o que foi possível devido ao transporte dos resíduos sólidos, deixando somente uma caldeira convencional para suprir as necessidades dos processos renováveis.

Isso pode ser ilustrado, a partir da Tabela 30, ao se realizar um comparativo entre o cenário proposto por este trabalho, ou seja considerando a gaseificação, e o trabalho de referência proposto por Balcazar (2014) considerando somente a incineração. Nas plantas de processamento do presente trabalho que possuem tecnologia de conversão térmica (plantas 1, 3, 5, 6), houve um aumento médio no investimento inicial de 54%; no entanto, este fato foi compensado com uma redução média de 58% no investimento das outras plantas. Na Tabela 30 é apresentado a variação de investimento para cada planta entre o presente trabalho e o trabalho de Balcazar(2014). No ANEXO A e ANEXO B são apresentadas as planilhas dos investimentos iniciais em detalhe.

Tabela 30 – Investimento inicial das plantas, análise comparativa.

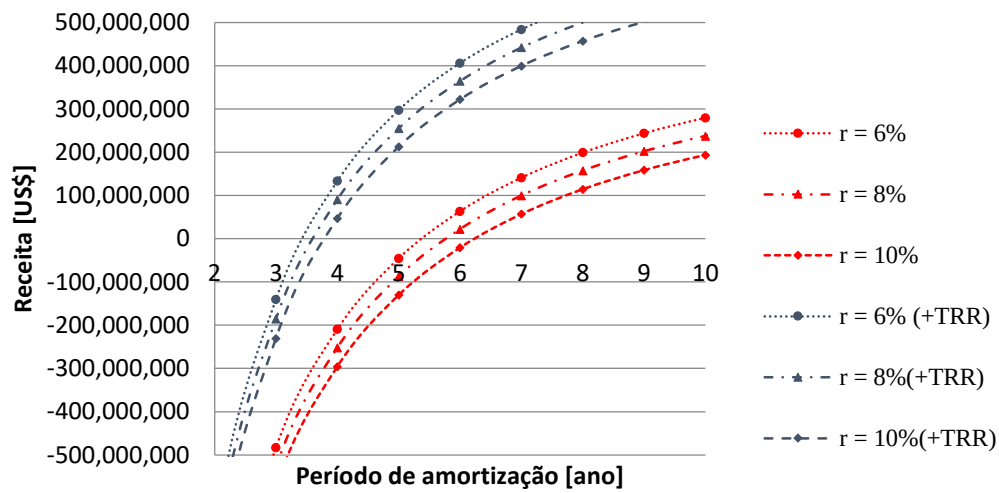
RM		São Paulo					Campinas		V. Paraíba e L. Norte		-
Cidade		Mauá	S. Parnaíba	Caieir .	Itape.	São Paulo	Paulí nia	Indaia t.	Treme .	Cach. Paulis.	Somató ria
Invest. Inicial Total		Planta 1	Planta 2	Planta 3	Planta 4	Planta5	Planta 6	Planta 7	Planta 8	Planta 9	Custos
Gaseif. CG3	10 ⁶ US\$	372	58	992	58	1079	473	58	58	58	3203
Inciner. CG2	10 ⁶ US\$	263	127	627	126	769	269	125	195	126	2627
Variação	%	41	-55	58	-55	40	76	-54	-71	-55	22%

Fonte: adaptado de Balcazar (2014)

4.2.2 Resultados da amortização do investimento inicial (*payback*)

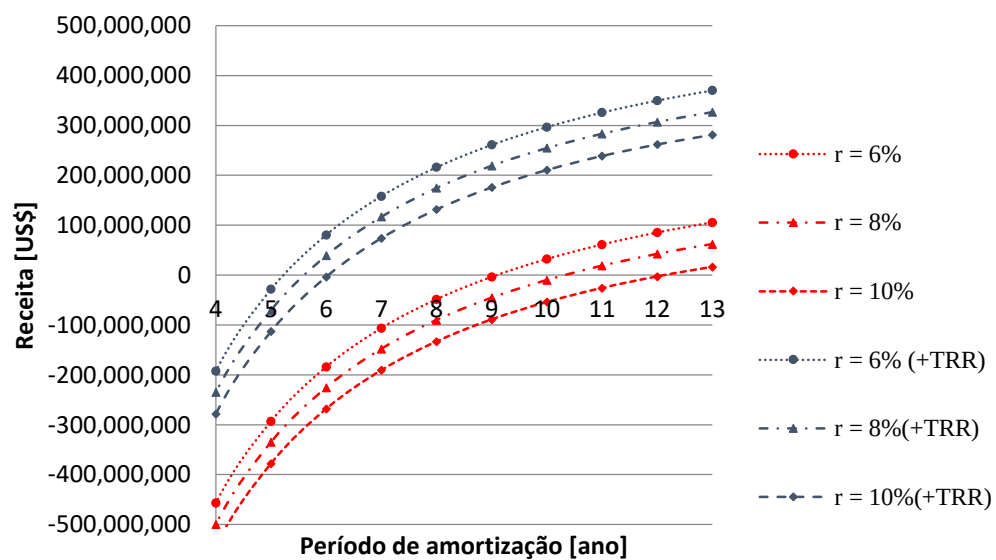
São apresentados nas Figuras 26 a 28 os resultados relativos ao tempo de retorno do investimento para os três cenários considerados (otimista, mais provável e pessimista), considerando nesses cenários a possibilidade de inclusão de uma taxa de recolhimento de resíduos (TRR), valor pago para o correto tratamento e deposição deste passivo ambiental. Valores de taxa de juros anual de 6, 8 e 10% foram utilizados nas simulações.

Figura 26 – Payback cenário Otimista



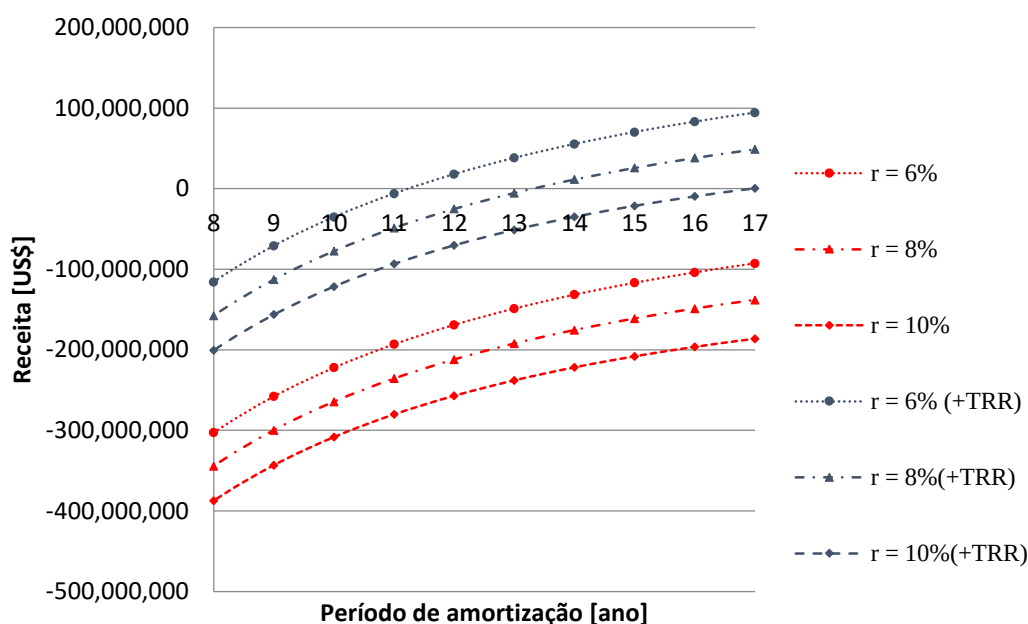
Fonte: Autoria própria

Figura 27 – Payback cenário mais provável



Fonte: Autoria própria

Figura 28 – Payback cenário pessimista



Fonte: Autoria própria

Na Tabela 31 é apresentado um resumo dos períodos de amortização para as três taxas de juros nos cenários otimista, mais provável e pessimista. Os valores referentes à gaseificação empregando o conjunto a gás CG3 referem-se aos encontrados neste trabalho, considerando a gaseificação na superestrutura térmica e o transporte de resíduos orgânicos, líquidos e sólidos; os valores referentes à incineração com o conjunto a gás CG2 referem-se aos retirados do trabalho de Balcazar (2014) para a condição de transporte de resíduos orgânicos e líquidos e ciclo híbrido de incineração com conjunto a gás CG2.

Tabela 31 – Valores de *payback* comparativo casos com gaseificação e trabalho de referência

		Período de amortização [ano]											
		Receita						Receita+ TRR					
		6%		8%		10%		6%		8%		10%	
Incineração CG2	Otimista	9	10	10	11	12	13	4	5	4	5	4	5
	Mais provável	20	-	20	-	20	-	7	8	8	9	9	10
	Pessimista	20	-	20	-	20	-	20	-	20	-	20	-
Gaseificação CG3	Otimista	5	6	5	6	6	7	3	4	3	4	3	4
	Mais provável	9	10	10	11	12	13	5	6	5	6	6	7
	Pessimista	20	-	20	-	20	-	11	12	13	14	16	17

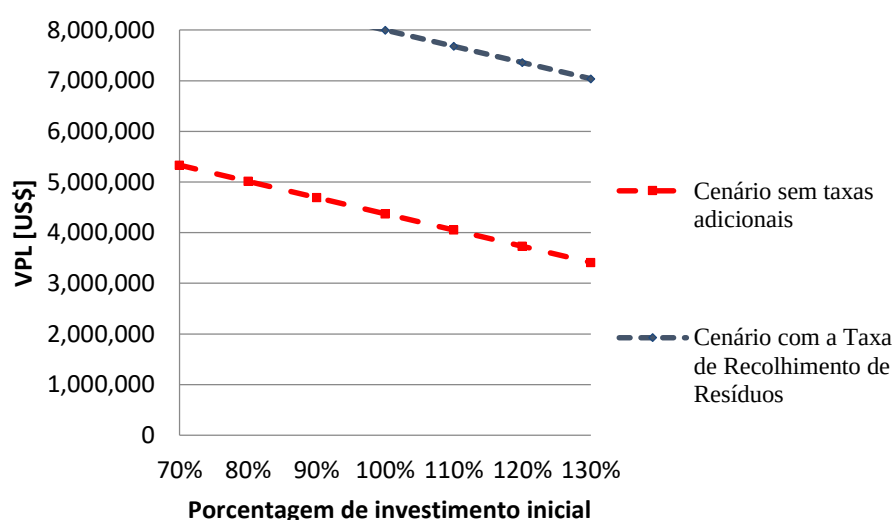
Fonte: adaptado de Balcazar (2014)

Da Tabela 31 pode-se concluir que nas condições apresentadas neste trabalho, o tempo de retorno de investimento varia de 5 a 13 anos para o caso sem subsídios e de 3 a 7 anos considerando-se a taxa de tratamento de resíduos nos cenários otimista e mais provável. Na pesquisa do Balcazar (2014), nos mesmos cenários os tempos de retorno foram de 9 a mais de 20 anos para o caso sem subsídios e de 4 a 10 anos considerando-se a taxa de tratamento de resíduos, o que revela que a otimização atual é mais financeiramente atrativa. Para o cenário pessimista, somente a otimização atual demonstrou um retorno financeiro considerável levando-se em conta a taxa de tratamento de resíduos. No ANEXO C são apresentados os gráficos de *payback* para o caso com incineração e sem transporte de resíduos sólidos.

4.2.3 Resultados do valor presente líquido (VPL)

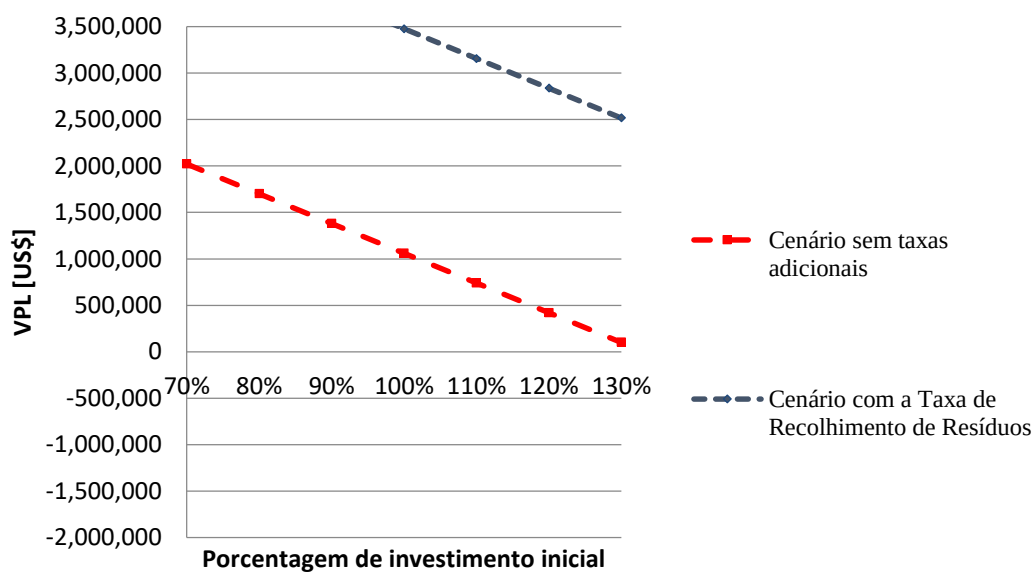
São apresentados nas Figuras 29 a 31 os gráficos do “valor presente líquido” (VPL) para os três cenários considerados (otimista, mais provável e pessimista), sendo também considerada a possibilidade de inclusão de uma taxa de recolhimento de resíduos. Tal como no trabalho de Balcazar (2014), foi assumido uma variação do investimento inicial de 70% a 130%, essa variação é considerada pois para empreendimentos desta magnitude estes cenários podem ocorrer durante a obra, devido a necessidade de se utilizar empréstimos financeiros para aquisição dos equipamentos.

