RENATA SEGANFREDO CAVAIGNAC

Estudo técnico-econômico e ambiental de processo de purificação de biogás com aminas

São Paulo 2021

RENATA SEGANFREDO CAVAIGNAC

Estudo técnico-econômico e ambiental de processo de purificação de biogás com aminas

Versão corrigida

Dissertação apresentada à Escola Politécnica da Universidade de São Paulo para obtenção do título de Mestre em Ciências.

Área de Concentração: Engenharia Química

Orientador: Prof. Dr. Roberto Guardani

São Paulo 2021 Autorizo a reprodução e divulgação total ou parcial deste trabalho, por qualquer meio convencional ou eletrônico, para fins de estudo e pesquisa, desde que citada a fonte.

Este exemplar foi revisado e corrigido em relação à versão original, sob responsabilidade única do autor e com anuência de seu orientador.					
São Paulo, 31 de agosto de 2021					
Assinatura do autor: <u>CAVAIGNAC:03987435178</u> Assinatura do orientador: <u>CAVAIGNAC:03987435178</u> Assinatura do orientador: <u>CAVAIGNAC:03987435178</u>					

Catalogação na publicação

Cavaignac, Renata Seganfredo
Estudo técnico-econômico e ambiental de processo de purificação de biogás com aminas / R. S. Cavaignac – versão corrigida – São Paulo, 2021. 89 p.
Dissertação (Mestrado) - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Departamento de Engenharia Química
1. Purificação de biogás 2. Biometano 3. Resíduos sólidos urbanos
4. Biocombustível de transporte 5. Avaliação técnico-econômica e ambiental
6. Absorção química. Universidade de São Paulo. Escola Politécnica. Departamento de Engenharia Química II.t.

Nome: CAVAIGNAC, Renata S.

Título: Estudo técnico-econômico e ambiental de processo de purificação de biogás com aminas

Dissertação apresentada à Escola Politécnica da Universidade de São Paulo para obtenção do título de Mestre em Ciências.

Aprovado em:

Banca Examinadora

Prof. Dr. Roberto Guardani Instituição Universidade de São Paulo (USP) Julgamento Aprovado

Prof. Dr. Newton Libânio Ferreira Instituição Centro Universitário FEI Julgamento Aprovado

Prof. Dr. Dirceu Noriler Instituição Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP) Julgamento Aprovado

AGRADECIMENTOS

Ao meu pai Antonio, mãe Denise, irmã Fernanda e avó Regina, por me ajudarem a enfrentar diariamente os desafios postos à minha frente e nos momentos de fraqueza nunca deixaram de acreditar em mim.

Ao meu orientador Prof. Dr. Roberto Guardani e ao Prof. Dr. Newton Libânio Ferreira, por me auxiliarem no desenvolvimento deste projeto através de seus ensinamentos e sugestões de melhorias, além de confiarem na minha capacidade.

Aos meus amigos e familiares que me incentivaram com palavras e gestos de carinho para alcançar os meus sonhos. Em especial, à Meire, Lola, Chico, Tallys, Kaccnny, Rafael, Mariana, Maria, Igor e João, por tornarem essa trajetória em São Paulo mais leve. À Fabia, Steffany, Alexander e Patrícia por compartilharem momentos de descontração, dividirem cafezinhos, reuniões e se tornarem a minha família de laboratório.

A todos meus professores do programa do Departamento de Engenharia Química da Poli-USP pelos ensinamentos e atenção nas disciplinas administradas. A toda a equipe de funcionários do PQI pela gentileza e apoio no setor.

RESUMO

Os aumentos nos preços e consumo de combustíveis fósseis contribuem para a competitividade do biometano no setor energético. No Brasil, os sistemas de purificação de biogás possuem elevada relevância, uma vez que conduzem ao uso de biocombustíveis para transportes. Dessa forma, é importante a recuperação energética a partir de resíduos sólidos urbanos (RSU) devido à alta carga de matéria orgânica presente e a possibilidade de mitigação do aterramento sanitário. O processo de purificação de biogás por absorção consiste na captura de gases ácidos (CO₂, H₂S), minimizando emissões de gases de efeito estufa para a atmosfera e promovendo aumento do poder calorífico do produto final de interesse. Entre as rotas tecnológicas consolidadas, a absorção com aminas resulta em baixa perda de metano no processo e alta pureza do produto. Este estudo consiste na avaliação técnico-econômica e ambiental de processo de purificação de biogás a partir de resíduos sólidos urbanos com as aminas diglicolamina e metildietanolamina com dietanolamina. Além disso, modificações nos processos são realizadas visando à diminuição dos custos de investimento e operacionais. As simulações foram realizadas no software Aspen Plus, em que foram avaliadas variáveis como pressão, taxa de circulação do solvente, quantidade de energia requerida no refervedor e poder calorífico para atender as especificações do produto. Os resultados indicaram uma rota mais eficiente para o solvente diglicolamina, com as modificações de resfriamento interno da coluna absorvedora e de recompressão da corrente de fundo da coluna regeneradora. Os processos apresentaram atratividade financeira, com uma remoção de 99% de dióxido de carbono e fração molar de 91% de CH₄ no biometano. O valor presente líquido (VPL) foi calculado para ambos os casos e modificações na configuração do solvente DGA, em condições economicamente viáveis, considerando um preço do biometano de 0,38 US\$/Nm³. A configuração de recompressão da corrente de fundo da coluna regeneradora indicou a melhor taxa interna de retorno (TIR), igual a 23%. O cenário ambiental, com a Avaliação de Ciclo de Vida mediante a ferramenta RenovaCalc (RenovaBio), estima uma redução de aproximadamente 95% nas emissões de CO₂ equivalente para o uso do biometano quando comparado a combustíveis fósseis.

Palavras-chave: Purificação de biogás. Biometano. Resíduos sólidos urbanos. Biocombustível de transporte. Avaliação técnico-econômica e ambiental. Absorção química.

ABSTRACT

The increase in prices and consumption of conventional fuels can contribute to the competitiveness of biomethane in the energy sector. In Brazil, biogas upgrading systems present large interest as an alternative to provide renewable gaseous transport fuels. Hence, energy recovery from municipal solid waste (MSW) is a relevant topic due to the high content of organic matter and the possibility to mitigate national disposal in landfills. Biogas upgrading by scrubbing involves acid gases (CO₂, H₂S) capture, and thus provides air pollution mitigation and heat of combustion increase in the final product. Among the technically feasible routes, amine scrubbing is applied due to its relatively low methane loss and the ability to produce a renewable methane-enriched product. This study evaluates techno-economic and environmental biogas upgrading processes from municipal solid waste via amine scrubbing, using diglycolamine and methyldiethanolamine with diethanolamine as solvents. Simulations were carried out using Aspen Plus, in which process variables such as pressure, solvent circulation rate, reboiler duty, and heating value were evaluated for different process conditions, with the restriction to attend product regulatory specifications. Furthermore, process modifications were analysed for capital and operational expenditure reductions The results indicated an efficient route for diglycolamine solvent, with process modifications involving intercooling absorption and lean vapor compression. The processes showed economic attractiveness, with 99% carbon dioxide removal and up to 91% methane mole fraction in the biomethane product. The net present value (NPV) was estimated for both cases and DGA modifications, under economically feasible conditions, considering a biomethane price of 0.38 US\$/Nm³. The lean vapor compression configuration resulted in the best internal rate of return, equal to 23%. The environmental evaluation based on Life Cycle Analysis (LCA) estimates a reduction of ca. 95% in CO₂ equivalent emissions for biomethane compared with fossil fuels.

Keywords: Biogas upgrading. Biomethane. Municipal solid waste. Renewable transport fuel. Techno-economic and environmental evaluation. Chemical absorption.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Diagrama de processo da tecnologia de absorção com água

Figura 2 - Diagrama de processo da tecnologia PSA

Figura 3 - Diagrama de processo da tecnologia de absorção com solvente orgânico

Figura 4 - Diagrama de processo da tecnologia por separação por membranas

Figura 5 - Diagrama de processo da tecnologia por absorção química com aminas

Figura 6 - Modificações no caso convencional de purificação com aminas baseados em: (a) resfriamento interno na coluna absorvedora (ICA), (b) recompressão da corrente do fundo da coluna regeneradora (LVC)

Figura 7 – Diagramas de processo de purificação de biogás com aminas baseados em: (a) convencional e resfriamento interno na coluna absorvedora (ICA), (b) recompressão da corrente do fundo da coluna regeneradora (LVC)

Figura 8 - Perfil de temperatura na coluna absorvedora do processo convencional com os solventes: (a) DGA. (b) MDEA-DEA

Figura 9 - Taxa de carregamento (loading) de CO₂ na coluna absorvedora com os solventes: (a) DGA (b) MDEA-DEA.