Figura 29 – VPL cenário otimista



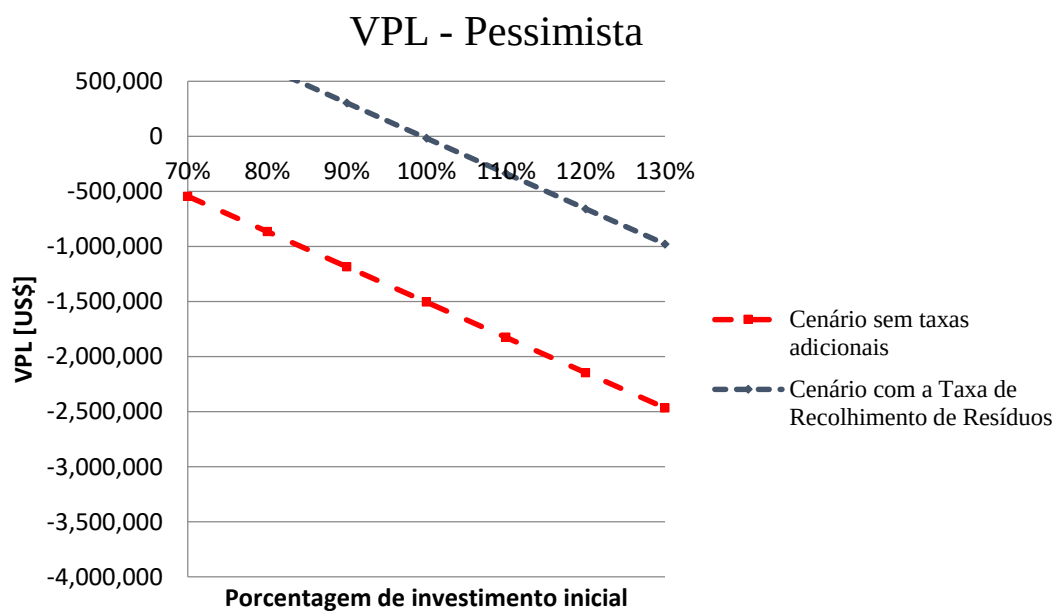
Fonte: Autoria própria

Figura 30 – VPL cenário mais provável



Fonte: Autoria própria

Figura 31– VPL cenário pessimista



Fonte: Autoria própria

Na Tabela 32 é apresentado um resumo dos valores do estudo do valor presente líquido para os cenários otimista, mais provável e pessimista. Os valores referentes à gaseificação empregando o conjunto a gás CG3 referem-se aos encontrados neste trabalho, considerando a gaseificação na superestrutura térmica e o transporte de resíduos orgânicos, líquidos e sólidos. Os valores referentes à incineração com o conjunto a gás CG2 referem-se aos retirados do trabalho de Balcazar (2014) para a condição de transporte de resíduos orgânicos e líquidos e ciclo híbrido de incineração com conjunto a gás CG2.

Tabela 32 – Valores de VPL, comparativo casos com gaseificação e trabalho de referência.

		Valor presente Líquido - VPL [Bilhões US\$]					
		Receita			Receita+ TRR		
		70%	100%	130%	70%	100%	130%
Inciner. CG2	Otimista	2,19	1,40	0,61	5,82	5,03	4,24
	Mais provável	-0,31	-1,1	-1,89	2,1	1,31	0,53
	Pessimista	-2,18	-2,97	-3,76	-0,69	-1,48	-2,27
Gaseific. CG3	Otimista	5,33	4,37	3,41	8,96	8,00	7,04
	Mais provável	2,02	1,06	0,10	4,44	3,48	2,52
	Pessimista	-0,55	-1,51	-2,47	0,94	-0,02	-0,98

Fonte: adaptado de Balcazar (2014)

No presente estudo, para os cenários otimista e mais provável, o VPL apresentou valores positivos enquanto no cenário pessimista os valores de VPL foram negativos. No entanto, ainda assim houve uma melhora com relação aos valores obtidos quando considerada a incineração e sem o transporte de resíduos sólidos; nesta situação, até mesmo o cenário mais provável apresentou valores de VPL negativos para o caso sem subsídios.

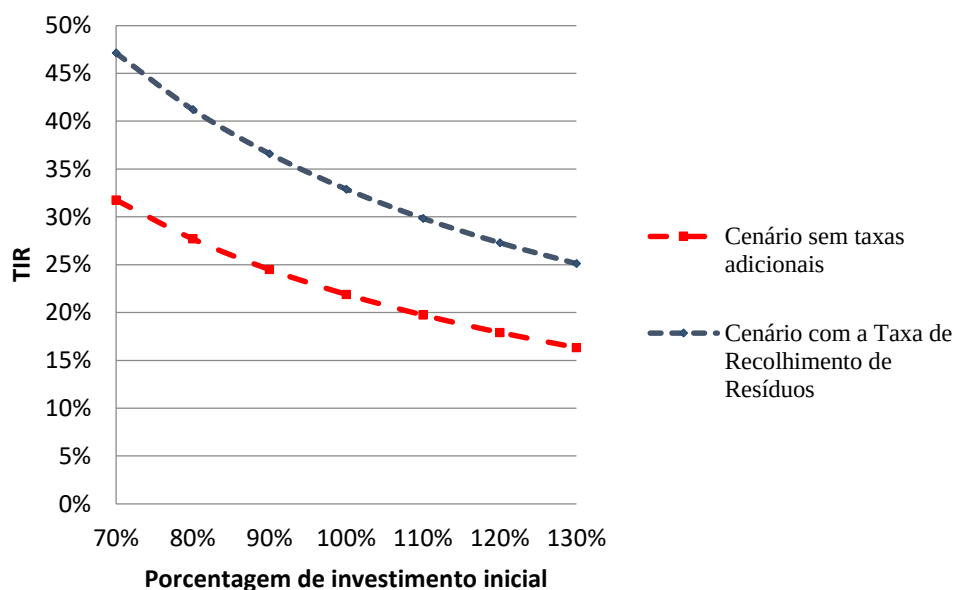
Considerando-se o acréscimo de subsídios, ou seja, da taxa de tratamento de resíduos, os valores de VPL são melhores, com valores quase positivos para a cenário pessimista considerando-se a tecnologia de gaseificação e valores positivos para o cenário mais provável, considerando-se a tecnologia de incineração e as condições do trabalho de Balcazar (2014). No ANEXO D são apresentados os gráficos de VPL para o caso com incineração e sem transporte de resíduos sólidos.

4.2.4 Resultados da taxa interna de retorno (TIR)

Nas Figuras 32 a 34 são apresentados os gráficos das taxas interna de retorno (TIR) para os três cenários considerados (otimista, mais provável e pessimista), assim como com a inclusão da taxa de recolhimento de resíduos. Tal como em Balcazar (2014), foi assumida uma variação do investimento inicial de 70% a 130%.

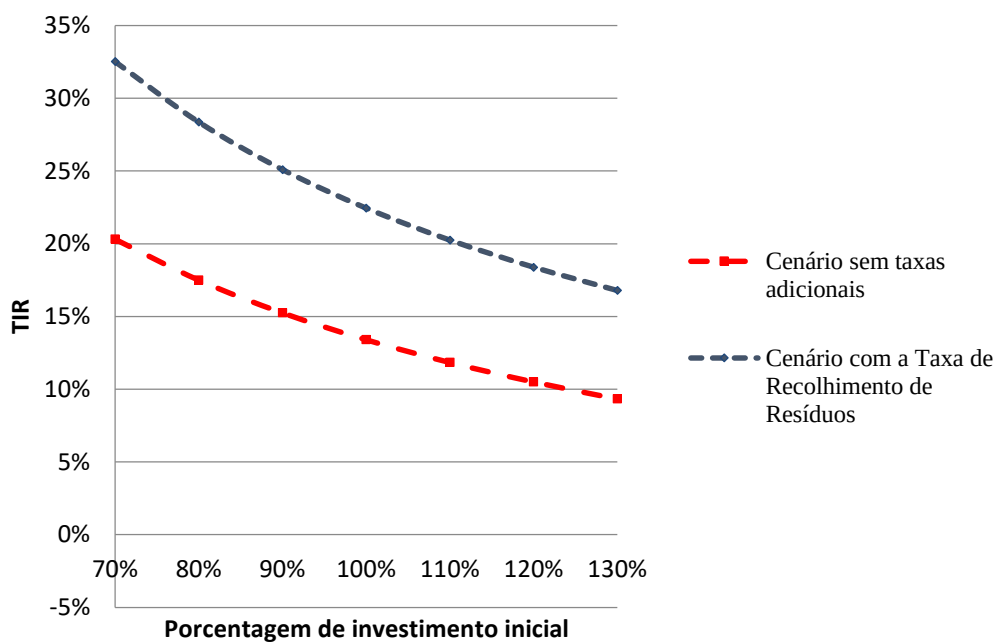
Na Tabela 33 é apresentado um resumo dos valores da taxa interna de retorno para os cenários otimista, mais provável e pessimista. Assim como nas tabelas do VPL e do *payback*, os valores referentes à gaseificação empregando o conjunto a gás CG3 referem-se aos encontrados neste trabalho, considerando a gaseificação na superestrutura térmica e o transporte de resíduos orgânicos, líquidos e sólidos. Os valores referentes à incineração com o conjunto a gás CG2 referem-se aos obtidos do trabalho de Balcazar (2014) para a condição de transporte de resíduos orgânicos e líquidos e ciclo híbrido de incineração com o conjunto a gás CG2.

Figura 32 – TIR cenário otimista



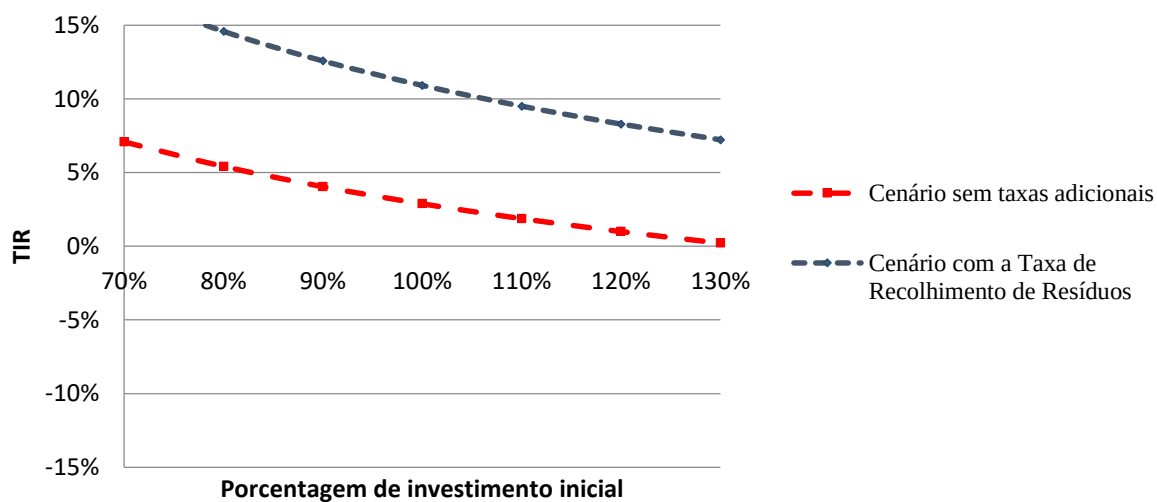
Fonte: Autoria própria

Figura 33 – TIR Cenário mais provável.



Fonte: Autoria própria

Figura 34 – TIR cenário pessimista



Fonte: Autoria própria

Tabela 33 – Valores de TIR, comparativo casos com gaseificação e trabalho de referência.

		Taxa Interna de Retorno - TIR [%]					
		Receita			Receita+ TRR		
		70%	100%	130%	70%	100%	130%
Inciner. CG2	Otimista	20,14	13,27	9,22	39,25	27,29	20,67
	Mais provável	6,51	2,41	-0,21	23,12	15,52	11,11
	Pessimista	-	-	-	4,71	0,89	-1,58
Gaseific. CG3	Otimista	31,75	21,89	16,33	47,14	32,90	25,11
	Mais provável	20,32	13,41	9,34	32,53	22,45	16,79
	Pessimista	7,09	2,89	0,22	17,08	10,91	7,23

Fonte: adaptado de Balcazar (2014).

Considerando-se uma taxa mínima de atratividade de 15%, mesmo valor considerado por Balcazar (2014), pode-se afirmar que para o caso atual, com gaseificação e transporte de resíduos sólidos, ainda que apenas utilizando a receita gerada na venda de insumos, há cenários atrativos, como o otimista e o mais provável para o caso de 70% de investimento inicial.

Considerando-se a inclusão dos incentivos, ou seja, a taxa de tratamento de resíduos, até mesmo o cenário pessimista, considerando-se 70 % de investimento inicial se revela atrativo. Para o caso de referência, ou seja, com incineração e sem transporte de resíduos sólidos, somente os casos com a inclusão dos incentivos nos cenários otimista e mais provável se revelaram atrativos. No ANEXO E são apresentados os gráficos de TIR para o caso com incineração e sem transporte de resíduos sólidos

5 CONCLUSÃO

A gaseificação de resíduos sólidos urbanos foi estudada de forma a se inserir esta tecnologia na superestrutura térmica da megaestrutura de otimização. Primeiramente foi realizada a modelagem da gaseificação de resíduos de forma a se obter a composição e as características do gás de síntese gerado por esse processo.

O processo de gaseificação, como verificado, pode ser modelado por vários tipos de métodos de simulação, tais como equilíbrio termodinâmico, cinético, dinâmica dos fluidos computacional e modelos de rede neural. Alguns destes apresentam complexidade elevada e necessitam de grande poder computacional. Neste trabalho, por meio das pesquisas realizadas e levando-se em conta a simplicidade e precisão, foi escolhido o modelo de equilíbrio termodinâmico utilizando-se o método estequiométrico baseado nas reações químicas e constantes de equilíbrio

O modelo desenvolvido apresentou resultados dentro do esperado quando comparado com modelos e análises experimentais de outros pesquisadores, sendo capaz de prever com considerável precisão a composição e o poder calorífico do gás de síntese gerado no processo de gaseificação.

Com o modelo estipulado, foi realizada uma análise de sensibilidade da composição do resíduo urbano fornecido na forma de combustível derivado de resíduo, composto principalmente de papel, papelão e plástico. Foram realizadas variações nas porcentagens desses materiais na composição do CDR de forma a investigar a variação das características do gás de síntese gerado. Os resultados permitem observar uma pequena variação tanto na composição dos principais elementos do gás de síntese gerado quanto do seu poder calorífico. A variação máxima verificada no PCI do gás de síntese gerado foi de 6,68%. Concluiu-se que, ainda que o CDR apresente uma ligeira variação em sua composição, o processo de gaseificação não será fortemente afetado.

Foi verificada a influência do agente gaseificante no gás de síntese gerado considerando-se a variação na quantidade de nitrogênio presente. Variou-se de uma situação de gaseificação com oxigênio puro até uma proporção de 21% deste gás (ar como agente gaseificante, com 79% de nitrogênio). Os resultados obtidos aproximaram-se com bastante precisão dos verificados na literatura. A gaseificação com oxigênio como agente gaseificante revelou-se mais interessante

do ponto de vista do poder calorífico do gás de síntese gerado, verificando-se um aumento de mais de 106% no PCI do *syngas*. É importante destacar que um gás com maior poder calorífico poderá ser utilizado posteriormente num conjunto a gás sem a necessidade de tantas adaptações técnicas. Desse modo, este resultado permite concluir que a gaseificação com oxigênio puro deva ser considerada na inclusão na superestrutura térmica.

Avaliou-se também o efeito do conteúdo de umidade na composição e poder calorífico do gás de síntese gerado, concluindo-se que, à medida em que há um aumento do conteúdo de umidade, há uma piora na qualidade do *syngas*, o que evidencia a importância da utilização do combustível derivado de resíduo em processos de aproveitamento térmico.

A tecnologia da gaseificação foi então inserida na superestrutura térmica proposta por Balcazar (2014); nesta pesquisa foi também considerado o transporte (de uma planta a outra) de resíduos sólidos além do líquido e orgânico. Como primeiro resultado a se destacar tem-se que o transporte de resíduos sólidos reduz a quantidade de investimento inicial relativo à quantidade de energia gerada, ou seja, apesar de ter havido um aumento do investimento inicial devido aos custos mais elevados dos equipamentos do processo de gaseificação, houve um aumento de maior proporção da energia elétrica total gerada pelas plantas de processamento.

Outro fator a se destacar é que com o transporte de resíduos sólidos conseguiu-se que esse aumento do investimento inicial não fosse tão significativo, pois se limitou o número de plantas de processamento com a superestrutura térmica. O fato de se ter maiores vazões mássicas de resíduos nas plantas de processamento escolhidas para se ter a superestrutura térmica é outro fator que favoreceu os resultados encontrados, uma vez que com maiores vazões de combustíveis, pode-se escolher conjuntos a gás maiores e mais eficientes.

Da análise financeira, concluiu-se que a inclusão da tecnologia de gaseificação e o transporte de resíduo sólidos fez com que houvesse uma melhora significativa na atratividade do empreendimento. Como já era esperado, o uso de subsídios aumentou ainda mais a atratividade. Isso pode ser melhor evidenciado pela análise dos métodos de *payback*, taxa interna de retorno e valor presente líquido.

O tempo de retorno do investimento, ou *payback*, para todos os cenários, menos o cenário pessimista sem o auxílio de subsídios, foi menor de 17 anos; considerando-se o cenário mais provável este tempo foi ainda menor, de 13 anos para o caso sem subsídios. Se for considerada a taxa de tratamento de resíduos, o tempo de retorno do investimento cai para no máximo 7 anos no cenário mais provável, o que evidencia um empreendimento financeiramente interessante.

O resultado da TIR pode ser utilizado para tomada de decisão sobre a viabilidade econômica do empreendimento. No caso em estudo, comparando-se a TIR com uma taxa mínima de atratividade entre 15 e 18%, conclui-se que, para o caso com subsídios, praticamente todos os cenários se revelam atrativos; se não forem considerados subsídios, o cenário otimista se revela atrativo.

Apesar da questão financeira avaliada, outros fatores devem ser levados em consideração na escolha de um sistema como esse, que são o equacionamento deste passivo ambiental, a geração de energia elétrica com um material que seria descartado e o impacto ambiental. Com o avaliado neste trabalho pode-se concluir que a tecnologia de gaseificação deve ser considerada na análise dos gestores municipais quando do equacionamento dos resíduos sólidos.

5.1 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

- Análise exergética das estrutura de tratamento térmico e avaliação dos resultados com a introdução de taxas de carbono.
- Utilização de outros modelos de gaseificação para avaliação das diferenças entre eles e os impactos na otimização da megaestrutura de processamento de resíduos.
- Análise de ciclo de vida entre diferentes rotas de processamento.

REFERÊNCIAS

ABDOULMOUMINE, N. et al. A review on biomass gasification syngas cleanup. **Applied Energy**, v. 155, p. 294–307, 2015.

ACC – The American Chemistry Council. Gasification of non-recycled plastics from municipal solid waste in the United States. 45p. Disponível em: <http://citeseerx.ist.psu.edu/viewdoc/download?doi=10.1.1.382.6752&rep=rep1&type=pdf> . Acesso em: 08 ago. 2019.

ALTAFINI, C.R., et al. Prediction of the working parameters of a wood waste gasifier through an equilibrium model. **Energy Conversion and Management**, v. 44, n. 17, p. 2763–2777, 2003.

ARAFAT, H. A.; JIJAKLI, K. Modeling and comparative assessment of municipal solid waste gasification for energy production. **Waste Management**, v. 33, n. 8, p. 1704–1713, 2013. Elsevier Ltd.

ARENA, U. Process and technological aspects of municipal solid waste gasification. A review. **Waste Management**, v. 32, n. 4, p. 625–639, 2012.

ARENA, U.; ARDOLINO, F.; DI GREGORIO, F. A life cycle assessment of environmental performances of two combustion and gasification based waste-to-energy technologies. **Waste Management**, v. 41, p. 60–74, 2015.

AXELSSON, L.-U. et al. Technical challenges and opportunities for utilizing syngas in gas turbines. **Power gen international**, Orlando , p. 1–11, 2014.

BABU, B. V.; CHAURASIA, A. S. Parametric study of thermal and thermodynamic properties on pyrolysis of biomass in thermally thick regime. **Energy Conversion and Management**, v. 45, n. 1, p. 53–72, 2004a.

BABU, B. V.; CHAURASIA, A. S. Pyrolysis of biomass: Improved models for simultaneous kinetics and transport of heat, mass and momentum. **Energy Conversion and Management**, v. 45, n. 9–10, p. 1297–1327, 2004b.

BALCAZAR, J. G. C. **Otimização de rota tecnológicas de processamento e distribuição de resíduos municipais**. 2014. 233 f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2014.

BALCAZAR, J. G. C. **Modelagem de ciclos combinados integrados à incineração de resíduos sólidos municipais**. 2011. 190 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2011.

BASU, P. **Biomass gasification and pyrolysis handbook**. Oxford : Elsevier, 2010, 365p.

- BEHBAHANI-NIA, A. et al. Exergetic optimization of design parameters for heat recovery steam generators through direct search method. **Mechanical Research and Application**, v. 2, n. July, p. 1–10, 2014.
- BELGIORNO, V. et al. Energy from gasification of solid wastes. **Waste Management**, v. 23, n. 1, p. 1–15, 2003.
- BRASIL. Ministério do Meio Ambiente. **Política Nacional de Resíduos Sólidos**. Brasília, 2012. 105 p.
- BRDAR, R. D.; JONES, R. M. GE IGCC Technology and Experience with Advanced Gas Turbines. **GE Power Systems**, p. 16, 2000.
- BREEZE, P. **Energy from Waste**. Cambridge: Academic Press, 2018, 100p.
- CARVALHO JÚNIOR, J. A.; MCQUA, Q. M. **Princípios de combustão**. Santa Catarina: UFSC - Universidade Federal de Santa Catarina, 2004, 178p.
- CASAS LEDÓN, Y. et al. Exergoeconomic valuation of a waste-based integrated combinedcycle (WICC) for heat and power production. **Energy**, v. 114, p. 239-252, 2016.
- CHAN, W. P. et al. A hot syngas purification system integrated with downdraft gasification of municipal solid waste. **Applied Energy**, v. 237, p. 227–240, 2019.
- CHANNIWALA, S. A.; PARIKH, P. P. A unified correlation for estimating HHV of solid, liquid and gaseous fuels. **Fuel**, v. 81, n. 8, p. 1051–1063, 2002.
- CHENG, H.; HU, Y. Municipal solid waste (MSW) as a renewable source of energy: Current and future practices in China. **Bioresource Technology**, v. 101, n. 11, p. 3816–3824, 2010.
- CHOWDHURY, R. et al. Modelling and simulation of a downdraft rice husk gasifier. **International Journal of Energy Research**, v. 18, n. 6, p. 581–594, 1994.
- COUTO, N. D. et al. Assessment of municipal solid wastes gasification in a semi-industrial gasifier using syngas quality indices. **Energy**, v. 93, n. PA1, p. 864–873, 2015.
- CRUZ, F. S; OLIVEIRA, A. P. **Gaseificação: processo alternativo para a Recuperação energética e eliminação de resíduos municipais**. 2016. 69 f. Trabalho de conclusão de curso (Tecnólogo em Hidráulica e Saneamento Ambiental.) – Faculdade de Tecnologia de São Paulo, São Paulo, 2016.
- DIAS, S. et al (2006), Avaliação do potencial de produção e utilização de CDR em Portugal continental, Estudo Base. Centro de Engenharia Biológica e Química, **Instituto Superior Técnico**. Julho de 2006.
- DI BLASI, C. Modeling chemical and physical processes of wood and biomass pyrolysis. **Progress in Energy and Combustion Science**, v. 34, n. 1, p. 47–90, 2008.

DONG, J. et al. Life cycle assessment of pyrolysis, gasification and incineration waste-to-energy technologies: Theoretical analysis and case study of commercial plants. **Science of The Total Environment**, v. 626, p. 744–753, 2018.

DUTTA, A.; ACHARYA, B. Production of bio-syngas and biohydrogen via gasification. In: LUQUE, R; CAMPELO, J; CLARK, J; **Handbook of Biofuels Production**. Sawston: Woodhead Publishing, 2011, cap.16, p.420–459.

EPRI, N. A. H. H. **Integrated gasification combined cycle power plants**. Disponível em: <https://sequestration.mit.edu/pdf/Integrated%20Gasification%20Combined%20Cycle%20Power%20Plants.pdf>. Acesso em : 05 Jan 2021.

FCHART . **Overview**. 2020. Disponível em: <http://www.fchartsoftware.com/ees/>. Acesso em: 07 jun. 2019.

FERREIRA, E. T. DE F.; BALESTIERI, J. A. P. Comparative analysis of waste-to-energy alternatives for a low-capacity power plant in Brazil. **Waste management & research**, v. 36, n. 3, p. 247–258, 2018.

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

FONSECA FILHO, V. F. **Ciclo combinado com gaseificação integrada de biomassa – Análise de penalidade Exergética de emissão de CO₂**. 2013. 107 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2013.

FORTUNATO, B. et al. Thermodynamic model of a downdraft gasifier. **Energy Conversion and Management**, v. 140, p. 281–294, 2017.

FREY, H. C.; ZHU, Y. Improved system integration for integrated gasification combined cycle (IGCC) systems. **Environmental Science and Technology**, v. 40, n. 5, p. 1693–1699, 2006.

GABBAR, H.; ABOUGHALY, M. H. H.; RUSSO, S. Conceptual design and energy analysis of Integrated combined cycle gasification system. **Sustainability**, v. 9, p. 1474, 2017.

GALLEGO, A. et al. Thermodynamic analysis of behavior in combined cycles operating with biogas and municipal solid waste. **International Journal of Thermodynamics**, v. 22, n. 2, p. 74–82, 2019.

GÓMEZ-BAREA, A.; LECKNER, B. Modeling of biomass gasification in fluidized bed. **Progress in Energy and Combustion Science**, v. 36, n. 4, p. 444–509, 2010.

GUO, B. et al. Modelling coal gasification with a hybrid neural network. **Fuel**, v. 76, n. 12, p. 1159–1164, 1997.

HELSEN, L.; BOSMANS, A. Waste-to-Energy through thermochemical processes : matching waste with process. In: INTERNATIONAL ACADEMIC SYMPOSIUM ON ENHANCED LANDFILL MINING, 2010, Houthalen-Helchteren, **Anais eletrônicos...** Houthalen-

Helchteren: Haletra, 2010. Disponível em: https://limo.libis.be/primo-explore/fulldisplay?docid=LIRIAS1745302&context=L&vid=Lirias&search_scope=Lirias&tab=default_tab&lang=en_US&fromSitemap=1. Acesso em: 21 jan. 2020.

HIGMAN, C. **Gasification processes and synthesis gas treatment technologies for carbon dioxide (CO₂) capture**. Sawtson: Woodhead Publishing, 2010. p. 521.

JARUNGTHAMMACHOTE, S.; DUTTA, A. Thermodynamic equilibrium model and second law analysis of a downdraft waste gasifier. **Energy**, v. 32, n. 9, p. 1660–1669, 2007.

JAYAH, T. H. et al. Computer simulation of a downdraft wood gasifier for tea drying. **Biomass and Bioenergy**, v. 25, n. 4, p. 459–469, 2003.

KIBRIA, M. A. et al. Steady state kinetic model for entrained flow CO₂ gasification of biomass at high temperature. **Energy**, v. 196, 2020.

KLEIN, S.; NELLIS, G. **Mastering EES**. Madison: FCHART, 2014, p. 608.

LADEIRA, P. L. G. **Redução das emissões de NO_x na clínquerização pela utilização das técnicas de requeima e combustão estagiada**. 2019. 189 f. Dissertação (Mestre em Engenharia Química) – Universidade federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2019.

LAMB, D. T. et al. Use of Biosolids for Phytocapping of Landfill Soil. **Water, Air, & Soil Pollution**, v. 223, n. 5, p. 2695–2705, 2012.

LEE, U. et al. High-temperature steam gasification of municipal solid waste, rubber, plastic and wood. **Energy and Fuels**, v. 28, n. 7, p. 4573–4587, 2014.

LI, X. T. et al. Biomass gasification in a circulating fluidized bed. **Biomass and Bioenergy**, v. 26, n. 2, p. 171–193, 2004.

LIMA, A. et al. Prospecção de Tecnologias de gaseificação de biomassa. **Engenharia de Produção de Sergipe**, n. 2447–0635, p. 667–678, 2017.

LINO, F. A. M.; ISMAIL, K. A. R. Incineration and recycling for MSW treatment: Case study of Campinas, Brazil. **Sustainable Cities and Society**. v. 35, p. 752-757, 2017.

LIU, G. et al. Making Fischer-Tropsch fuels and electricity from coal and biomass: Performance and cost analysis. **Energy and Fuels**, v. 25, n. 1, p. 415–437, 2011.

LONG III, H. A. ; WANG, T. Parametric techno-economic studies of coal/biomass co-gasification for IGCC plants with carbon capture using various coal ranks, fuel-feeding schemes, and syngas cooling methods. **International Journal of energy research**, v. 40, n. 4, p. 473-796, 2016.

LOZZA, G. **Turbine a gas e cicli combinati**. 3 ed. Bologna: Esculapio, 2016, 352 p.

KAN, X. et al. An investigation on utilization of biogas and syngas produced from biomass waste in premixed spark ignition engine. **Applied energy**, v. 212, n. December 2017, p. 210–

222, 2018.

KAUR, R. et al. **Thermochemical route for biohydrogen production**. 2 ed. Amsterdam: Elsevier, 2019, 525 p.

MALKOW, T. Novel and innovative pyrolysis and gasification technologies for energy efficient and environmentally sound MSW disposal. **Waste Management**, v. 24, n. 1, p. 53–79, 2004.

MARCON, R. O. et al. Avaliação de planta térmica com biomassa (briquete de casca de arroz): caso real "Fazenda Experimental do Centro Universitário Luterano de Palmas".. In: ENCONTRO DE ENERGIA NO MEIO RURAL, 5., 2004, Campinas. **Anais eletrônicos...** Disponível em: http://www.proceedings.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=MSC0000000022004000100008&lng=en&nrm=abn. Acesso em: 10 Mar. 2021.

MARKLUND, M. et al. CFD modelling of black liquor gasification: Identification of important model parameters. **Fuel**, v. 86, n. 12–13, p. 1918–1926, 2007.

MENDIBURU, A. Z. et al. Thermochemical equilibrium modeling of biomass downdraft gasifier: Stoichiometric models. **Energy**, v. 66, p. 189–201, 2014.