Figura 10 - Perfil na coluna absorvedora do processo convencional e com a modificação de resfriamento interno. (a) Temperatura (b) Taxa de carregamento de CO₂ (base molar) Figura 11 – Influência da pressão de operação do vaso flash no valor presente líquido da planta e na redução do trabalho equivalente

Figura 12 – Resultados econômicos para os processos: (a) CAPEX (b) OPEX

Figura 13 - Valor presente acumulado para os processos no decorrer do tempo de operação

LISTA DE TABELAS

- Tabela 1 Aspectos gerais das tecnologias convencionais de purificação de biogás
- Tabela 2 Itens de consumo em plantas de purificação com aminas
- Tabela 3 Modelos usados na literatura para o equilíbrio de solubilidade do solvente DGA
- Tabela 4 Modelos usados na literatura para o equilíbrio de solubilidade do solvente MDEA-DEA
- Tabela 5 Reações químicas nos sistemas de MDEA-DEA e DGA
- Tabela 6 Especificações de projeto para análise de sensibilidade
- Tabela 7 Parâmetros de projeto dos materiais de empacotamento
- Tabela 8 Custos adicionais para o método de internalização
- Tabela 9 Fatores de multiplicação para estimação dos Custos Operacionais
- Tabela 10 Fatores de caracterização de gases causadores do efeito estufa
- Tabela 11 Variação da razão mássica líquido/gás com a pressão na coluna absorvedora
- Tabela 12 Taxa de calor necessário no refervedor da regeneradora
- Tabela 13 Valores típicos de taxa de calor requerido para aminas.
- Tabela 14 Resultados obtidos para a taxa de calor necessária para a dessorção de aminas
- Tabela 15 Resultados em fração mássica das correntes de biogás e biometano
- Tabela 16 Poder calorífico do biogás e do biometano
- Tabela 17 Resultados do resfriamento interno da coluna absorvedora no processo DGA
- Tabela 18 Resultados da recompressão da corrente de fundo da regeneradora no processo DGA
- Tabela 19 Resultados ambientais com o uso da ferramenta RenovaCalc
- Tabela 20 Comparativo entre a rota credenciada pelo RenovaBio e os processos analisados

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ABNT	Associação Brasileira de Normas Técnicas
ABRELPE	Associação Brasileira de Empresas de Limpeza Pública e Resíduos
ACV	Avaliação do Ciclo de Vida
ANEEL	Agência Nacional de Energia Elétrica
ANP	Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis
AspenPlus	Software da Aspen Tech, Massachusetts, USA
С	Elemento carbono
CBIO	Créditos de descarbonização
CNPE	Conselho Nacional de Política Energética
DEA	Dietanolamina
DGA	Diglicolamina
ELECNRTL	Modelo termodinâmico eletrolítico
EPE	Empresa de Pesquisa Energética
F	Fluxo de caixa
FOB	Free on board
GNV	Gás natural veicular
GWP	Fator de aquecimento global
Н	Elemento hidrogênio
i	Número de anos
ICA	Resfriamento interno da coluna absorvedora
IPCC	Painel Intergovernamental de Mudanças Climáticas
k	Taxa de desconto
LandGEM	Modelo de emissões de gases de aterros
L/G	Razão líquido-gás na coluna absorvedora
LVC	Recompressão do fundo da corrente da coluna regeneradora
MDEA-DEA	Metildietanolamina-dietanolamina
MEA	Monoetanolamina
MME	Ministério de Minas e Energia
Ν	Elemento nitrogênio
n	Expoente de custo
η	Eficiência da turbina

Elemento oxigênio		
Política Nacional de Resíduos Sólidos		
Projeto Brasil-Alemanha de Fomento ao Aproveitamento Energético de		
Biogás no Brasil		
Adsorção por pressão		
Colunas de separação de não-equilíbrio		
Política Nacional de Biocombustíveis		
Calculadora da Política Nacional de Biocombustíveis		
Resíduos Sólidos Urbanos		
Elemento enxofre		
Valor presente líquido		
Agência de Proteção Ambiental dos Estados Unidos		

LISTA DE SÍMBOLOS

Aa	Atribuição do equipamento com efeito da capacidade, [kW ou m ² ou m ³];
Ab	Atribuição do equipamento sem ajuste capacidade, [kW ou m ² ou m ³]
$\alpha_{\rm CO2}$	Equilíbrio de solubilidade
Ca	Custo ajustado de equipamento para efeito da capacidade, [US\$]
C _b	Custo de compra do equipamento sem ajuste da capacidade, [US\$]
Col	Custos de mão de obra, [US\$]
Cp ₂₀₀₁	Custo de compra do equipamento para o ano de 2001, [US\$]
Cp ₂₀₁₈	Custo ajustado para equipamento no ano 2018, [US\$]
C _{RM}	Custos de matéria-prima, [US\$]
C_{UT}	Custos de utilidades, [US\$]
C_{WT}	Custos de tratamento de resíduos, [US\$]
CAPEX	Custo de investimento, [US\$ ou US\$/Nm ³ biogás entrada/dia]
CEPCI ₂₀₀₁	Índice de custo para plantas de produção para o ano de 2001, [US\$]
CEPCI ₂₀₁₈	Índice de custo para plantas de produção para o ano de 2001, [US\$]
COM	Custos operacionais de manufatura, [US\$]
$d_k SL$	Método de depreciação linear, [US\$]
FCI	Custos fixos de investimento, [US\$]
k _H	Constante de Henry
OPEX	Custo operacional, [US\$]
Ø	Coeficiente de fugacidade
Ø _{CO2}	Coeficiente de fugacidade do dióxido de carbono
pco2	Pressão de vapor do dióxido de carbono
P _{ABS}	Pressão de absorção, [bar]
P _{DES}	Pressão de dessorção, [bar]
PFLASH	Pressão no vaso flash, [bar]
PCS	Poder calorífico superior, [kcal/kg]
Q^{\cdot}_{REF}	Taxa de calor no refervedor, [kW ou BTU/US gal]
T_{frio}	Temperatura de vapor condensado em uma turbina [K]
Tquente	Temperatura de vapor no refervedor [K]
TIR	Taxa interna de retorno [%]
X _{CO2}	Fração molar do dióxido de carbono, [0 a 1]
wt	Porcentagem mássica, [%]

W _{bombas}	Trabalho total das bombas [kW]
W _{compr}	Trabalho total dos compressores [kW]
W_{eq}	Trabalho termodinâmico equivalente [kW ou kJ/kg CO2]
γ	Coeficiente de atividade
γco2	Coeficiente de atividade do dióxido de carbono

SUMÁRIO

1.	INT	roi	DUÇÃO	16
2.	OB	JETI	VO	18
	2.1.	Obj	etivo geral	18
	2.2.	Obj	etivos específicos	18
3.	RE	VISÃ	O BIBLIOGRÁFICA	19
	3.1.	Leg	islação vigente no Brasil	19
	3.1.	1.	Caso base: estudos energéticos	19
	3.2.	Tec	nologias para purificação de biogás	21
	3.2.	1.	Absorção com água	21
	3.2.	2.	Adsorção por pressão	22
	3.2.	3.	Absorção com solvente orgânico	23
	3.2.	4.	Separação por membranas	24
	3.2.	.5 A	Absorção com reações químicas com aminas	25
	3.3.	Con	nparativo das tecnologias de purificação de biogás	26
	3.4.	Moo	dificações no processo convencional de purificação com aminas	28
	3.4.	1.	Resfriamento interno na coluna absorvedora	29
	3.4.	2.	Recompressão da corrente do fundo da coluna regeneradora	30
	3.5.	Pro	priedades químicas e físicas do sistema	30
	3.5.	1.	Seletividade da amina	30
	3.5.	.2.	Modelagem do equilíbrio gás-líquido	31
	3.5.	.3.	Reações químicas	33
4.	ME	TOD	OLOGIA	34
	4.1. M	Iodela	agem e simulação do processo	34
	4.2. E	studo	de sensibilidade	37
	4.3. D	etern	ninação do poder calorífico	38
	4.4.	Aná	lise energética	38
	4.5.	Ava	liação econômica	39
	4.5.	1.	Custos de investimento	39
	4.5.	2.	Custos operacionais	40
	4.5.	.3.	Rentabilidade	42
	4.6.	Ava	liação ambiental	43
5.	RE	SULI	TADOS E DISCUSSÃO	45
	5.4.	Aná	lise das simulações	45
	5.4.	1.	Influência da pressão de absorção na temperatura da coluna	45