MEYER, J. W. **Concepts of mathematical modeling**. Nova York : Dover Publications, 2004, 440 p.

MONNI, S. From landfilling to waste incineration: Implications on GHG emissions of different actors. **International Journal of Greenhouse Gas Control**, v. 8, p. 82–89, 2012.

MOZAFARI, A. et al. Thermodynamic modeling and optimization of thermolysis and air gasification of waste tire. **Journal of Analytical and Applied Pyrolysis**, v. 126, p. 415–422, 2017.

MUTLU, Ö. Ç.; ZENG, T. Challenges and opportunities of modeling biomass gasification in Aspen Plus: A review. **Chemical Engineering and Technology**, v. 43, n. 9, p. 1674–1689, 2020.

NETL. **Gasifying Systems**. Disponível em: <https://www.netl.doe.gov/research/Coal/energy-systems/gasification>. Acesso em: 20 Maio. 2020.

NISS, M. Prescriptive Modelling – challenges and opportunities. In: Stillman G., Blum W., Salett Biembengut M. **International Perspectives on the Teaching and Learning of Mathematical Modelling**. Berlin: Springer, 2015. cap 5, p. 67–79, 2015.

OZCAN, H. K. et al. Municipal solid waste characterization according to different income levels: A case study. **Sustainability**, v. 8, n. 10, 2016.

PANDEY, D. S. et al. Artificial neural network based modelling approach for municipal solid waste gasification in a fluidized bed reactor. **Waste Management**, v. 58, p. 202–213, 2016.

PIRES, A. et al. Solid waste management in European countries: A review of systems analysis techniques. **Journal of Environmental Management**, v. 92, n. 4, p. 1033–1050, 2011.

PUCCINI, A. L. **Matemática Financeira Objetiva e Aplicada**. São Paulo: Saraiva, 1999, 351 p.

PROBSTEIN, F. R.; HICKS, E. R. **Synthetic Fuels**. Mineola: Dover Publications, 2006, 510 p.

PUIG-ARNAVAT, M. et al. Modified thermodynamic equilibrium model for biomass gasification: A study of the influence of operating conditions. **Energy and Fuels**, v. 26, n. 2, p. 1385–1394, 2012.

SCHUSTER, G. et al. Biomass steam gasification - An extensive parametric modeling study. **Bioresource Technology**, v. 77, n. 1, p. 71–79, 2001.

RASUL, M. G. Municipal Green Waste (MGW) Pyrolysis. In: ABRAHAM, M. A. **Encyclopedia of Sustainable Technologies**. Amsterdam: Elsevier, 2017. p 229 - 243.

SOARES, C. M. **Gas turbines in simple cycle & combined cycle applications**. Disponível em: <https://netl.doe.gov/sites/default/files/gas-turbine-handbook/1-1.pdf>. Acesso em: 20 Jun. 2020.

SONNTAG, E. R.; BORGNAKKE, C.; WYLEN, G. J. **Fundamentos da termodinâmica**. São Paulo : Edgard Blucher, 1998, 537 p.

SOUZA-SANTOS, M. L. **Second Edition Solid Fuels Combustion and Gasification**. Flórida : CRC Press, 2010, 432 p.

SMITH, R. W. ; MISSEN, W. R. **Chemical Reaction Equilibrium Analysis: Theory and Algorithms**. Hoboken: Wiley-Blackwell, 1982, 364 p.

SYRED, N. et al. Development of fragmentation models for solid fuel combustion and gasification as subroutines for inclusion in CFD codes. **Fuel**, v. 86, n. 14 , p. 2221–2231, 2007.

THAKARE, S.; NANDI, S. Study on Potential of Gasification Technology for Municipal Solid Waste (MSW) in Pune City. **Energy Procedia**, v. 90, p. 509–517, 2016.

VILLANUEVA PERALES, A. L. et al. Guidelines for selection of gasifiers modelling strategies. In: EUROPEAN BIOMASS CONFERENCE & EXHIBITION, 16, 2008, Valencia. **Anais...** Valencia, 2008. Disponível em : https://www.researchgate.net/profile/Alberto-Gomez-Barea/publication/288526510_Guidelines_for_selection_of_gasifiers_modelling_strategies/links/5fb2911045851518fdaa91c7/Guidelines-for-selection-of-gasifiers-modelling-strategies.pdf . Acesso em : 21 Jan. 2021

WALDHEIM, L. NILSSON, T. **Heating value of gases from biomass gasification**. IEA Bioenergy Agreement, Task 20 - Thermal Gasification of Biomass, 2001. Disponível em: [http://www.ieatask33.org/app/webroot/files/file/publications/HeatingValue .pdf](http://www.ieatask33.org/app/webroot/files/file/publications/HeatingValue.pdf).

WANG, T. 1. **An overview of IGCC systems**. Amsterdam: Elsevier Ltd, 2017.

WALDHEIM, L. **Gasification of waste for energy carriers**. A review. IEA Bioenergy, 2018. Disponível em: <https://www.ieabioenergy.com/wp-content/uploads/2019/01/IEA-Bioenergy-Task-33-Gasification-of-waste-for-energy-carriers-20181205-1.pdf>.

WATSON, J. et al. Gasification of biowaste: A critical review and outlooks. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 83, n. December 2017, p. 1–17, 2018.

WIDELL, H. **Industrial-scale biomass combustion plants**: Engineering issues and operation. Sawston: Woodhead Publishing Limited, 2013.

WIMER, J. G. et al. Integration of gas turbines adapted for syngas fuel with cryogenic and membrane-based air separation units: Issues to consider for system studies. **Journal of Engineering for Gas Turbines and Power**, v. 128, n. 2, p. 271–280, 2006.

WOOLCOCK, P. J.; BROWN, R. C. A review of cleaning technologies for biomass-derived syngas. **Biomass and Bioenergy**, v. 52, p. 54–84, 2013.

XIAO, G. et al. Gasification characteristics of MSW and an ANN prediction model. **Waste Management**, v. 29, n. 1, p. 240–244, 2009.

XU, P. et al. Thermodynamic analysis of the gasification of Municipal Solid Waste. **Engineering**, v. 3, n. 3, p. 416–422, 2017.

YADAV, K.; JAGADEVAN, S. Influence of process parameters on synthesis of biochar by pyrolysis of biomass: an alternative source of energy. In: IBRAHIM, H. A. **Recent advances in pyrolysis**. Intechopen, 2019. cap 3, 2019

YAN, L. et al. On the kinetic modeling of biomass/coal char co-gasification with steam. **Chemical Engineering Journal**, v. 331, p. 435–442, 2018.

YASSIN, L. et al. Techno-economic performance of energy-from-waste fluidized bed combustion and gasification processes in the UK context. **Chemical Engineering Journal**, v. 146, n. 3, p. 315–327, 2009.

ZHANG, Q. et al. Eulerian model for municipal solid waste gasification in a fixed-bed plasma gasification melting reactor. **Energy and Fuels**, v. 25, n. 9, p. 4129–4137, 2011.

ZHU, Y. Improved System Integration for Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) Systems. **Environ Sci Technol**, v. 40, n. 5, p. 1693–1699, 2006.

ZUBERI, M. J. S.; ALI, S. F. Greenhouse effect reduction by recovering energy from waste landfills in Pakistan. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 44, p. 117–131, 2015. Pergamon.

APÊNDICE A – EES MODELAGEM GASEIFICAÇÃO

```
i$[1]= 'H2'
i$[2] = 'CO'
i$[3] = 'CO2'
i$[4] = 'CH4'
i$[5] = 'H2O'
i$[6] = 'N2'
```

"valores de hf e e coeficientes empiricos para equação de deltag_ft"

```
al[2]= 5,619 * 10 ^ (-3)
al[3]=-1,949 * 10 ^ (-2)
al[4]=-4,620 * 10 ^ (-2)
al[5]= -8,950 * 10 ^ (-3)
bl[2]=-1,190 * 10 ^ (-5)
bl[3]= 3,122 * 10 ^ (-5)
bl[4]= 1,130 * 10 ^ (-5)
bl[5]=-3,672 * 10 ^ (-6)
cl[2]= 6,383 * 10 ^ (-9)
cl[3]=-2,448 * 10 ^ (-8)
cl[5]=5,209 * 10 ^ (-9)
cl[4]=1,319 * 10 ^ (-8)
dl[2]=-1,846 * 10 ^ (-12)
dl[3]=6,946 * 10 ^ (-12)
dl[5]=-1,478 * 10 ^ (-12)
dl[4]=-6,647 * 10 ^ (-12)
el[2]=-4,891 * 10 ^ 2
el[3]=-4,891 * 10 ^ 2
el[5]=0
el[4]=-4,891 * 10 ^ 2
fl[2]=8,648 * 10 ^ (-1)
fl[3]=5,270
fl[5]=2,868
fl[4]=1,411 * 10 ^ 1
gl[2]=-6,131 * 10 ^ (-2)
gl[3]=-1,207 * 10 ^ (-1)
gl[5]=-1,722 * 10 ^ (-2)
gl[4]=-2,234 * 10 ^ (-1)
hf[2] = -110,5[kJ/mol]
hf[3] = -393,5[kJ/mol]
hf[5] = -242[kJ/mol]
hf[4] = -74,8[kJ/mol]
hf_h20l = -290[kJ/mol]
```

"Coeficientes de calor especifico para equação empirica"

```
a[1]=29,11
a[2]=28,16
a[3]=22,26
a[5]=32,24
a[4]=19,89
a[6]=28,90
```

```
b[1]=-0,1916*10^(-2)
b[2]=0,1675*10^(-2)
b[3]=5,981*10^(-2)
b[5]=0,1923*10^(-2)
b[4]=5,024*10^(-2)
b[6]=-0,1571*10^(-2)
```

```

c[1]=0,4003*10^(-5)
c[2]=0,5372*10^(-5)
c[3]=-3,501*10^(-5)
c[5]=1,055*10^(-5)
c[4]=1,269*10^(-5)
c[6]=0,8081*10^(-5)
d[1]=-0,8704*10^(-9)
d[2]=-2,222*10^(-9)
d[3]=7,469*10^(-9)
d[5]=-3,595*10^(-9)
d[4]=-11,01*10^(-9)
d[6]=-2,873*10^(-9)

```

"MODELO"

"Equação de Reação Global para o processo de Gaseificação do Bagaço de cana-de-açúcar:"

"CH_{1,56}N_{0,011}O_{0,75}S_{0,00083} + wH₂O + m(O₂ + b_{3,76}N₂) --> a₁H₂ + a₂CO + a₃CO₂ + a₄CH₄ + a₅H₂O + a₆N₂ "

"Se b = 1 => reação com ar"

"Se b = 0 => reação com O₂ puro"

b=1

"Dados"

R = 8,314 [kJ/kmol]

"Constante universal dos gases"

h_{fg} = 43,99 [kJ/mol]

"Entalpia de vaporização da água"

"Números de mols de cada elemento no combustível"

n_C = 1

"X" n_H = 1,49355

"Y" n_O = 0,456

"Z" n_N = 0,007

"%wt dry ash-free basis"

p_C = 57,38

p_H = 7,207

p_O = 34,835

p_N = 0,4706

p_S = 0,103

p_{Ash} = 7,92

mm_{fuel} = n_C*12+n_H*1+n_O*16+n_N*14

w = mm_{fuel}*MC / (18*(1-MC))

"Input"

m = 0,394

"T₀ = 1100 [K]"

MC=4,22/100

"Equações"

n_{CO} + n_{CO_2} + n_{CH_4} - n_C = 0

"Balanço de carbono"

2*n_{H_2} + 2*n_{H_2O} + 4 * n_{CH_4} - n_H - 2*w = 0

"Balanço de Hidrogênio"

n_{CO} + 2*n_{CO_2} + n_{H_2O} - w - 2*m - n_O = 0

"Balanço de Oxigênio"

(n_N + b*m*3,76*2)/2 = n_{N_2}

"Balanço de nitrogênio"

0,91*K₁*n_{CO}*n_{H_2O} = n_{CO_2} * n_{H_2}

"Equação de equilíbrio químico - troca gás água"

11,28*K₂*(n_{H_2})^(2) = n_{CH_4}* n_{Tot}

"Equação de equilíbrio químico -

metanação"

n_{Tot} = n_{H_2} + n_{CO} + n_{CO_2} + n_{H_2O} + n_{CH_4} + n_{N_2}

"Cálculo da função de gibbs padrão de formação"

Duplicate i=2;5

delta_{g_ft}[i] = h_f[i] - a_i[i] * T₀ * ln(T₀) - (b_i[i] * (T₀ ^ 2)) - (c_i[i]/2)*(T₀^3) - (d_i[i]/3)*(T₀^4) + (e_i[i]/(2*T₀)) + f_i[i] + g_i[i]*T₀

End

delta_{G_TK1} = delta_{g_ft}[3] - delta_{g_ft}[5] - delta_{g_ft}[2]

delta_{G_TK2} = delta_{g_ft}[4]

"Constantes de Equilíbrio"

$$(K_1) = \exp(-\Delta G_TK1 \cdot 1000 / (R \cdot T0))$$

$$(K_2) = \exp(-\Delta G_TK2 \cdot 1000 / (R \cdot T0))$$

"Cálculo do Poder calorífico Inferior e superior"

$$HHV = 0,3491 \cdot pC + 1,1783 \cdot pH + 0,1005 \cdot pS - 0,1034 \cdot pO - 0,0151 \cdot pN - 0,0211 \cdot pAsh$$

$$LHV = ((HHV \cdot 1000) - 9 \cdot ((pH/100)) \cdot 2260) / 1000$$

"Entalpia de formação do combustível"

$$hf_fuel = 1000 \cdot HHV \cdot MM_fuel + (hf[3] + (nH/2) \cdot (hf_h20l)) \cdot 1000 \text{ [kJ/mol]}$$

"número de mols de cada componente do syngas"

$$n[1] = nH_2$$

$$n[2] = nCO$$

$$n[3] = nCO_2$$

$$n[4] = nCH_4$$

$$n[5] = nH_2O$$

$$n[6] = nN_2$$

$$ntotal = nH_2 + nCO + nCO_2 + nCH_4 + nN_2 + nH_2O$$

"Porcentagens em volume dos componentes do syngas em base úmida"

$$pn[1] = (nH_2 / ntotal)$$

$$pn[2] = (nCO / ntotal)$$

$$pn[3] = (nCO_2 / ntotal)$$

$$pn[4] = (nCH_4 / ntotal)$$

$$pn[5] = (nH_2O / ntotal)$$

$$pn[6] = (nN_2 / ntotal)$$

"Porcentagens em volume dos componentes do syngas em base seca"

$$dpn[1] = (pn[1] / (1 - pn[5])) \cdot 100$$

$$dpn[2] = (pn[2] / (1 - pn[5])) \cdot 100$$

$$dpn[3] = (pn[3] / (1 - pn[5])) \cdot 100$$

$$dpn[4] = (pn[4] / (1 - pn[5])) \cdot 100$$

$$dpn[6] = (pn[6] / (1 - pn[5])) \cdot 100$$

"Equação de conservação de energia"

$$hf_fuel + w \cdot (hf_h20l) \cdot 1000 = n[2] \cdot hf[2] \cdot 1000 + n[3] \cdot hf[3] \cdot 1000 + n[5] \cdot (hf[5]) \cdot 1000 + n[4] \cdot hf[4] \cdot 1000 + T1$$

$$T1 = \sum(n[i] \cdot a[i]; i=1;6) \cdot T + \sum(n[i] \cdot b[i]; i=1;6) \cdot (T^{(2)})/2 + \sum(n[i] \cdot c[i]; i=1;6) \cdot (T^{(3)})/3 +$$

$$\sum(n[i] \cdot d[i]; i=1;6) \cdot (T^{(4)})/4 -$$

$$(298 \cdot \sum(n[i] \cdot a[i]; i=1;6) + ((298^2)/2) \cdot \sum(n[i] \cdot b[i]; i=1;6) + ((298^3)/3) \cdot \sum(n[i] \cdot c[i]; i=1;6) + ((298^4)/4) \cdot \sum(n[i] \cdot d[i]; i=1;6))$$

"Equação de minimização"

$$dif = \text{abs}(T - T0)$$

APÊNDICE B – EES MODELAGEM OTIMIZAÇÃO

"relação de elétrica termica gasto por resíduo processado"

KEE_Rmetal=6408: "!Gasto de energia elétrica com reciclagem de metal [kWs/kg]"
 KEE_Rpapel=5292: "!Gasto de energia elétrica com reciclagem de papel [kWs/kg]"
 KEE_Rplastico=2988: "!Gasto de energia elétrica com reciclagem de plástico [kWs/kg]"
 KEE_Rvidro=15084: "!Gasto de energia elétrica com reciclagem de vidro [kWs/kg]"
 KEE_Triagem=5292
 KEE_BG1=72: "!Gasto de energia elétrica com dig. ana. termofílica[kWs/kg]"
 KEE_BG2=72: "!Gasto de energia elétrica com dig. ana. mesofílica [kWs/kg]"
 KEE_Comp=72: "!Gasto de energia elétrica com compostagem [kWs/kg]"

"relação de energia térmica gasto por resíduo processado"

KET_Rmetal=0: "!Gasto de energia térmica com reciclagem de metal [kWs/kg]"
 KET_Rpapel=0: "!Gasto de energia térmica com reciclagem de papel [kWs/kg]"
 KET_Rplastico=100: "!Gasto de energia térmica com reciclagem de plástico [kWs/kg]"
 KET_Rvidro=200: "!Gasto de energia térmica com reciclagem de vidro [kWs/kg]"
 KET_BG1=14,4: "!Gasto de energia térmica com dig. ana. termofílica [kWs/kg]"
 KET_BG2=14,4: "!Gasto de energia térmica com dig. ana. mesofílica [kWs/kg]"

"Poder Calorífico dos combustíveis"

PCI_RS=11000: "!Poder Calorífico Inferior do Resíduo Sólido kJ/kg"
 PCI_GN=50000: "!Poder Calorífico Inferior do Gás Natural kJ/kg"
 PCI_BG=25000: "!Poder Calorífico Inferior do Biogás kJ/kg"

"Parâmetros de eficiencia de equipamentos"

ETA_RTF=0,4: "!Rendimento de biodigestão Termofílico"
 ETA_RMS=0,6: "!Rendimento de biodigestão Mesofílico"
 ETA_comp=1,0: "!Rendimento de compostagem"
 ETA_Rmetal=1,0: "!Rendimento de Reciclagem de metal"
 ETA_Rpapel=0,85: "!Rendimento de Reciclagem de papel"
 ETA_Rplastico=0,85: "!Rendimento de Reciclagem de plástico"
 ETA_Rvidro=1,0: "!Rendimento de Reciclagem de vidro"
 ETA_CI=0,75: "!Rendimento da Caldeira do Incinerador"
 ETA_CV=0,80: "!Rendimento da Caldeira convencional de vapor"
 ETA_CR=0,75: "!Rendimento da Caldeira de recuperação"
 ETA_red_rs=0,25: "!Rendimento da redução da massa dos resíduos no incinerador"
 ETA_gerador=0,95: "!Rendimento do gerador"
 ETA_gase = 0,85 "Rendimento da gaseificação"
 ETA_cinzasV=0,80: "!Rendimento da produção de cinzas para venda"
 ETA_resfr = 0,85

"Preços de venda"

PV_Rmetal=1,10: "!Preço de venda de metal US\$/kg"
 PV_Rpapel=0,11: "!Preço de venda de papel US\$/kg"
 PV_Rplastico=0,11: "!Preço de venda de plástico US\$/kg"
 PV_Rvidro=0,11: "!Preço de venda de vidro US\$/kg"
 PV_EE=0,085: "!Preço de venda de energia eletrica US\$/kWh"
 PV_Cinzas=0,11: "!Preço de venda de cinzas US\$/kg"
 PV_BG=0,00: "!Preço de venda de biogás US\$/kg"
 PV_AO=0,120: "!Preço de venda de adubo orgânico US\$/kg"

"Custo dos insumos"

CGN=0,002396866: "!Custo do Gás Natura US\$/kWh"
 CBG=0,000: "!Custo do Biogás US\$/kWh"
 CRS=0,082410798: "!Custo do Resíduo sólido US\$/kWh"
 CEE=0,026/FC_r_d: "!Custo da Energia elétrica US\$/kWh"

"Custo de manutenção e operação dos equipamentos"

C_MO_TV=0,003:

US\$/kWh"

C_MO_CG=0,0032:

C_MO_REC=0,0032:

US\$/kWh"

C_MO_BIO1=0,0032:

US\$/kWh"

C_MO_BIO2=0,0032:

US\$/kWh"

C_MO_Comp=0,0032:

C_MO_GAS=0,0296

de resíduo"

C_MO_ASU=0,0044

US\$/kg de resíduo"

"!Custo M&O da Turbina a vapor e caldeiras

"!Custo M&O do conjunto a gás US\$/kWh"

"!Custo M&O do processo de reciclagem

"!Custo M&O do processo biologico mesofilico

"!Custo M&O do processo biologico termofilico

"!Custo M&O da compostagem US\$/kWh"

"!Custo M&O da unidade de gaseificação US\$/kg

"!Custo M&O da unidade de separação de ar

"vazão mássica de lodo de esgoto de cada planta(kg/s)"

M_Lodo[1]=1,95: M_Lodo[2]=0,81: M_Lodo[3]=5,45: M_Lodo[4]=0,38: M_Lodo[5]=6,22:

M_Lodo[6]=2,96: M_Lodo[7]=0,16: M_Lodo[8]=1,35: M_Lodo[9]=0,28:

"vazão mássica de resíduos orgânicos úmidos (kg/s);"

M_ROu[1]=5,7: M_ROu[2]=2,18: M_ROu[3]=20,78: M_ROu[4]=1,02: M_ROu[5]=24,85:

M_ROu[6]=7,54: M_ROu[7]=0,44: M_ROu[8]=3,44: M_ROu[9]=0,59:

"vazão mássica de resíduos orgânicos secos (kg/s)"

M_ROs[1]=5,7: M_ROs[2]=2,18: M_ROs[3]=20,78: M_ROs[4]=1,02: M_ROs[5]=24,85:

M_ROs[6]=7,54: M_ROs[7]=0,44: M_ROs[8]=3,44: M_ROs[9]=0,59:

"vazão mássica de resíduos (kg/s)"

M_RS[1]=8,91: M_RS[2]=3,41: M_RS[3]=32,49: M_RS[4]=1,59: M_RS[5]=38,84: M_RS[6]=11,79:

M_RS[7]=0,68: M_RS[8]=5,38: M_RS[9]=0,92:

"!Dados dos pedágios entre plantas [R\$/Caminhão]"

P_1_1=00,00: P_1_2=03,30: P_1_3=01,50: P_1_4=03,30: P_1_5=00,00: P_1_6=14,50: P_1_7=25,00:

P_1_8=09,80: P_1_9=19,90:

P_2_1=03,30: P_2_2=00,00: P_2_3=04,80: P_2_4=00,00: P_2_5=03,30: P_2_6=07,20: P_2_7=00,00:

P_2_8=13,10: P_2_9=22,80:

P_3_1=01,50: P_3_2=01,50: P_3_3=00,00: P_3_4=01,50: P_3_5=01,50: P_3_6=16,00: P_3_7=26,50:

P_3_8=11,30: P_3_9=21,40:

P_4_1=00,00: P_4_2=00,00: P_4_3=04,80: P_4_4=00,00: P_4_5=03,30: P_4_6=19,30: P_4_7=06,60:

P_4_8=13,10: P_4_9=22,80:

P_5_1=00,00: P_5_2=03,30: P_5_3=01,50: P_5_4=03,30: P_5_5=00,00: P_5_6=14,50: P_5_7=25,00:

P_5_8=09,80: P_5_9=19,90:

P_6_1=14,50: P_6_2=07,20: P_6_3=16,00: P_6_4=16,00: P_6_5=14,50: P_6_6=00,00: P_6_7=10,50:

P_6_8=23,20: P_6_9=33,30:

P_7_1=25,00: P_7_2=17,70: P_7_3=26,50: P_7_4=09,00: P_7_5=25,00: P_7_6=10,50: P_7_7=00,00:

P_7_8=34,80: P_7_9=44,50:

P_8_1=09,80: P_8_2=13,10: P_8_3=11,30: P_8_4=13,10: P_8_5=09,80: P_8_6=23,20: P_8_7=33,70:

P_8_8=00,00: P_8_9=10,10:

P_9_1=19,90: P_9_2=23,20: P_9_3=21,40: P_9_4=23,20: P_9_5=19,90: P_9_6=33,30: P_9_7=43,30:

P_9_8=10,10: P_9_9=00,00:

"!Dados dos custo de transporte entre plantas [R\$/ton]"

CT_1_1=12,20: CT_1_2=18,60: CT_1_3=18,60: CT_1_4=18,60: CT_1_5=12,20: CT_1_6=24,90:

CT_1_7=24,90: CT_1_8=31,30: CT_1_9=37,70:

CT_2_1=18,60: CT_2_2=12,20: CT_2_3=12,20: CT_2_4=12,20: CT_2_5=12,20: CT_2_6=24,90:

CT_2_7=18,60: CT_2_8=31,30: CT_2_9=37,70:

CT_3_1=18,60: CT_3_2=12,20: CT_3_3=12,20: CT_3_4=12,20: CT_3_5=12,20: CT_3_6=24,90:

CT_3_7=18,60: CT_3_8=31,30: CT_3_9=37,70:

CT_4_1=18,60: CT_4_2=12,20: CT_4_3=12,20: CT_4_4=12,20: CT_4_5=12,20: CT_4_6=24,90:
 CT_4_7=18,60: CT_4_8=31,30: CT_4_9=37,70:
 CT_5_1=12,20: CT_5_2=12,20: CT_5_3=12,20: CT_5_4=12,20: CT_5_5=12,20: CT_5_6=24,90:
 CT_5_7=18,60: CT_5_8=31,30: CT_5_9=37,70:
 CT_6_1=24,90: CT_6_2=24,90: CT_6_3=24,90: CT_6_4=24,90: CT_6_5=24,90: CT_6_6=12,20:
 CT_6_7=18,60: CT_6_8=37,70: CT_6_9=44,00:
 CT_7_1=24,90: CT_7_2=18,60: CT_7_3=18,60: CT_7_4=18,60: CT_7_5=24,90: CT_7_6=18,60:
 CT_7_7=12,20: CT_7_8=44,00: CT_7_9=44,00:
 CT_8_1=31,30: CT_8_2=31,30: CT_8_3=31,30: CT_8_4=31,30: CT_8_5=31,30: CT_8_6=37,70:
 CT_8_7=37,70: CT_8_8=12,20: CT_8_9=18,60:
 CT_9_1=37,70: CT_9_2=37,70: CT_9_3=37,70: CT_9_4=37,70: CT_9_5=37,70: CT_9_6=44,00:
 CT_9_7=44,00: CT_9_8=18,60: CT_9_9=12,20:

"Valores de entrada"

FC_r_d=5,6: "!"fator de correção 5,6 =reais /dolar"

HA=7500: "!"Horas por ano h/ano":

m_roel_padrao = 9

"Parâmetros de operação do lado térmico, entalpias"

h0=503,8:

h0_1=508,2:

h0_2=516,3:

h0_3=516,3:

combinado"

h0_4 = 516,3 [kJ/kg]

h0_5 = 2890 [kJ/kg]

h1=3454:

h2=3171:

h3=3304:

h4=3026:

h5=3325:

h6=2463:

h_agua55=229,9:

h_agua40=167,2:

h_agua20=83,6:

PCI_mis= 16360

cp_sing = 1,7

"!Entalpia de saída da TR"

"!Entalpia de entrada na caldeira do Incinerador"

"!Entalpia de entrada na caldeira de Vapor"

"!Entalpia de entrada na caldeira de ciclo

"!Entalpia de saída de Vapor de Alta Pressão"

"!Entalpia de retorno do Vapor de Alta Pressão"

"!Entalpia de saída de Vapor de Média Pressão"

"!Entalpia de retorno do Vapor de Média Pressão"

"!Entalpia de saída de Vapor de Baixa Pressão"

"!Entalpia de entrada no Condensador"

"!Entalpia da agua a 55° C"

"!Entalpia da agua a 40° C"

"!Entalpia da agua a 20° C"

"!PCI da mistura sing+bio"

"dados conjunto a gás"

W_liq_g3= 57000 "!"Potencia liquida do CG [kW]"

M_gases3=132,8[kg/s]

cp_ge3=1,402

T_sge3=600:

W_liq_g2= 7520 "!"Potencia liquida do CG [kW]"

M_gases2=41.59[kg/s]

cp_ge2=1,14

T_sge3=485:

T_ch=150:

"-----"

"PLANTA 1"

Receita[1]=Lucro_total1-Custo_total1;

Lucro_total1=Lucro_TT[1]+Lucro_B1+Lucro_R1;

Custo_total1=Custo_TT[1]+Custo_B1+Custo_R1;

"Processo térmico"

M_RSTD[1]=M_RS[1]+M_PIVidro1+M_PIPlastico1+M_PIPapel1+M_PIMetal1+M1_R1I+M1_R2I+M1_R3I:

"!Vazão mássica dos gases do CG[kg/s]"

"!cp dos gases de exaustão [kJ/kg.K]"

"!Temperatura de saída do CG [°C]"

"!Vazão mássica dos gases do CG[kg/s]"

"!cp dos gases de exaustão [kJ/kg.K]"

"!Temperatura de saída do CG [°C]"