5.4.2.	5.4.2. Influência da razão mássica líquido/gás na absorvedora na taxa de carregamen	
de CO ₂		46
5.4.3.	Influência da pressão de dessorção na demanda de energia pelo processo	47
5.4.4.	Poder calorífico	49
5.4.5.	Influência do Resfriamento interno na coluna absorvedora	50
5.4.6.	Influência da Recompressão da corrente de fundo na coluna regeneradora	52
5.5. Aná	ílise econômica	54
5.6. Ana	ílise Ambiental	57
6. CONCL	USÕES E RECOMENDAÇÕES	60
7. REFER	ÊNCIAS	62
APÊNDICE	A: Diagramas de processos e Resultados das simulações no AspenPlus	69
APÊNDICE	B: Resultados de Avaliação Econômica	77
APÊNDICE	C: Resultados com a ferramenta Renovacalc	85

1. INTRODUÇÃO

A demanda por recursos energéticos para a produção de bens, iniciada com o desenvolvimento industrial em meados do século XVIII, promoveu o crescimento da utilização de recursos não renováveis, como o carvão mineral e os derivados do petróleo. Atualmente, os efeitos provocados pelas emissões de gases do efeito estufa em atividades de transporte e geração de energia promovem importantes discussões de opinião científica e governamental no Brasil, com abordagens significativas para os estudos de recursos renováveis como alternativas energéticas para a matriz do setor. A viabilidade do uso de tecnologias de purificação de biogás a biometano notabiliza a importância de transformação de um passivo ambiental em um ativo energético. A fim de melhorar os processos de purificação, softwares de simulação são ferramentas importantes para estender a análise de uma planta em uma projeção de escala real.

O biogás é constituído por metano (CH₄), dióxido de carbono (CO₂), vapor d'água e outros gases, que variam de acordo com o material orgânico decomposto e com as condições em que ocorrem as suas reações de formação. Segundo Amigun e Blottnitz (2010), a tecnologia de produção e utilização de biogás tem viabilidade, alto valor agregado, além de não apresentar elevadas complexidades construtivas e gerenciais. A potencialidade do biogás é inferida mediante a sua purificação a biometano, apresentando um aumento do poder calorífico. (SALOMON, 2007; VELOSO E SILVA, 2009).

De acordo com sua origem, os substratos de biogás são divididos em três classes: agricultura, indústria e aterro ou plantas de tratamento de esgoto. No Brasil, a agricultura é o principal setor da fonte de substrato utilizada na produção de biogás na biodigestão, representando 80% das usinas em operação. No entanto, isso constitui apenas 12% da contribuição de volume total. Enquanto os resíduos sólidos urbanos ou efluentes de estações de tratamento de esgoto, cuja representação é de 8% das usinas em operação, são responsáveis por 76% da produção de biogás no país (CIBIOGÁS, 2020).

A obtenção de gases combustíveis como o biometano é uma realidade em diversos países, sendo o processo anaeróbico de decomposição de material orgânico em aterros sanitários considerado uma das rotas de geração. Wellinger et al. (2013), e Yang et al. (2014), apresentam uma estimativa da quantidade de CO_2 e CH_4 no biogás (25-47% e 30-65% em volume, respectivamente, para o gás de aterro sanitário). Rasi et. al. (2007), corrobora a faixa de valores exibida na composição do biogás e indica outros componentes, como nitrogênio (N₂), oxigênio (O₂), sulfeto de hidrogênio (H₂S) e compostos aromáticos. As considerações sobre

componentes traços são de suma importância uma vez que provocam impactos ambientais como a depleção de ozônio, efeito estufa e a redução na qualidade do ar local.

No Brasil, as regras de controle de qualidade e especificação do biometano proveniente de aterros sanitários são estabelecidas pela Resolução da Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis - ANP nº 685/2017 (ANP, 2017). O aterramento de resíduos sólidos ainda é a prática mais comum para disposição final de resíduos (LINO; ISMAIL, 2012). Contudo, a emissão incontrolada de gases gerados através dessa atividade é um problema relevante que precisa ser mitigado atualmente.

De acordo com a Política Nacional de Resíduos Sólidos (PNRS), os resíduos sólidos urbanos (RSU) são classificados como lixo residencial e comercial proveniente de áreas urbanas. Em 2017, o Brasil gerou 78,4 milhões de toneladas de resíduos sólidos urbanos, o que representa um aumento de 1% em relação ao ano anterior. A Associação Brasileira de Empresas de Limpeza Pública e Resíduos - ABRELPE indica um alto índice de cobertura de coleta, em 91,2% da sua totalidade (71,6 milhões de toneladas coletadas). Contudo, em relação à disposição final dos RSU coletados, somente 42,3 milhões (ou 59,1%) de toneladas foram depositadas em aterros sanitários. Desse total, 51,4% correspondem à matéria orgânica em sua composição, o que permite o tratamento anaeróbio e, consequentemente, a geração de biogás e energia (ABRELPE, 2017).

Atualmente, cerca de 40% dos municípios brasileiros destinam RSU a aterros sanitários (ABRELPE, 2017). As aplicabilidades do aterramento a médio e longo prazo apresentam riscos e limitações significativas, como emissões difusas de metano na atmosfera, produção de chorume (lixiviado) e desvalorização de zonas urbanas. De tal modo, políticas públicas buscam consolidar a viabilização da geração de biogás em aterros e, consequentemente, a valorização energética do biometano.

Assim, a Política Nacional de Biocombustíveis (RenovaBio) dispõe de mecanismos de avaliação de ciclo de vida para determinação da eficiência energética e reduções de emissões de gases do efeito estufa na produção, comercialização e no uso de biocombustíveis (PLANALTO CENTRAL DO GOVERNO FEDERAL, 2017). Dessa forma, a Lei n° 13.576/2017 visa à gradual descarbonização da matriz energética brasileira a curto, médio e longo prazos. Por conseguinte, possui ampla contribuição socioeconômica e ambiental baseada nos compromissos estratégicos do Acordo de Paris para aumento de participação de biocombustíveis no mercado até aproximadamente 18% até 2030 (ANP, 2017).

2. OBJETIVO

2.1. Objetivo geral

O objetivo deste estudo é elaborar um estudo técnico-econômico e ambiental do processo de purificação de biogás com a tecnologia de absorção com aminas mediante síntese de processos, simulações computacionais e desempenho ambiental.

2.2. Objetivos específicos

- Definir os fluxogramas de diferentes alternativas de processo de purificação de biogás e os balanços de massa e energia dos mesmos, via simulações (utilizando o simulador Aspen Plus V 9.0). (Aspen Tech, Massachusetts, USA).
- Comparar as alternativas consideradas, com base na sua viabilidade técnica e econômica.
- Avaliar ambientalmente as alternativas consideradas, mediante o uso da ferramenta Renovacalc (RenovaBio) para determinação da quantidade de CO₂ equivalente evitada em emissões anuais para a atmosfera.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1. Legislação vigente no Brasil

3.1.1. Caso base: estudos energéticos

De acordo com a Empresa de Pesquisa Energética - EPE (2018), o estudo de economicidade de aproveitamento de resíduos sólidos no Brasil aborda decisões de investimentos vinculadas ao maior aproveitamento energético das unidades de produção. Em primeira análise, as notas técnicas DEA 16/14 e 18/14 intituladas "Economicidade e Competitividade do Aproveitamento Energético dos Resíduos Sólidos Urbanos" e "Inventário Energético dos Resíduos Sólidos Urbanos" e atuam como diretrizes para o estudo do ano de 2018. É importante salientar que as notas técnicas avaliaram a disponibilidade e caracterização dos resíduos sólidos urbanos e, naquele momento, já indicavam a competitividade do biometano como biocombustível para a matriz do setor.