"!Temperatura de Chaminé, adotado [°C]"

```

PCI_RS*M_RSTD[1]*ETA_CI=((h3-h0_1)+(h5-h4))*M_vci[1])*dz2[1]:

n_inc1=(M_RSTD[1]/m_rs_padrao)* dz2[1]:
n[1] = floor(n_inc1):

W_liq_cg2_1=W_liq_cg2*n[1];
W_ele_cg2[1]=W_liq_cg2_1*0,95;

ABS(M_BG_21)=(W_liq_cg1*dz1[1]*HR)/(3600*(PCI_BG));
ABS(M_GN_21)=(W_liq_cg1*dz3[1]*HR)/(3600*(PCI_GN));
M_BGD[1]=(ABS(M_BG_11)+ABS(M_BG_21));
M_GND1=(ABS(M_GN_11)+ABS(M_GN_21));
dz1[1]+dz3[1]=1

m_singl[1]= 1,4361392*M_RES1*ETA_gase*dz4[1]
0,8887*m_singl[1] = m_singl[1]
M_RES1 = m_singl[1] - m_o2[1]
POT[1] = 1152*m_o2[1]

m_comb = ((W_liq_cg3*HR3) / (3600*PCI_COMB))*dz4[1]

n_cg1 = (m_singl[1]+M_BGD[1])/(m_comb):
n_cg[1] =floor(n_cg1)

W_liq_cg3_1=W_liq_cg3*n_cg[1];
W_ele_cg3[1]=W_liq_cg3_1*0,95;

W_ele_cg = W_ele_cg3[1]+ W_ele_cg2[1]

M_RES1=(M_RSTD[1]*d1t[1;1]+M_RSTD[2]*d1t[2;1]+M_RSTD[3]*d1t[3;1]+M_RSTD[4]*d1t[4;1]+M_RSTD[5]*d1t[5;1]+M_RSTD[6]*d1t[6;1]+M_RSTD[7]*d1t[7;1]+M_RSTD[8]*d1t[8;1]+M_RSTD[9]*d1t[9;1]):

Custo_trans1=+((+M_RSTD[2]*d1t[2;1])*3,6*HA*CT_2_1+round((+M_RSTD[2]*d1t[2;1])*3,6*HA)/47)*P_2_1/FC_r_d+((+M_RSTD[4]*d1t[4;1])*3,6*HA*CT_4_1+round((+M_RSTD[4]*d1t[4;1])*3,6*HA)/47)*P_4_1/FC_r_d+((+M_RSTD[7]*d1t[7;1])*3,6*HA*CT_7_1+round((+M_RSTD[7]*d1t[7;1])*3,6*HA)/47)*P_7_1/FC_r_d+((+M_RSTD[9]*d1t[9;1])*3,6*HA*CT_9_1+round((+M_RSTD[9]*d1t[9;1])*3,6*HA)/47)*P_9_1/FC_r_d+((+M_RSTD[8]*d1t[8;1])*3,6*HA*CT_8_1+round((+M_RSTD[8]*d1t[8;1])*3,6*HA)/47)*P_8_1/FC_r_d
M_cinzas[1]=M_RES1*ETA_red_rs;
M_cinzas[1]=abs(M_cinzasV1)/ETA_cinzasV
M_cinzas[1]=abs(M_cinzasV1+M_cinzasAS1)

mas_gas1 = (m_singl[1]+M_BGD[1])-(n_cg[1]*m_comb)*dz4[1]

(abs((PCI_mis*mas_gas1*dz[4])+(PCI_BG*ABS(M_BG_11)+PCI_GN*ABS(M_GN_11)))*dz2[1])*ETA_CV
)=(((h1-h0_2)+(h3-h2)+(h5-h4))*(M_vcv[1]))*dz6[1]:

(cp_ge2*M_gases2*n[1]*dz2[1]+ cp_ge3*M_gases3*n_cg[1]*dz4[1])*(T_sge2*dz2[1]+ T_sge3*dz4[1]-
T_ch)*ETA_CR=(((h1-h0_3)+(h3-h2)+(h5-h4))*M_vcc[1])*dz[7]:

Mt11=M_vcv[1]+M_vcc[1];

Mt31=M_vcv[1]+M_vcc[1]

round(d1TV1)=dTV11
round(d1TV2)=dTV21

```

round(d1TV3)=dTV31
round(d1TV4)=dTV41

dTV11+dTV21+dTV31+dTV41=1

W_ele_TV11=((h1-h6)*Mt11)*dTV11
W_ele_TV21=((h1-h2)*Mt11+(h3-h6)*(Mt11-MBP21))*dTV21;
W_ele_TV31=((h1-h2)*Mt11+(h3-h4)*Mt11+(h5-h6)*(Mt11-MDP31))*dTV31
W_ele_TV41=((h1-h2)*Mt11*0,90+(h3-h4)*Mt31+(h5-h6)*(Mt31-MDP41))*dTV41

W_TV1=W_ele_TV11+W_ele_TV21+W_ele_TV31+W_ele_TV41
W_ele_TV[1]=W_TV1*ETA_gerador

QT1*dTV21=MBP21*(h2-h6)
QT1*dTV31=MDP31*(h4-h6)
QT1*dTV41=MDP41*(h4-h6)

Qresf_sing1 = m_sing[1]*(cp_sing*(1477-673,15))*dz4[1]
Qresf_ag1 = Qresf_sing1/eta_resfr
m_dot_ag1 = Qresf_ag1/(h0_5-h0_4)
W_dot_bomb_agresf1 = m_dot_ag1 *(h0_4-h0)
W_bomba_cv1=M_vcv[1]*(h0_2-h0)
W_bomba_cc1=M_vcc[1]*(h0_3-h0)
W_bomba_inc1=M_vci[1]*(h0_1-h0)*dz2[1]
W_bomba_total1=(W_dot_bomb_agresf1+W_bomba_cv1+W_bomba_cc1)/ETA_gerador;
Custo1_GAS =M_RESD1*HA*3600*C_MO_GAS
Custo1_ASU =M_RESD1*HA*3600*C_MO_ASU
Custo1_TV=W_ele_TV[1]*HA*C_MO_TV
Custo1_CG=W_ele_cg[1]*HA*C_MO_CG
Custo1_RSTD=CRS*HA*PCI_RS*M_RESD1
W_ele_total[1]=W_ele_gerado[1]-W_ele_rec[1]-W_ele_bio[1]-W_ele_T-W_bomba_total1
W_ele_gerado[1]=W_ele_cg[1]+W_ele_TV[1]

Lucro_TT[1]=W_ele_total[1]*HA*PV_EE+M_cinzasV1*HA*3600*PV_Cinzas;
Custo_TT[1]=Custo1_CG+Custo1_RSTD+Custo_trans1+Custo1_TV+Custo1_GAS+Custo1_ASU;
"processo biológico"

M_LodoD1=(+M_Lodo[1]*d1t[1;1]+M_Lodo[2]*d1t[2;1]+M_Lodo[3]*d1t[3;1]+M_Lodo[4]*d1t[4;1]+M_Lodo[5]*d1t[5;1]+M_Lodo[6]*d1t[6;1]+M_Lodo[7]*d1t[7;1]+M_Lodo[8]*d1t[8;1]+M_Lodo[9]*d1t[9;1]):
M_ROuD1=(+M_ROu[1]*d1t[1;1]+M_ROu[2]*d1t[2;1]+M_ROu[3]*d1t[3;1]+M_ROu[4]*d1t[4;1]+M_ROu[5]*d1t[5;1]+M_ROu[6]*d1t[6;1]+M_ROu[7]*d1t[7;1]+M_ROu[8]*d1t[8;1]+M_ROu[9]*d1t[9;1]):
M_ROsD1=(+M_ROs[1]*d1t[1;1]+M_ROs[2]*d1t[2;1]+M_ROs[3]*d1t[3;1]+M_ROs[4]*d1t[4;1]+M_ROs[5]*d1t[5;1]+M_ROs[6]*d1t[6;1]+M_ROs[7]*d1t[7;1]+M_ROs[8]*d1t[8;1]+M_ROs[9]*d1t[9;1]):

Custo_trans11=((M_ROeL[2]*d1t[2;1])*3,6*HA*CT_2_1+round((((M_ROeL[2]*d1t[2;1])*3,6*HA)/47)*P_2_1)/FC_r_d+((M_ROeL[4]*d1t[4;1])*3,6*HA*CT_4_1+round((((M_ROeL[4]*d1t[4;1])*3,6*HA)/47)*P_4_1)/FC_r_d+((M_ROeL[7]*d1t[7;1])*3,6*HA*CT_7_1+round((((M_ROeL[7]*d1t[7;1])*3,6*HA)/47)*P_7_1)/FC_r_d+((M_ROeL[9]*d1t[9;1])*3,6*HA*CT_9_1+round((((M_ROeL[9]*d1t[9;1])*3,6*HA)/47)*P_9_1)/FC_r_d+((M_ROeL[8]*d1t[8;1])*3,6*HA*CT_8_1+round((((M_ROeL[8]*d1t[8;1])*3,6*HA)/47)*P_8_1)/FC_r_d

M_ROeLD1= M_LodoD1+M_ROuD1+M_ROsD1

M_ROeL[1]=M_Lodo[1]+M_ROu[1]+M_ROs[1]

```

transp_ROeL1=M_ROeL[1]/m_roel_padrao:
floor(transp_ROeL1)=transp_ROeL[1]:

d1u1=round(transp_ROeL[1]/(transp_ROeL[1]+0,1)):

```

!"variavel a ser decidida"

"d12t1=1"

```

d1t[1;1]=d1u1:
d1t[2;1]=(d1u1*(1-d1u2)*round(d12t1)):
d1t[3;1]=(d1u1*(1-d1u3))*round(d13t1))::
d1t[4;1]=(d1u1*(1-d1u4)*round(d14t1)):
d1t[5;1]=(d1u1*(1-d1u5))*round(d15t1))::
d1t[6;1]=(d1u1*(1-d1u6))*round(d16t1))::
d1t[7;1]=(d1u1*(1-d1u7)*round(d17t1)):
d1t[8;1]=(d1u1*(1-d1u8)*round(d18t1)):
d1t[9;1]=(d1u1*(1-d1u9)*round(d19t1)):
M1_BG1=M_LodoD1*ETA_RTF:
M1_R1=M_LodoD1*(1-ETA_RTF):
M1_R1*0,10=M1_R1I:
M1_R1=M1_R1I+M1_R_o1:
EE11=M1_BG1*KEE_BG1:
ET11=M1_BG1*KET_BG1:

M1_BG2=(M1_R_o1+M_ROuD1)*ETA_RMS:
M1_R2=(M1_R_o1+M_ROuD1)*(1-ETA_RMS):
M1_R2*0,10=M1_R2I:
M1_R2=M1_R2I+M1_R_o2:
EE21=M1_BG2*KEE_BG2:
ET21=M1_BG2*KET_BG2:
M1_Comp=(M1_R_o2+M_ROsD1)*ETA_comp:
M1_Comp*0,90=M1_R3:
M1_Comp=M1_R3I+M1_R3:
EE31=M1_Comp*KEE_Comp:
W_ele_bio[1]=EE11+EE21+EE31:
M_BGD[1]=M1_BG1+M1_BG2:
Lucro_Comp1=M1_R3*HA*3600*PV_AO:
Custo_BIO11=M1_BG1*HA*3600*C_MO_BIO1:
Custo_BIO21=M1_BG2*HA*3600*C_MO_BIO2:
Custo_Comp1=M1_R3*HA*3600*C_MO_Comp:
Lucro_B1=+Lucro_Comp1;
Custo_B1=+Custo_BIO11+Custo_BIO21+Custo_Comp1+Custo_trans11;
"Processo reciclagem"
"Dados de entrada - programa JUAN"
M_PIVidro1=0
M_PIPlastico1=0,1425
M_PIPapel1=0,117
M_PIMetal1=0
W_ele_rec[1]=29696
Lucro_R1=2,441E+07
Custo_R1=107957;
QT1=236
"-----"

```

ANEXO A – INVESTIMENTO INICIAL: GASEIFICAÇÃO

Tabela A.1 – Estimativa de investimento da planta de processamento de resíduos, caso com gaseificação e transporte de resíduos sólidos

Conjunto a gás CG3 com transporte (custo total das 9 plantas)													
RM				São Paulo				Campinas		V. Paraíba e L. Norte		-	
cidade				Mauá	S. Parnaíba	Caieiras	Itapevi	São Paulo	Paulínia	Indaiatuba	Tremembé	Cach. Paul	Somatória
Equipamento	quant.	Custo unit.	unidade	Planta1	Planta2	Planta3	Planta4	Planta5	Planta6	Planta7	Planta8	Planta9	Custos
Unidades c/gas.	4	-	CVC/planta	1	0	1	0	1	1	0	0	0	4
Unidade CG	20	-	CH/Planta	1,00	0,00	8,00	0,00	9,00	2,00	0,00	0,00	0,00	20
Turbina a Vapor	9	-	-	6.651.300	0	28.311.696	0	32.199.552	12.047.040	0	0	0	R\$ 79.209.588
CG por CH	1	19.167.197	US\$	19.167.197	0	153.337.572	0	172.504.769	38.334.393	0	0	0	R\$ 383.343.930
Incinerador	0	40.000.000	US\$	0	0	0	0	0	0	0	0	0	R\$ 0
Caldeira conv	1	3.500.000	US\$	3.500.000	3.500.000	3.500.000	3.500.000	3.500.000	3.500.000	3.500.000	3.500.000	3.500.000	R\$ 31.500.000
Caldeira de rec.	1	6.708.519	US\$	6.708.519	0	53.668.150	0	60.376.669	13.417.038	0	0	0	R\$ 134.170.376
Caldeira do Inc.	0	2.000.000	US\$	0	0	0	0	0	0	0	0	0	R\$ 0
Bombas	1	350.000	US\$	1.400.000	350.000	1.400.000	350.000	1.400.000	1.400.000	350.000	350.000	350.000	R\$ 7.350.000
Biodigestor Ter.	1	7.000.000	US\$	7.000.000	0	7.000.000	0	7.000.000	7.000.000	0	0	0	R\$ 28.000.000
Biodigestor Mês.	1	5.000.000	US\$	5.000.000	0	5.000.000	0	5.000.000	5.000.000	0	0	0	R\$ 20.000.000
Proc. Compos.	1	800.000	US\$	800.000	0	800.000	0	800.000	800.000	0	0	0	R\$ 3.200.000
ASU	1	109.000.000	US\$	44.561.107	0	107.085.710	0	115.613.073	55.252.134	0	0	0	R\$ 322.512.024
Trat. dos recicl	1	385.000	US\$	385.000	385.000	385.000	385.000	385.000	385.000	385.000	385.000	385.000	R\$ 3.465.000
Aterro sanitário	1	40.000.000	US\$	40.000.000	40.000.000	40.000.000	40.000.000	40.000.000	40.000.000	40.000.000	40.000.000	40.000.000	R\$ 360.000.000
Infraestrutura	1	-	US\$	85.771.240	13.270.500	228.813.873	13.270.500	248.954.471	109.208.925	13.270.500	13.270.500	13.270.500	R\$ 739.101.009
Invest. Inicial Total	1	-	-	371.675.373	57.505.500	991.526.782	57.505.500	1.078.802.708	473.238.675	57.505.500	57.505.500	57.505.500	R\$ 3.202.771.037
				R\$	R\$	R\$	R\$	R\$	R\$	R\$	R\$	R\$	
Receita por planta	1,00	-	US\$/ano	35.690.000	8.649.000	259.300.000	4.136.000	309.000.000	80.300.000	1.731.000	13.510.000	2.418.000	R\$ 714.734.000
TRR [otimista]	0,044	-	US\$/kg R	2,97E+07	1,14E+07	1,06E+08	5,35E+06	1,27E+08	3,97E+07	2,29E+06	1,81E+07	3,17E+06	R\$ 342.631.080
TRR [mais provável]	0,034	-	US\$/kg R	2,29E+07	8,83E+06	8,21E+07	4,13E+06	9,79E+07	3,07E+07	1,77E+06	1,40E+07	2,45E+06	R\$ 264.760.380
TRR [pessimista]	0,024	-	US\$/kg R	1,62E+07	6,23E+06	5,79E+07	2,92E+06	6,91E+07	2,17E+07	1,25E+06	9,88E+06	1,73E+06	R\$ 186.889.680