Os estudos energéticos apontam a regulamentação da Agência Nacional de Energia Elétrica-ANEEL para definição das regras de comercialização com a venda para o mercado elétrico. Assim, a monetização via biometano, em complementariedade ao gás natural, abrange mercados de gás canalizado, residencial, industrial e veicular. A forma de uso veicular do biometano concorre com combustíveis tradicionais como o diesel e a gasolina. Destaca-se que as regulamentações vigentes em 2014 ainda não controlavam a qualidade e especificação do biometano oriundo de aterros sanitários destinado ao uso veicular e às instalações residenciais, industriais e comerciais. Todavia, a partir de 2017, coube à resolução ANP N° 685/2017 incluir essa especificação dentro do cenário brasileiro.

3.1.2. RenovaBio

A Lei n° 13.576/2017 dispõe sobre a Política Nacional de Biocombustíveis (RenovaBio) com ampla contribuição para o cumprimento pelo Brasil no Acordo de Paris, expandindo a matriz energética de biocombustíveis e assegurando a previsibilidade no mercado (ANP, 2017). Segundo o Art. 1°, § 2°, a Política Nacional de Biocombustíveis (RenovaBio) aborda mecanismos de avaliação de ciclo de vida para uma adequada contribuição de eficiência energética e redução de emissões de gases do efeito estufa.

De acordo com a Associação Brasileira de Normas Técnicas - ABNT, o conceito de Ciclo de Vida é definido como o "conjunto de estágios consecutivos e encadeados de um sistema de produto, desde a aquisição da matéria-prima ou sua geração a partir de recursos naturais até a disposição final" (ABNT, 2009a). Portanto, para avaliar o ciclo de vida é necessário quantificar todas as entradas, saídas e os impactos ambientais do processo/produto ao longo do ciclo de sua vida.

O RenovaBio estabelece metas a longo prazo para promover a previsibilidade do negócio e análises de investimentos com menores incertezas. A Resolução CNPE n° 15 define as metas nacionais de redução de emissões para a matriz de combustíveis (MME, 2019). Concomitantemente, a Resolução ANP n° 791/2019 permite o desdobramento de metas nacionais em metas individuais a cada ano conforme a participação da distribuidora de combustíveis no mercado (ANP, 2019). De acordo com as propostas estabelecidas, a certificação da produção de biocombustíveis atribui uma nota para cada produtor e importador de biocombustível mediante um fator inversamente proporcional à intensidade de carbono emitida naquele processo. A nota é referente ao somatório das emissões, resultando na unidade de impacto 'g de CO₂ equivalente/MJ', de tal forma que é mensurada através da diferença da quantidade especificada de gases de efeito estufa no uso do seu substituto fóssil e da quantidade medida no processo do biocombustível.

A Resolução ANP n° 758/2018 regulamenta a certificação da produção ou importação eficiente de biocombustíveis, assim como o credenciamento de firmas inspetoras (ANP, 2018). É importante salientar que é necessária uma prévia certificação através das firmas inspetoras credenciadas para a adesão do produtor e/ou importador de biocombustíveis ao programa RenovaBio, a qual inclui uma Nota de Eficiência Energético-Ambiental. Uma vez que a certificação pela firma inspetora encontra-se estabelecida, as distribuidoras de combustíveis devem cumprir as metas individuais estabelecidas pela ANP, por meio da compra de Créditos de Descarbonização (CBIOs), ativo financeiro negociável em bolsa e Nota de Eficiência Energético-Ambiental. Sabe-se que o valor de 1 CBIO corresponde a 1 tonelada de CO₂ equivalente evitada no processo, cujas etapas de produção e de comercialização compreendem os cálculos referidos à certificação correspondente.

A Avaliação de Ciclo de Vida (ACV) com o RenovaCalc auxilia na determinação do desempenho ambiental da produção de biocombustíveis, com detalhamentos industriais dos processos produtivos que resultem em emissões de carbono. Por conseguinte, essa ferramenta

estima a Nota de Eficiência Energético-Ambiental para os processos do escopo do presente trabalho.

3.2. Tecnologias para purificação de biogás

As tecnologias de purificação de gases ácidos do biogás mais amplamente difundidas na esfera industrial consistem na absorção com água, adsorção por pressão (PSA), absorção com solventes orgânicos, separação por membranas e absorção com reações químicas com aminas.

3.2.1. Absorção com água

A absorção com água é uma das técnicas mais comuns para remoção de CO_2 de biogás através da diferença de solubilidade do CH_4 e do CO_2 . A alta solubilidade do CO_2 em comparação ao CH_4 permite uma maior absorção pela água de forma a conduzir a sua separação no biogás. Adiciona-se um vaso flash entre as colunas de absorção e regeneração para minimizar as perdas de metano no sistema devido à baixa solubilidade do metano em água. As demais impurezas como o H_2S e a NH_3 são fisicamente dissolvidas em água. Os valores típicos de pressão de 6-10 bar(a) são empregados na coluna absorvedora para uma adequada separação e um aumento na força motriz de solubilidade (BAUER et. al., 2013). Contudo, o processo apresenta uma perda de metano superior a 1% em volume e o gás de saída requere um tratamento adicional para a remoção das demais impurezas (por exemplo: utilizando uma -- coluna regeneradora termo-oxidativa). Os problemas associados aos custos extras com o sistema adicional de tratamento do gás são significativos. Concomitantemente, o fator de emissão do CH_4 como gás de efeito estufa em 20 vezes superior ao CO_2 implica a necessidade de minimização das emissões difusas para a atmosfera. A figura 1 ilustra a esquematização da tecnologia de absorção com água.



Figura 1 - Diagrama de processo da tecnologia de absorção com água

Fonte: Adaptado de Bauer et. al. (2013).

Quando comparado à tecnologia de absorção com reações químicas com aminas, os custos de investimento e operacionais possuem similaridades entre si. A tecnologia com água requere uma maior demanda de eletricidade no sistema, entre 0,23 a 0,33 kWh/Nm³_{biogás} *versus* 0,06 a 0,15 kWh/ Nm³_{biogás} para a absorção com aminas. Apesar disso, deve-se salientar a vantagem do processo com água em não possuir requerimento de calor no sistema. (BAUER et. al., 2013).

3.2.2. Adsorção por pressão

A tecnologia de adsorção por pressão (PSA) separa diferentes substâncias a partir de forças físicas e tamanho molecular. A diferença de pressão atua como a força motriz do princípio de separação, cuja absorção do CO₂ ocorre em altas pressões e a dessorção à baixas pressões. A maior vantagem do processo consiste em uma separação sem o uso de solvente. Além disso, o processo ocorre em múltiplos estágios para uma separação contínua, com etapas distintas de adsorção, despressurização, dessorção e pressurização. A figura 2 apresenta o processo esquemático da tecnologia PSA



Figura 2 - Diagrama de processo da tecnologia PSA

Fonte: Adaptado de Bauer et. al. (2013).

O biogás é comprimido a elevadas pressões e alimentado na coluna de adsorção para a retenção unicamente de CO_2 . À medida que ocorre a saturação do material na coluna, a pressão é aliviada e o CO_2 é removido do sistema. A corrente gasosa inicialmente extraída do sistema é normalmente encaminhada para a corrente de biogás para diminuir as perdas de metano. No sistema de purificação, empregam-se materiais adsortivos como zeólitas e carvão ativado. Apesar disso, tais materiais são sensíveis a H₂S e água, promovendo reações de degradação

irreversíveis. Portanto, os componentes normalmente precisam ser removidos em etapa de prétratamento (BAUER et. al., 2013).

As vantagens incluem o não requerimento de calor e a ausência de água no sistema PSA, o tornando isento de água residual contaminada. Apesar disso, as altas pressões no processo implicam em uma elevada demanda elétrica. Cabe ressaltar que um equipamento de resfriamento é necessário para promover a desidratação do gás e o arrefecimento do gás comprimido caso não haja disponibilidade externa de água de resfriamento. De acordo com Pertl et. al. (2010), o consumo de eletricidade em sistemas PSA é aproximadamente 0,2 kWh/Nm³_{biogás} para o processo de purificação, mais um adicional de 0,17 kWh/Nm³_{biogás} para o processo de produto final e sua compressão.

3.2.3. Absorção com solvente orgânico

A tecnologia de absorção com solvente orgânico é similar a absorção com água. Contudo, aplicam-se solventes orgânicos de polietilenoglicol dietil éteres como Gensorb, Selexol, Sepasolv, Rektisol e Purisol. A vantagem de aplicação desse tipo de solvente orgânico é um aumento da solubilidade de CO_2 em 17 vezes comparada à água. Consequentemente, menores quantidades de solventes são requeridas, promovendo reduções de custo visto a menores dimensões dos equipamentos para a mesma capacidade de tratamento de gás. Em similaridade ao processo com aminas, emprega-se o aquecimento do solvente em etapa anterior da coluna de dessorção (BAUER et. al., 2013).

O biogás é comprimido entre uma pressão de 7-8 bar(a) e resfriado, em etapa anterior à coluna absorvedora. O solvente orgânico é resfriado no processo para manter a temperatura da coluna em aproximadamente 20°C e logo depois, há adição do mesmo no topo da coluna em fluxo contracorrente com o gás. A coluna absorvedora é preenchida com material de empacotamento randômico para o aumento da superfície de contato gás-líquido. Assim sendo, o gás carbônico (CO₂) é absorvido pelo solvente orgânico, com a liberação da solução no fundo da coluna absorvedora e do biometano no topo. A regeneração do solvente ocorre mediante o seu aquecimento em etapa anterior à coluna regeneradora, aproximadamente 40° C no trocador de calor. A figura 3 apresenta a diagramação típica do processo de absorção com solvente orgânico.



Figura 3 - Diagrama de processo da tecnologia de absorção com solvente orgânico

Fonte: Adaptado de Bauer et. al. (2013).

3.2.4. Separação por membranas

A tecnologia de separação por membranas consiste em uma barreira física para promover a permeabilidade de componentes indesejáveis. A configuração de fibra oca é a mais aplicada para alcance de uma maior área superficial de separação. Primeiramente, realizam-se as etapas de remoção de água para prevenir a condensação durante a compressão e, de remoção de sulfeto de hidrogênio via adsorção com óxido de ferro ou óxido de zinco. Logo, o biogás é comprimido a uma pressão típica de 6 a 20 bar(a) e em etapa posterior, ocorre o resfriamento para secagem do gás. O calor remanescente do compressor permite novamente o aquecimento do biogás para que componentes como H₂S sejam removidos. Por fim, o biogás é injetado na unidade de membranas, a qual contém um ou múltiplos estágios. O diagrama simplificado do processo encontra-se esquematizado na figura 4.



Figura 4 - Diagrama de processo da tecnologia por separação por membranas

Fonte: Adaptado de Bauer et. al. (2013).

Segundo Bauer et. al. (2013), a recuperação do metano e especificação da demanda de energia do compressor são fatores determinantes para o processo. Coelho et. al. (2015) indica a tecnologia por membrana atrativa quando a energia elétrica apresenta um baixo custo. O consumo de energia em sistemas de separação por membranas é primordialmente proveniente da unidade compressora. Bauer et. al. (2013) aponta uma baixa dependência energética do compressor com a concentração de metano no biogás. Dessa forma, a demanda por eletricidade compreende o intervalo entre 0,2-0,3 kWh/Nm³_{biogás}.

3.2.5 Absorção com reações químicas com aminas

A absorção química é uma operação unitária amplamente utilizada na captura de gases ácidos provenientes de correntes industriais, cuja reação ocorre entre o gás ácido (presença de CO₂ e H₂S) e um solvente alcalino, formando ligações covalentes e promovendo a liberação de calor. Dentre os solventes mais utilizados nesse processo, encontram-se as soluções de aminas com concentrações que variam de 10 a 70% em fração mássica (ASPENTECH, 2005). As aminas são compostos orgânicos derivados da amônia (NH₃), em que um ou mais átomos de hidrogênio são substituídos por um grupo alquila ou aromático. O caráter básico conferido ao grupo funcional (-NH₂) da molécula de amina permite a sua reação com os gases ácidos. O diagrama simplificado da tecnologia de absorção com aminas encontra-se esquematizado na figura 5.



Figura 5 - Diagrama de processo da tecnologia por absorção química com aminas

Fonte: Adaptado de Bauer et. al. (2013).

O processo de absorção consiste no escoamento contínuo, em contracorrente, do gás a ser tratado com a solução de amina, em que o primeiro se encontra no fundo da coluna, enquanto a solução é alimentada no topo. O solvente rico em CO₂ e H₂S sai pelo fundo da coluna absorvedora, enquanto o gás purificado é liberado no topo, com posterior encaminhamento a uma etapa de desidratação para a remoção de água. Subsequentemente, o solvente rico em gases ácidos é pré-aquecido antes de entrar na coluna regeneradora (stripper), sendo o calor necessário para a operação fornecido pela saída da solução de amina no fundo da regeneradora, pobre em gases ácidos (SATTLER, 1995; KOHL; NIELSEN, 1997). Por conseguinte, a saída dos gases ácidos ocorre pelo topo da coluna regeneradora e a solução de amina pobre é liberada pelo fundo, ocorrendo a recirculação da mesma no topo da coluna absorvedora (MOKHATAB; POE; SPEICHT, 2015). O trocador de calor constituído por amina rica/amina pobre reduz o consumo total de calor do processo.

As duas etapas constituintes do processo de remoção de gases ácidos por aminas são a dissolução de CO₂ e H₂S na solução aquosa de amina e a reação entre o ácido fraco (CO₂ ou H₂S) e a amina (base fraca). A absorção física é a primeira etapa do processo, a ser governada pela pressão parcial de CO₂ no gás de alimentação (entrada). Já na segunda etapa, o favorecimento da reversibilidade da reação ocorre em temperaturas menos elevadas, enquanto a reação inversa é favorecida sob baixa pressão e alta temperatura (cerca de 100°C – 110°C), com a liberação dos gases ácidos e regeneração do solvente. Segundo AspenTech (2005), a temperatura no refervedor não pode ultrapassar a temperatura de degradação da amina visto que as ligações químicas entre os gases ácidos e a amina são rompidas a altas temperaturas (aproximadamente 120 -130°C) e baixas pressões (1 a 2 bar).

3.3. Comparativo das tecnologias de purificação de biogás

Segundo Bauer et. al. (2013), as tecnologias de purificação de gases ácidos mencionadas acima são notoriamente eficazes. Contudo, é importante analisar as diferentes condições locais para implementação de cada tecnologia. A tabela 1 ilustra o comparativo entre as tecnologias comercialmente disponíveis no mercado. Ressalta-se que tais valores são referentes ao cenário internacional a partir de diferentes fornecedores.

Parâmetro	Absorção química com aminas	Absorção física com água	Absorção física com solvente orgânico	PSA	Membranas
Valor típico de metano no	>99	95-99	95-99	95-99	95-99
biometano [vol%]					
Recuperação de metano [%]	99,96	98	96	98	80-99,5
Perda de metano [%]	0,04	2	4	2	0,5-20
Demanda elétrica	0,27	0,46	0,49-0,67	0,46	0,25-0,43
[kWh/m ³ biometano]					
Demanda por calor	alta	-	média	-	-
Faixa de temperatura [ºC]	120-160	-	70-80	-	-
Dessulfurização requerida	sim	não	sim	sim	sim
Demanda de insumos	Solução	Agente	Solvente	Carbono	-
	amínica	anti- corrosão; agente secagem	orgânico	ativado	
Faixa de carregamento [%]	50-100	50-100	50-100	85-115	50-100
Número de plantas	médio	alto	baixo	alto	baixa
industriais no mercado internacional					
Custos de investimentos					
típicos [€/(m³/h) biometano]					
100 m ³ /h	9.500,00	10.100,00	9.500,00	10.400,00	7.300-7,600
250 m ³ /h	5.000,00	5.500,00	5.000,00	5.400,00	4.700-4.900
500 m ³ /h	3.500,00	3.500,00	3.500,00	3.700,00	3.500-3.700
Custos operacionais típicos					
[€/(m³/h) biometano]					
100 m ³ /h	14,40	14,00	14,80	12,80	10,8-15,8
250 m ³ /h	12,00	10,30	10,20	10,10	7,7-11,6
500 m ³ /h	11,20	9,10	9,00	9,20	6,5-10,1

Tabela 1 - Aspectos gerais das tecnologias convencionais de purificação de biogás

Fonte: Adaptada de Bauer et. al. (2013).