Fonte: Balcazar (2014); Liu et al. (2011)

ANEXO B – INVESTIMENTO INICIAL: GASEIFICAÇÃO

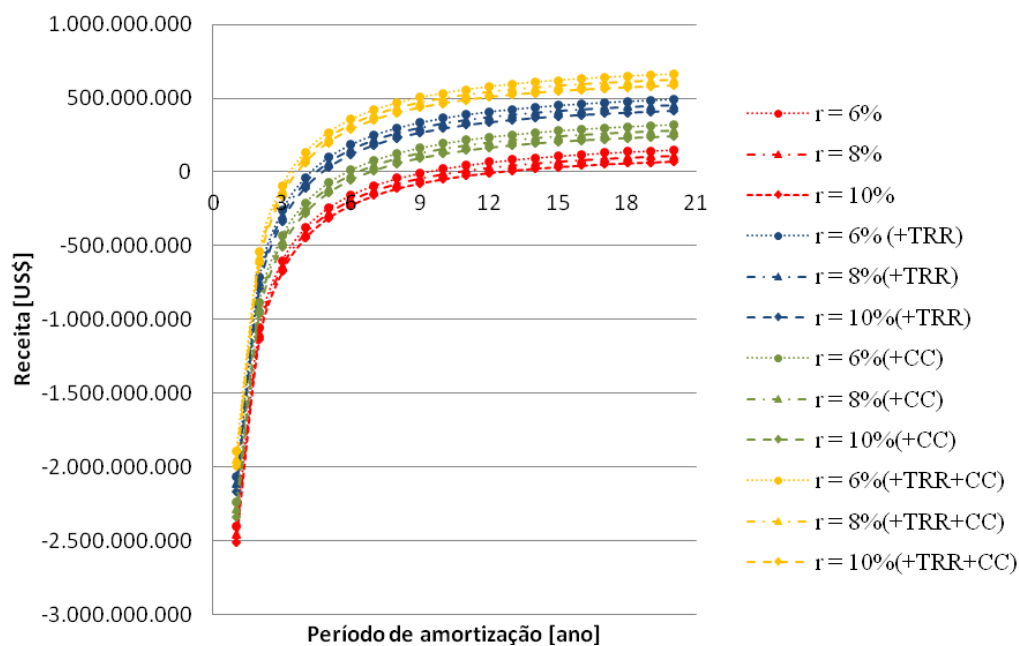
Tabela B.1 – Estimativa de investimento da planta de processamento de resíduos, caso de referência

Conjunto a gás CG2 com transporte (custo total das 9 plantas)											
RM	São Paulo					Campinas		V. Paraíba e L. Norte		-	
cidade	Mauá	S. Parnaíba	Caieiras	Itapevi	São Paulo	Paulínia	Indaiatuba	Tremembé	Cach. Paulis.	Somatória	
Equipamento	unidade	Planta1	Planta2	Planta3	Planta4	Planta5	Planta6	Planta7	Planta8	Planta9	Custos
Turbina a Vapor	US\$	5236100	1446912	25127856	674784	30356064	9678528	288288	4812048	390240	78010820
Conjunto a gás	US\$	22119000	0	58984000	0	73730000	22119000	0	14746000	0	191698000
Incinerador	US\$	120000000	40000000	320000000	40000000	400000000	120000000	40000000	80000000	40000000	1200000000
Caldeira convencional	US\$	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Caldeira de rec.	US\$	7741650	0	20644400	0	25805500	7741650	0	5161100	0	67094300
Caldeira do Inc.	US\$	6000000	2000000	16000000	2000000	20000000	6000000	2000000	4000000	2000000	60000000
Bombas	US\$	1000000	1000000	1000000	1000000	1000000	1000000	1000000	1000000	1000000	9000000
Biodigestor Ter.	US\$	0	7000000	0	7000000	0	0	7000000	0	7000000	28000000
Biodigestor Mes.	US\$	0	5000000	0	5000000	0	0	5000000	0	5000000	20000000
Proc. Compostagem	US\$	0	800000	0	800000	0	0	800000	0	800000	3200000
Trat. dos recicláveis	US\$	385000	385000	385000	385000	385000	385000	385000	385000	385000	3465000
Aterro sanitário	US\$	40000000	40000000	40000000	40000000	40000000	40000000	40000000	40000000	40000000	360000000
Infraestrutura	US\$	60744525	29289573,6	144642376,8	29057935,2	177382969,2	62077253,4	28941986,4	45031244,4	28972572	606140436
Invest. Inicial Total	US\$	263226275	126921485,6	626783632,8	125917719,2	768659533,2	269001431,4	125415274,4	195135392,4	125547812	2626608556

Fonte: Balcazar (2014)

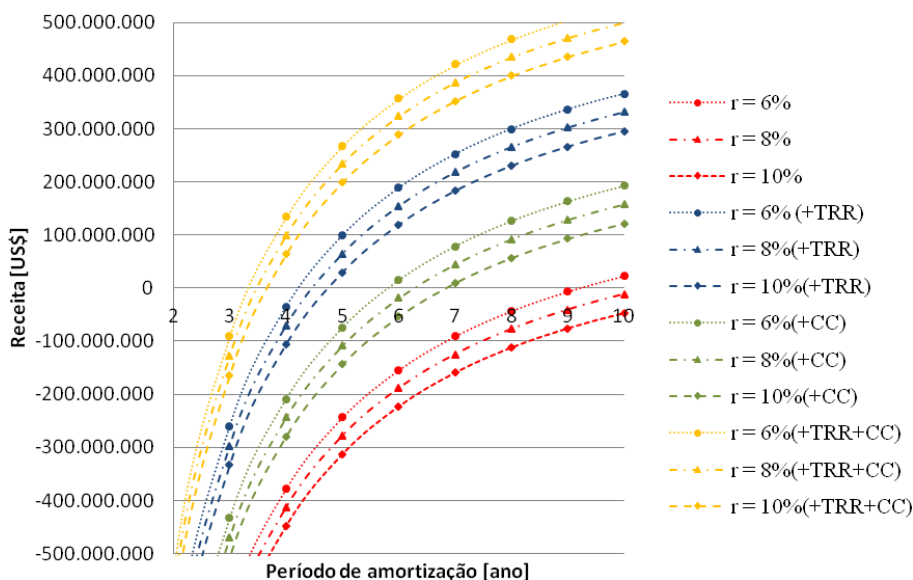
ANEXO C– PAYBACK TRABALHO DE REFERÊNCIA

Figura 1.C – Payback do cenário otimista com o CG2 com transporte.



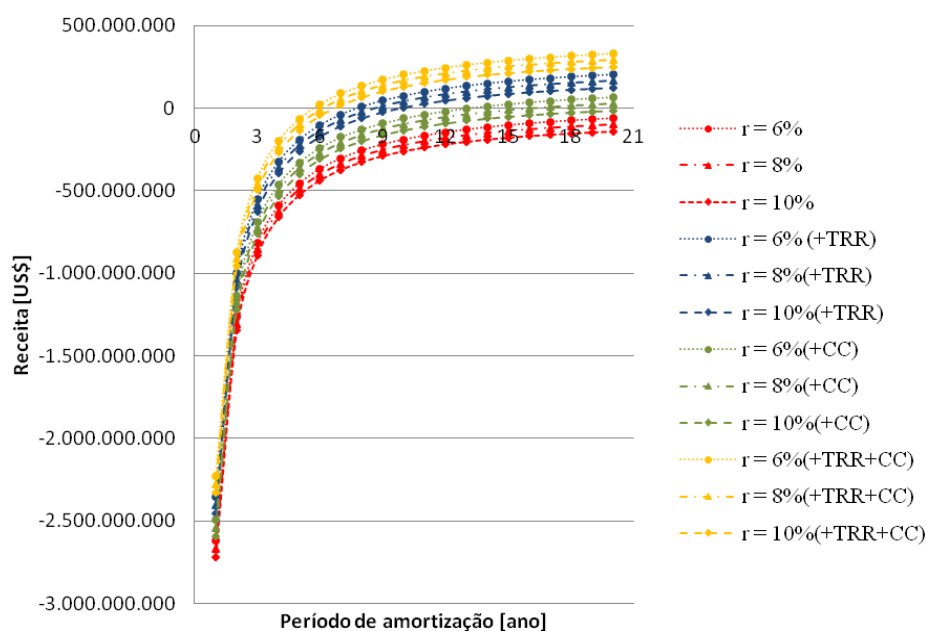
Fonte: Balcazar (2014)

Figura 2.C – Payback do cenário otimista com o CG2 com transporte ampliado.



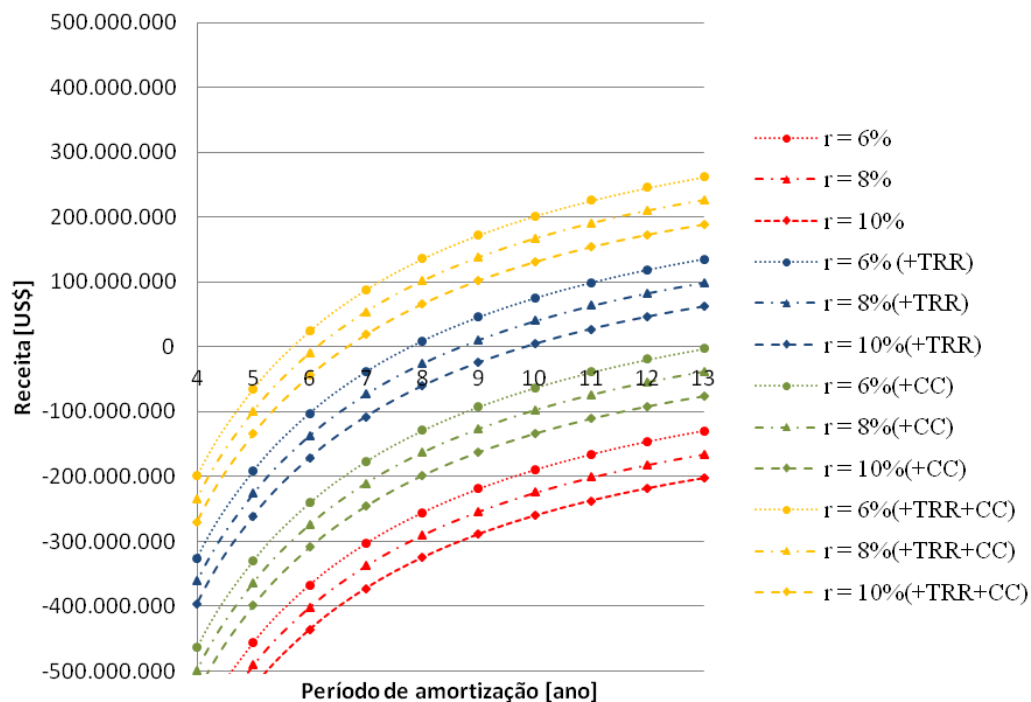
Fonte: Balcazar (2014)

Figura 3.C – Payback do cenário mais provável com o CG2 com transporte.



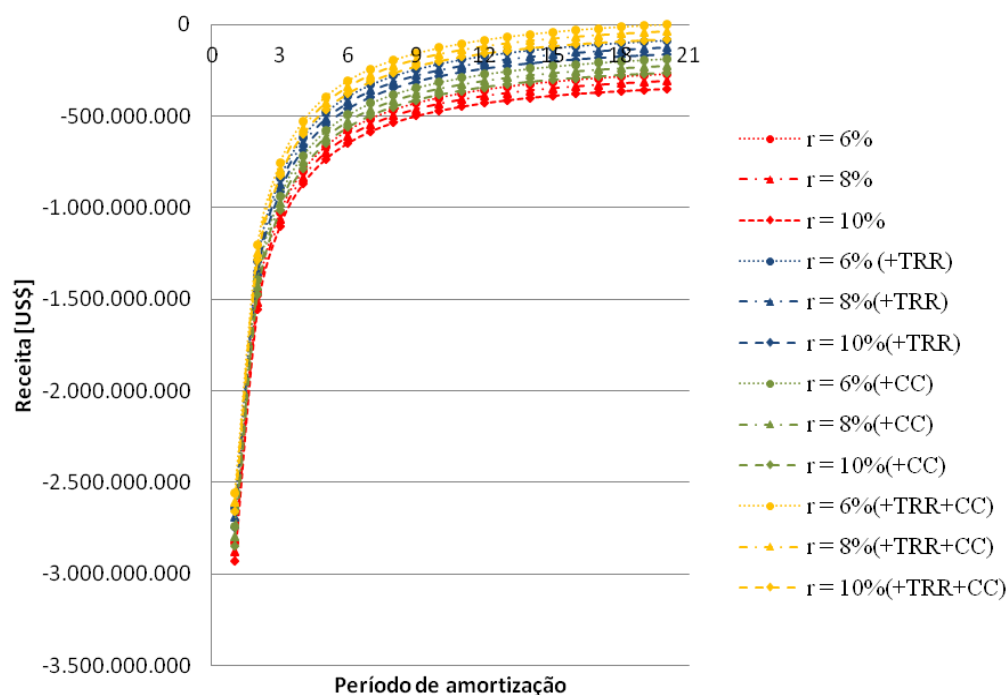
Fonte: Balcazar (2014)

Figura 4.C – Payback do cenário mais provável com o CG2 com transporte ampliado.