Os processos com tecnologia de absorção química e absorção com água são de alta performance e possuem similaridades econômicas nos custos de investimentos e custos operacionais. A absorção com água é um processo simples e de alta confiabilidade, sendo classificado como um dos mais comuns. Já a absorção com reações químicas com aminas apresenta a vantagem de alta pureza e com baixa perda de metano no processo. A literatura reporta custos de investimento para unidades de membranas e tecnologia PSA em proximidade a tecnologia com absorção com água e absorção com aminas. Além disso, desenvolvimentos recentes de tecnologia com membranas permitiram o alcance de alta pureza em metano para o produto final requerido, o biometano.

Como observado na tabela 1, a tecnologia de absorção com aminas possui a menor demanda por eletricidade no sistema. Apesar disso, o elevado consumo de calor na coluna regeneradora implica em maiores custos operacionais. A tabela 2 aborda alguns valores típicos de insumos, eletricidade e calor, e perda de metano em processos de purificação de biogás com aminas.

Itens de consumo típicos em plantas de purificação com aminas				
Demanda elétrica	[kWh/Nm ³ de biogás]	0,14		
Demanda por calor	[kWh/Nm ³ de biogás]	0,55		
Perda de metano	[%]	0,06		
Insumos*	[kg/Nm ³ de biogás]	3,00E-05		

Tabela 2 - Itens de consumo em plantas de purificação com aminas

*Incluem anti-espumante, reposição de água e aminas etc.

Fonte: Adaptada de Bauer et. al. (2013)

3.4. Modificações no processo convencional de purificação com aminas

Os altos consumos de energia térmica em processos de captura de CO₂ é um limitante para a implementação de plantas de purificação com aminas, cujos fatores operacionais possuem uma elevada dependência energética com as condições locais da planta. A literatura aborda diferentes modificações no processo convencional para uma melhoria na eficiência de captura de CO₂ em gases de combustão. (COUSINS; WARDHAUGH; FERON, 2011; LE MOULLEC; KANNICHE, 2011; LE MOULLEC et.al., 2014). A figura 6 ilustra duas modificações na configuração convencional para captura de gases ácidos.

Figura 6 - Modificações no caso convencional de purificação com aminas baseados em: (a) resfriamento interno na coluna absorvedora (ICA), (b) recompressão da corrente do fundo da coluna regeneradora (LVC)



Fonte: Le Moullec et. al. (2014).

O estudo de Le Moullec et. al. (2014) inclui uma abordagem da documentação da literatura com

diferentes modificações de configurações, sendo uma das mais atrativas aquela que envolve um maior enriquecimento na coluna absorvedora: o resfriamento parcial da corrente líquida da absorvedora (*Inter Cooling Absorption* - ICA). Além disso, configurações que envolvem etapas anteriores à coluna regeneradora demonstram uma alta performance para diminuição do consumo energético, como a configuração de recompressão do vapor da corrente do fundo da regeneradora (*Lean Vapor Compression* – LVC).

3.4.1. Resfriamento interno na coluna absorvedora

O princípio do resfriamento interno na coluna absorvedora é a remoção de uma fração líquida do solvente na coluna, resfriá-lo em um trocador de calor e injetá-lo novamente na coluna absorvedora (Figura 6.a) para promover um deslocamento no equilíbrio termodinâmico gás-líquido. Consequentemente, há um maior carregamento de gases ácidos no fundo da coluna, promovendo uma maior captura. O aumento da taxa de carregamento reduz a quantidade de solvente requerido no sistema. Uma vez que há uma menor circulação de solvente na coluna regeneradora, a quantidade de energia requerida no refervedor diminui, reduzindo os custos operacionais. A desvantagem dessa configuração consiste nas diminuições da cinética de reação e na difusividade visto a redução da temperatura na coluna. Contudo, há uma baixa variação do coeficiente global de transferência de massa devido a compensação no sistema com o aumento da solubilidade do CO₂ no filme gás-líquido.

Em princípio, as forças termodinâmicas aumentam com a redução da temperatura na coluna absorvedora. Consequentemente, há uma redução na altura de empacotamento da mesma. Dessa forma, a taxa de carregamento inicial e a fração do solvente pobre, assim como a posição de resfriamento e o perfil de temperatura do sistema precisam ser otimizados de acordo com o solvente escolhido no processo. Le Moullec et. al. (2014) sugere vantagens com essa modificação em sistemas com solventes com reações cinéticas lentas, como as aminas terciárias, e/ou com o uso de aminas com alto calor de absorção. Essa modificação é patenteada por Butwell e Kubek (1980), Geleff (2004) e Gal et al. (2009) e, por Arronwilas e Veawal (2011) apud Le Moullec et. al. (2014) para uma configuração mais avançada.

3.4.2. Recompressão da corrente do fundo da coluna regeneradora

A recompressão da corrente do fundo da coluna regeneradora (Figura 6.b) é uma das modificações mais reconhecidas na literatura para processos de captura de gases ácidos pós

combustão (BATEAUX; GODARD, 1983; REDDY; SHERFFIUS; FRANCUZ, 2007; WOODHOUSE; RUSHFELDT; SANDEN, 2008). O processo consiste na separação da corrente líquida do fundo da coluna regeneradora em um vaso separador, em que se reduz a pressão de forma a promover uma fase gasosa e uma fase líquida. Logo em seguida, a corrente gasosa é comprimida e retornada para a coluna regeneradora. A compressão permite que o vapor alcance uma alta temperatura e sua reinjeção no sistema diminui a demanda de calor requerido no refervedor. Além disso, a temperatura de saída do solvente no vaso separador é reduzida, promovendo uma diminuição de temperatura no trocador de calor com o solvente enriquecido e consequentemente, influenciando em uma temperatura mais baixa no condensador da coluna regeneradora. Assim, há uma redução considerável na demanda energética do sistema.

3.5. Propriedades químicas e físicas do sistema

3.5.1. Seletividade da amina

A seleção da amina a ser utilizada no processo de purificação de biogás depende de fatores como custos de investimento e de utilidades, demanda energética para as operações unitárias, dimensionamento e tipo do equipamento. Segundo Shimekit e Mukhtar (2012), as mais utilizadas nos processos de absorção de CO_2 e H_2S são a monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA), metildietanolamina (MDEA) e a diglicolamina (DGA).

A baixa pressão de vapor da amina primária diglicolamina (DGA) permite o seu uso em altas concentrações (40-70% em fração mássica) na solução aquosa, possuindo seletividade para a absorção de CO₂ na presença de H₂S. Nuchitprasittichai e Cremaschi (2011) otimizaram um processo de captura de CO₂ de gases de combustão utilizando a metodologia de Superfície de Resposta e concluíram o uso dessa amina como o mais promissor entre as demais analisadas. O estudo de Morero e Campanella (2013) com diversas aminas para a purificação de biogás indicou a diglicolamina como a melhor opção em análise, devido ao alto nível de purificação e menor consumo de energia no processo, com a atuação de pressões na absorvedora próximas à pressão atmosférica. Os fundamentos nesses estudos anteriores permitiram a seleção desta amina em 50% em massa para o presente estudo.

A amina terciária metildietanolamina (MDEA) é conhecida pela absorção de alta seletividade de H_2S na presença de CO_2 . A reação entre MDEA e H_2S é praticamente instantânea, enquanto a reação com o CO_2 ocorre a taxas lentas. Apesar disso, diversos estudos

apresentam um aumento na taxa de absorção de CO₂ com a adição de uma amina primária (MEA) ou secundária (DEA), combinando a alta reatividade das aminas primárias/ secundárias e o baixo requerimento de energia na dessorção pela amina terciária (KAZEMI, 2018). Assim, adotou-se para este estudo uma concentração de MDEA-DEA (35% e 15% em massa).

3.5.2. Modelagem do equilíbrio gás-líquido

Esta seção aborda os aspectos do modelo termodinâmico utilizado para a determinação do equilíbrio do CO₂ nos solventes DGA e MDEA-DEA. Devido ao CO₂ estar no estado supercrítico, a concentração de equilíbrio do CO₂ (α_{CO2}) na solução aquosa é calculada mediante a utilização da Lei de Henry quando a fração molar (x) do gás no solvente se aproxima de zero. A modelagem termodinâmica do equilíbrio gás-líquido utilizando o modelo Gamma-Phi no software Aspen considera as correlações em função da temperatura e dos solventes amínicos. De acordo com Dixit (2015), a Lei de Henry pode ser praticamente utilizada quando a fração molar está entre 0 e 0,5. A equação 1 apresenta a Lei de Henry para o CO₂, em que k_H é a constante de Henry, $Ø_{CO2}$ é o coeficiente de fugacidade, γ_{CO2} é o coeficiente de atividade. O coeficiente de fugacidade e o coeficiente de atividade representam os graus de não idealidade da fase gasosa e da fase líquida, respectivamente. (PRAUSNITZ; LICHTENTHALER; GOMES DE AZEVEDO, 1999).

$$p_{CO_2} * \mathcal{O}_{CO_2} = x_{CO_2} * \gamma_{CO_2} * k_{\rm H}$$
(1)

A literatura reporta que a solução usual é a obtenção da constante de Henry a partir do banco de dados e a utilização dos modelos termodinâmicos para estimar o coeficiente de fugacidade (\emptyset) e o coeficiente de atividade (γ). (DIXIT, 2015). A tabela 3 apresenta os modelos utilizados na literatura para simular o equilíbrio de solubilidade do CO₂ com o solvente DGA. Já a tabela 4 apresenta os modelos para o solvente MDEA-DEA.

Fonte	Modelo do coeficiente d fugacidade	e Modelo do coeficiente de atividade
Dingman et al., 1983	Redlich-Kwong	Bromley
Hu e Chakma, 1990		Kent-Eisenberg
Weiland et. al., 1993	Peng-Robinson	Deshmukh-Mather
Al-Juaied e Rochelle, 2006b	Soave-Redlich-Kwong	Eletrolítico NRTL
Chen et. al., 2011	Correlação semi-empírica	
Xu e Rochelle, 2011	Co	prrelação semi-empírica
Fonte: Dixit (2015)		

31

Fonte	Modelo do coeficiente de fugacidade	Modelo do coeficiente de atividade
Jou et. al.,1982	Kent-Eisenberg modificado	
Austgen et. al, 1991	Soave-Redlich-Kwong	Eletrolítico NRTL
Haji-Sulaiman et. al.,1998	Kent-Eisenberg modificado	
Benamor e Aroua, 2005	Redlich-Kwong	Deshmukh-Mather

Tabela 4 - Modelos usados na literatura para o equilíbrio de solubilidade do solvente MDEA-DEA

Em condições de não idealidade, as duas equações de estado predominantes para o cálculo do coeficiente de fugacidade são a equação do Virial e a equação cúbica de estado. A equação do Virial consiste em diferentes coeficientes para substâncias específicas. Contudo esses coeficientes não são disponíveis para os solventes em análise. Dessa forma, utilizam-se as equações cúbicas de estado. A literatura corrobora a utilização dessas equações no sistema DGA, como indicado na tabela 3 pela utilização de Redlich Kwong (1949), Soave-Redlich-Kwong (1972) e Peng-Robinson (1976). O modelo de Kent-Eisenberg (1976) é baseado no equilíbrio sem os coeficientes de atividade e as constantes da Lei de Henry, permitindo que o mesmo seja classificado com uma acurácia considerável para taxas de carregamentos maiores que 0,1. Contudo, para menores taxas de carregamento, o modelo não se torna preciso. Dessa forma, a equação de Soave Redlich-Kwong (1972) é adequada para o sistema MDEA-DEA. (POSEY; ROCHELLE, 1997).

Segundo Prausnitz, Linchtenthaler e Gomes de Azevedo (1999), a limitada capacidade de estimação do coeficiente de atividade (γ) mediante uma equação cúbica de estado conduz a utilização de outros modelos. A fase líquida de sistemas aquosos de CO₂-DGA / CO₂- MDEA-DEA consiste em uma solução eletrolítica na qual há a presença de íons. As forças de Coulomb, por sua vez, atuam sobre os íons com um maior alcance que as forças de Van der Waals. É importante salientar que a teoria de Debyl-Hückel contabilizou as forças de Coulomb pela primeira vez para o cálculo de γ em soluções eletrolíticas.

Dessa forma, os modelos de Bromley (1973) apud Dingman et.al. (1983), Deshmukh e Mather (1981) e o modelo eletrolítico NRTL (CHEN et. el., 1982; CHEN e EVANS, 1986) foram anteriormente empregados para o cálculo de γ considerando forças de longo alcance, como inferido na tabela 3. O modelo de Chen e Evans (1986) usa a combinação da teoria de Debyl-Huckel e da equação eletrolítica NRTL para o cálculo do coeficiente de atividade. Esse modelo foi aplicado em outros trabalhos, como o de Austgen (1989) e Austgen et. al. (1991). Hu (Ø) Chakma (1990) confirmam que é primordial a estimação do coeficiente de fugacidade e do coeficiente de atividade (γ) corretamente. Assim, o seu estudo compreende o modelo empírico de Kent-Eisenberg (1976) para estimar o equilíbrio de solubilidade. O modelo de Kent-Eisenberg é o mais simplificado entre os apresentados nas tabelas 3 e 4 anteriores. Haji-Sulaiman et. al. (1998) utiliza esse modelo para analisar a solubilidade do CO₂ em soluções aquosas de DEA, MDEA e suas misturas. Contudo, há modificações nas expressões a fim de incluir a dependência da concentração de gás na solução e da concentração de amina a partir de dados experimentais.

3.5.3. Reações químicas

As reações químicas que envolvem os solventes DGA e MDEA-DEA consistem em reações irreversíveis e reversíveis para o sistema eletrolítico. As equações presentes na tabela 5 apresentam as reações envolvidas para os dois sistemas.

Reações no sistema MDEA-DEA		Reações no sistema DGA	
$2\mathrm{H}_{2}\mathrm{O} \leftrightarrow \mathrm{H}_{3}\mathrm{O}^{+} + \mathrm{OH}^{-}$	(2)	$2H_20 \leftrightarrow H_30^+ + 0H^-$	(14)
$DEAH^+ + H_2O \leftrightarrow DEA + H_3O^+$	(3)	$DGAH^+ + H_2O \leftrightarrow DGA + H_3O^+$	(15)
$\mathrm{HCO}_{3}^{-} + \mathrm{H}_{2}\mathrm{O} \leftrightarrow \mathrm{CO}_{3}^{2-} + \mathrm{H}_{3}\mathrm{O}^{+}$	(4)	$\mathrm{HCO}_{3}^{-} + \mathrm{H}_{2}\mathrm{O} \leftrightarrow \mathrm{CO}_{3}^{2-} + \mathrm{H}_{3}\mathrm{O}^{+}$	(16)
$MDEAH^+ + H_2O \leftrightarrow MDEA + H_3O^+$	(5)	$H_20 + H_2S \leftrightarrow HS^- + H_30^+$	(17)
$H_20 + H_2S \leftrightarrow HS^- + H_30^+$	(6)	$H_20 + HS^- \leftrightarrow S^{2-} + H_30^+$	(18)
$H_20 + HS^- \leftrightarrow S^{2-} + H_30^+$	(7)	$CO_2 + OH^- \rightarrow HCO_3^-$	(19)
$CO_2 + OH^- \rightarrow HCO_3^-$	(8)	$HCO_3^- \rightarrow CO_2 + OH^-$	(20)
$HCO_3^- \rightarrow CO_2 + OH^-$	(9)	$DGA + CO_2 + H_2O \rightarrow DGACOO^- + H_3O$)+ (21)
$DEA + CO_2 + H_2O \rightarrow DEACOO^- + H_3O^+(10)$		$DGACOO^- + H_3O^+ \rightarrow DGA + CO_2 + H_2O(22)$	
$DEACOO^{-} + H_3O^{+} \rightarrow DEA + CO_2 + H_2O(11)$			
$MDEA + CO_2 + H_2O \rightarrow MDEAH^+ + HCO_3$			
$MDEAH^+ + HCO_3^- \rightarrow MDEA + CO_2 + H_2O(13)$			

Tabela 5 - Reações químicas nos sistemas de MDEA-DEA e DGA

Fonte: Austgen (1989), Austgen et. al. (1991), Jou et. al. (1982), Rinker et al. (1996), Pinsent et al. (1956) e Ramachandran et al. (2006).