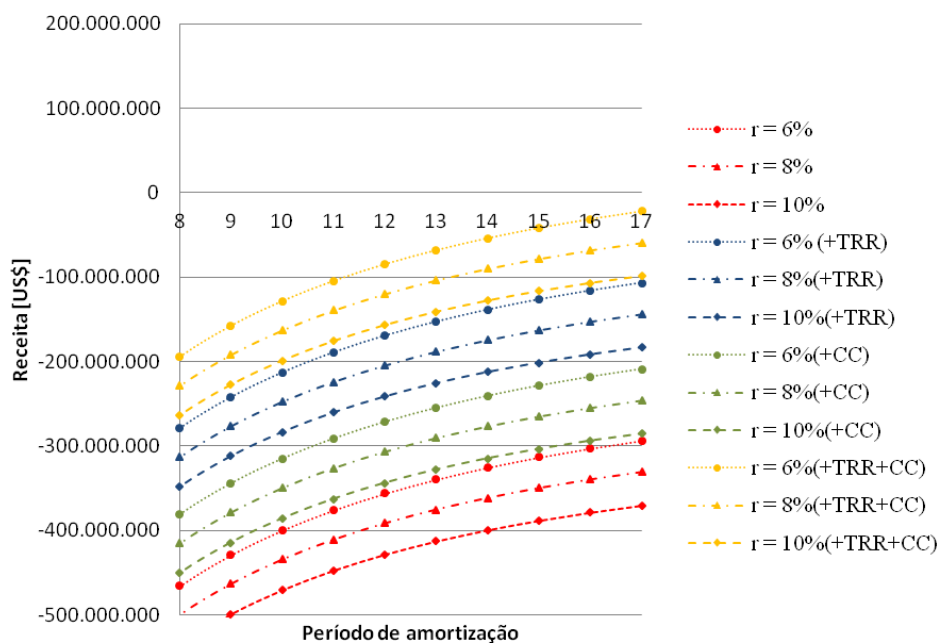
Fonte: Balcazar (2014)

Figura 5.C – *Payback* do cenário pessimista com o CG2 com transporte.



Fonte: Balcazar (2014)

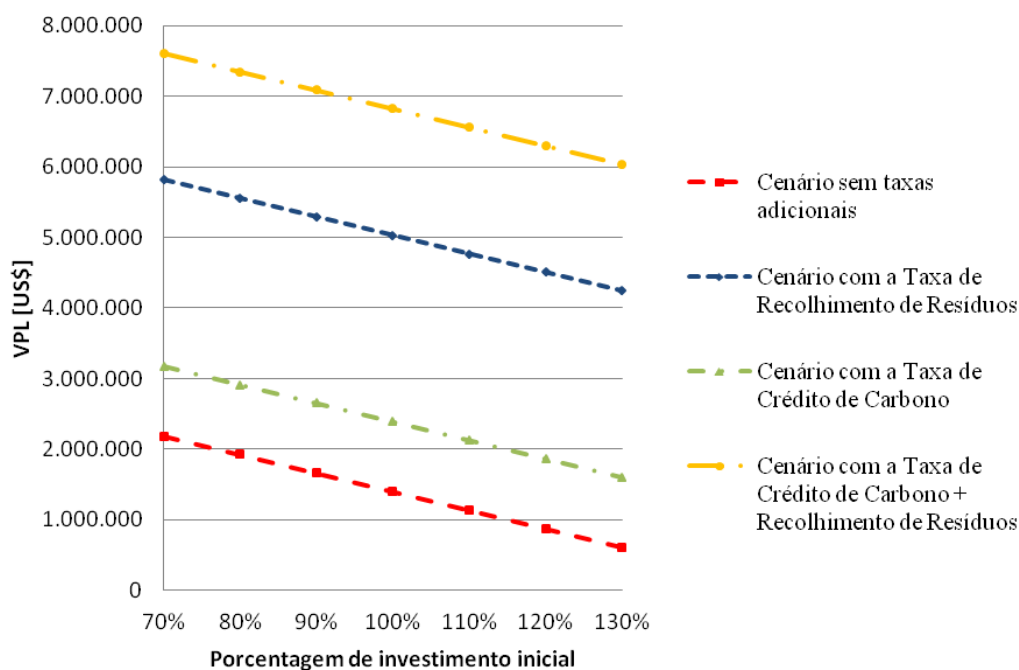
Figura 6.C – *Payback* do cenário pessimista com o CG2 com transporte ampliado.



Fonte: Balcazar (2014)

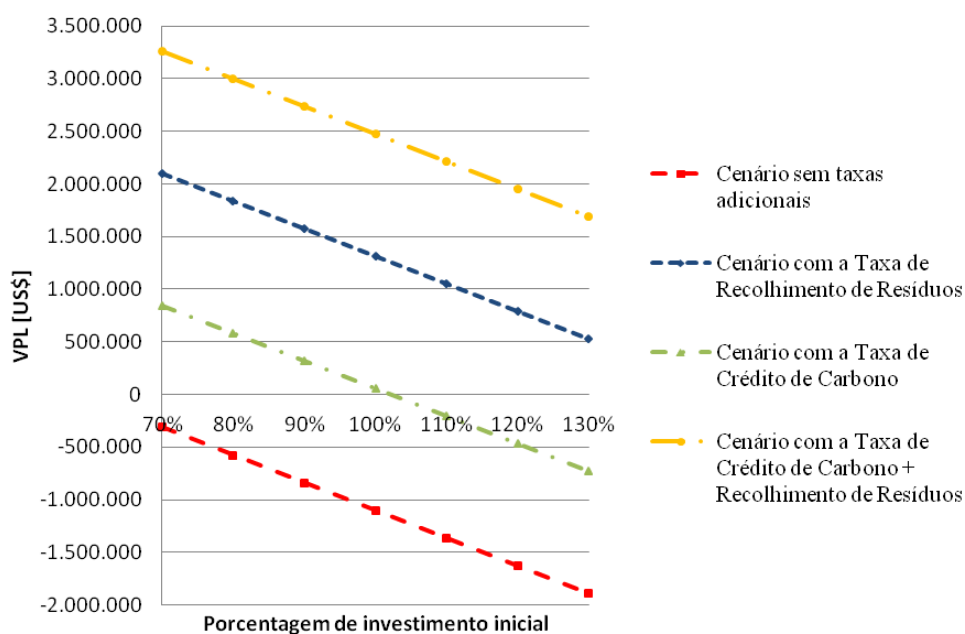
ANEXO D – VPL TRABALHO DE REFERÊNCIA

Figura 1.D – VPL do cenário otimista com o conjunto a gás CG2 com transporte.



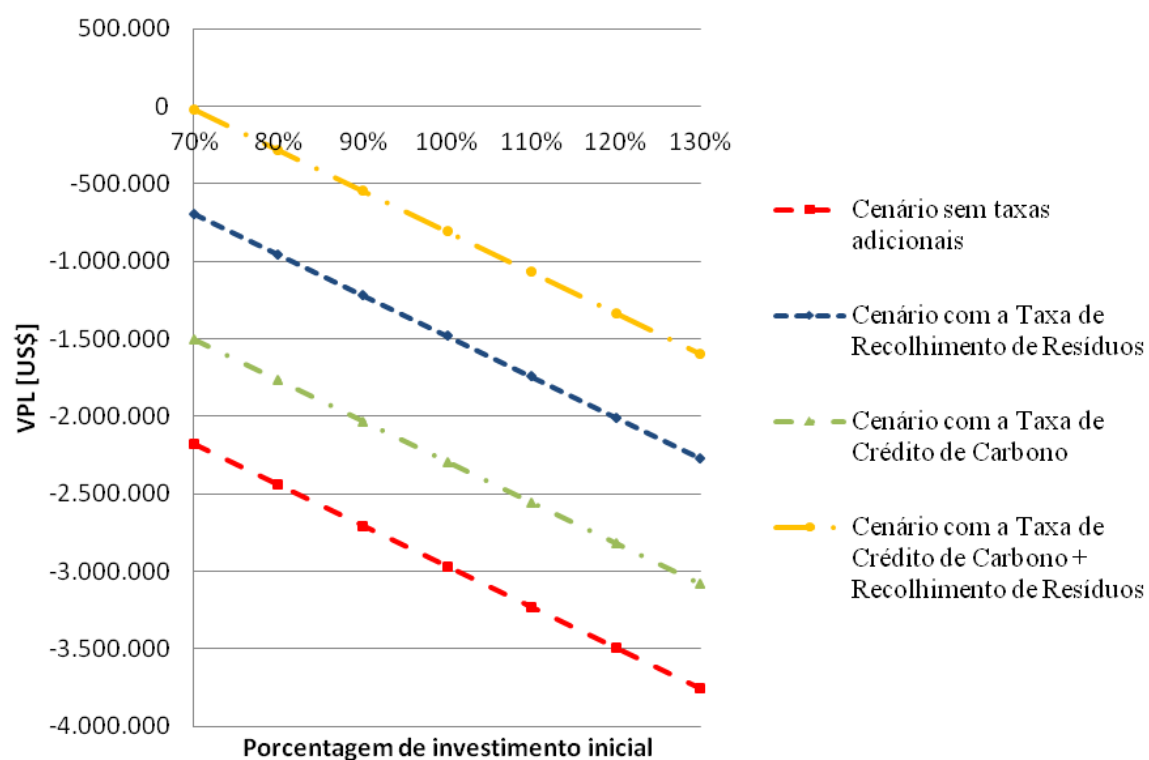
Fonte: Balcazar (2014)

Figura 2.D – VPL do cenário mais provável com o conjunto a gás CG2 com transporte.



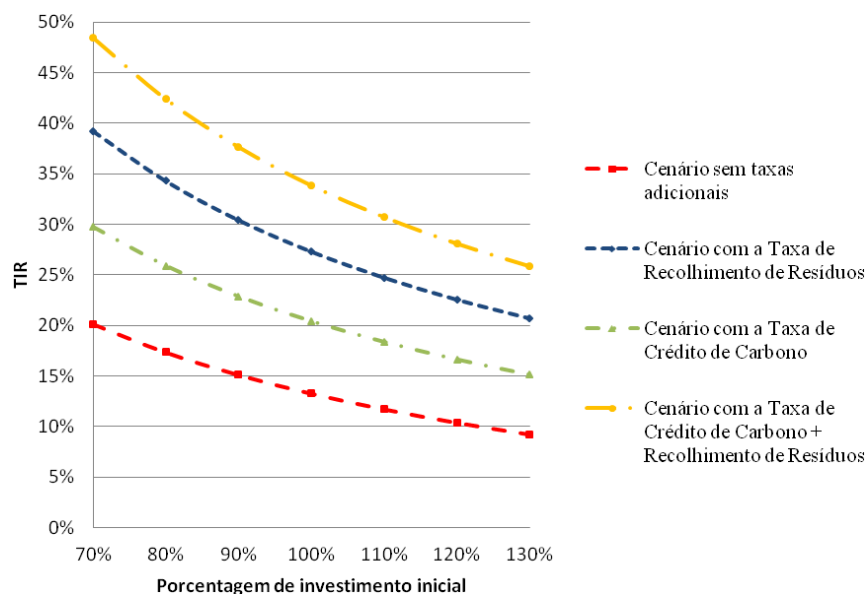
Fonte: Balcazar (2014)

Figura 3.D – VPL do cenário pessimista com o conjunto a gás CG2 com transporte.



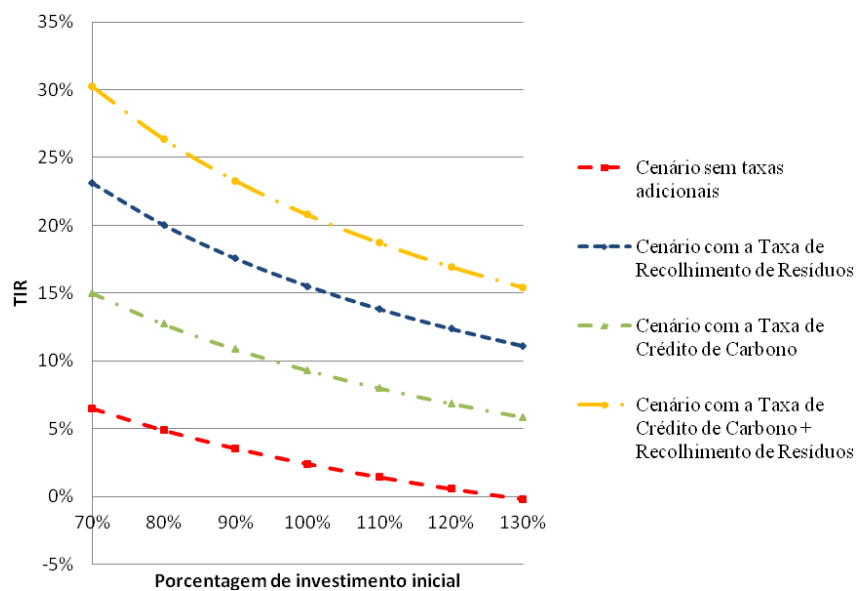
ANEXO E – TIR TRABALHO DE REFERÊNCIA

Figura 1.E – TIR do cenário otimista com o CG2 com transporte ampliado.



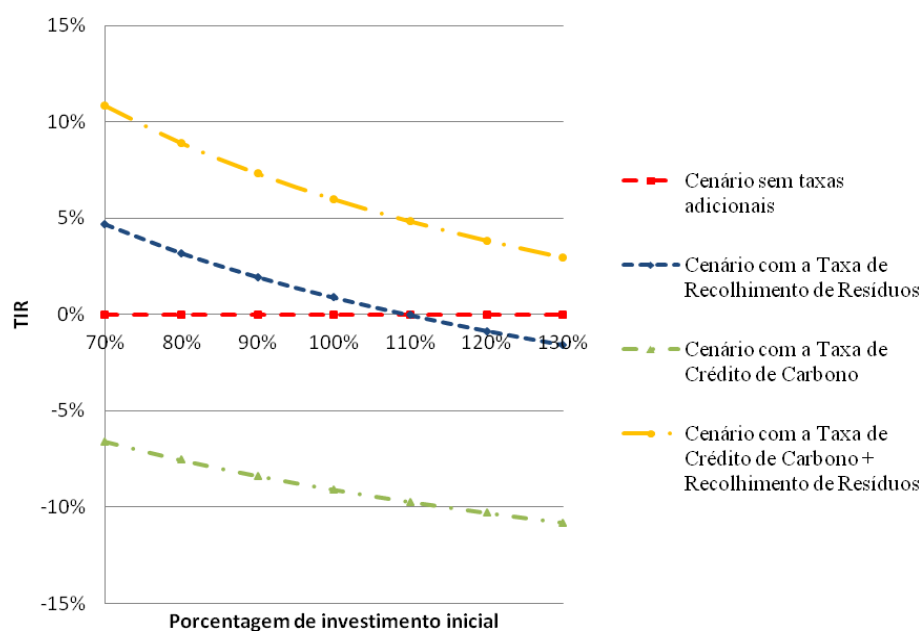
Fonte: Balcazar (2014)

Figura 2.E – TIR do cenário mais provável com o CG2 com transporte ampliado.



Fonte: Balcazar (2014)

Figura 3.E – TIR do cenário pessimista com o CG2 com transporte ampliado.



Fonte: Balcazar (2014)