As expressões de equilíbrio para o MDEA-DEA foram retiradas dos trabalhos de Austgen (1989), Austgen et. al. (1991) e Jou et. al. (1982). Enquanto as reações cinéticas podem ser encontradas em trabalhos como Rinker et al. (1996), Pinsent et al. (1956) e Ramachandran et al. (2006). Por outro lado, as reações químicas que envolvem o solvente DGA foram retiradas de estudos de Austgen (1989) e validadas por Dixit (2015).

4. METODOLOGIA

4.1. Modelagem e simulação do processo

O estudo de simulação de processo com o software AspenPlus® para purificação de biogás com aminas inclui operações unitárias como colunas de absorção e dessorção, trocadores de calor, vasos de separação, compressores e bombas. A escolha do modelo é baseada nos trabalhos de Austgen et. al (1991) e Al-Juaeid e Rochelle (2006b). O uso do modelo termodinâmico ELECNRTL é decorrente da sua rigorosa representação eletrolítica, com a determinação do coeficiente de atividade da fase líquida. Além disso, utiliza-se a equação de Soave-Redlich-Kwong para determinar o coeficiente de fugacidade da fase de vapor.

As frações mássicas das soluções aquosas empregadas consistem em uma amina primária: DGA com 50% e, uma mistura de uma amina terciária com uma secundária: MDEA-DEA (35% de MDEA e 15% de DEA). Na etapa inicial, as simulações foram consideradas em ciclo aberto para facilitar a convergência dos cálculos, sendo os parâmetros de projeto especificados por análise de sensibilidade. A tabela 6 apresenta as funções especificadas no simulador para o alcance da convergência dos parâmetros. Após essa etapa, realizou-se a simulação considerando o reciclo após a utilização do solver Wegstein, observando concordância entre as correntes.

Especificação de projeto	Função
RREFLUX	Determinar o refluxo no condensador da coluna regeneradora
CAPRATE	Determinar a quantidade de solvente na coluna absorvedora para
	atendimento da norma regulamentadora
LLOAD	Determinar a quantidade de calor requerido no refervedor da coluna
	regeneradora
MIXH2O	Determinar a quantidade requerida de água de reposição no sistema
MIXMDEA + MIXDEA /	Determinar a quantidade requerida de solvente de reposição no sistema
MIXDGA	para cada processo

Tabela 6 – Especificações de projeto para análise de sensibilidade

A figura 7.a. ilustra o processo convencional implementado para o solvente MDEA-DEA. Analogamente, configura-se a esquematização do processo com o solvente DGA. A representação do processo no simulador AspenPlus® para a configuração de resfriamento interno da coluna absorvedora (*Inter Cooling Absorption –* ICA) é similar ao processo convencional, sendo o resfriador configurado através da ferramenta '*Pumparound*' presente no simulador. Apesar disso, a modificação de recompressão da corrente de fundo da coluna regeneradora (*Lean Vapor Compression –* LVC) requer uma representação diferente, como esquematizado na figura 7.b. O apêndice A apresenta os diagramas de processos do presente estudo.

Figura 7 – Representação esquemática no AspenPlus® para o processo de purificação de biogás com aminas baseados em: (a) convencional e resfriamento interno na coluna absorvedora (ICA), (b) recompressão da corrente do fundo da coluna regeneradora (LVC).



Fonte: AspenPlus® (2020)

Capra et. al. (2018) indicam uma baixa atratividade econômica do uso de aminas em plantas de purificação de biogás de pequena escala. Dessa forma, o presente estudo considera uma planta de média escala, com vazão volumétrica de biogás de entrada em aproximadamente 1600 Nm³/h. Este valor foi adotado a partir das premissas descritas a seguir. De acordo com o Projeto PROBIOGÁS - GIZ, a geração diária de resíduos sólidos urbanos por habitante equivale a aproximadamente 1,0 kg, cuja produção de metano varia entre 0,044 e 0,089 m³ CH₄/kg substrato. Além disso, o potencial de biogás a ser produzido por tonelada de resíduo tratado a partir de aterro sanitário abrange valores entre 90 e 120 Nm³/t (MINISTÉRIO DAS CIDADES;

GIZ, 2016). Por conseguinte, o escopo do presente estudo adota uma média de 100 Nm³/t. Destaca-se que o valor de entrada de biogás atribuído compreende uma cidade de aproximadamente 800 mil habitantes, cuja estimação pela ABRELPE (2017) aponta que 51,4% do resíduo sólido urbano consiste em matéria orgânica para a produção de biogás.

A composição do biogás é atribuída em referência ao estudo de Sepúlveda et. al. (2018), com a produção de biogás no depósito de lixo El Carrasco (Bucaramanga), Colômbia, a partir do modelo de emissões de gases em depósitos LandGEM da US EPA (United States Environmental Protection Agency).Com base nas informações dessas referências, o presente estudo adota uma composição molar (base seca) de 57,29% CH₄, 38,2% CO₂, 4,5% N₂,0,001% CO e 0,009% H₂S; uma temperatura de entrada de 45°C e uma vazão mássica de biogás de 1947,11 kg/h.

A absorvedora e regeneradora foram definidas como colunas RadFrac, uma coluna desenvolvida para a separação de não equilíbrio em múltiplos estágios líquido-vapor. Assim, a coluna é simulada como uma coluna real de empacotamento, sem um modelo idealizado de representação. O modelo 'rate-based' para colunas RadFrac no AspenPlus® avalia a transferência de massa e calor no processo de separação com uma maior acurácia. O método de Bravo, Rocha e Fair (1985) foi utilizado para a determinação do coeficiente de transferência de massa e da área interfacial. Já a correlação de transferência de calor foi retirada de Chilton-Colburn (1934).

A escolha de empacotamento para as colunas RadFrac em vez de colunas de bandejas permite o aumento do tempo de contato da solução com o CO_2 e H_2S , além de uma perda de carga reduzida. É importante ressaltar que o tamanho do empacotamento a ser utilizado para a absorção e a dessorção é primordial para a eficiência do processo devido ao risco de inundação na coluna caso a área interfacial seja excessiva. Vo et. al. (2018) indica a escolha de Pall Rings adequada para absorção e dessorção. Além disso, é requisitado o material de aço inox para o empacotamento da coluna regeneradora a fim de evitar a corrosão do material em consideração ao elevado perfil de temperatura na mesma. O intervalo típico de perda de carga em coluna compreende a faixa de 15-50 mm de água por metro de altura de empacotamento. Sinnot (1999) recomenda que o diâmetro do material de empacotamento possua relação com o diâmetro da colunas absorvedora e regeneradora atende a essas especificações. A tabela 7 apresenta as informações de projeto dos materiais adotados para o estudo.
Material (genérico)	Tamanho (mm)	Área superficial(m ² /m ³)	Fator de empacotamento (m ⁻¹)
Plastic Pall Rings	38	130	105
Metal Pall Rings	50	115	66

Tabela 7 - Parâmetros de projeto dos materiais de empacotamento

Fonte: Adaptado de Sinnot (1999)

4.2. Estudo de sensibilidade

As simulações com operações de absorção e dessorção foram realizadas com o objetivo de captura de 99% do CO_2 contido no biogás, valor adotado em correspondência à legislação vigente no Brasil para o atendimento da Resolução ANP n° 685 para especificidade do biometano oriundo de aterros (ANP, 2017). De tal modo, estimou-se a quantidade necessária de solução de amina na absorção e a demanda de energia da coluna de dessorção, analisando a influência do número de estágios teóricos (20 estágios para a absorvedora e 15 para a regeneradora) e as pressões nas operações.

As condições adotadas, como temperatura de entrada da amina (50°C) e fração mássica de cada amina (DGA 50% e MDEA-DEA 35%-15%) foram estabelecidas com base em estudos anteriores de Morero e Campanella (2013) e Kazemi (2018) para fins de comparação. Por outro lado, foram alteradas as variáveis de decisão empregadas como condicionantes para o projeto e otimização da operação do processo. As variáveis para a análise de sensibilidade utilizadas na purificação foram:

- 1. P_{ABS} [bar], pressão de absorção: DGA: 1,5 e 1,7 bar; MDEA-DEA: 2,0 e 2,5 bar;
- 2. L/G [kg/kg], razão mássica líquido/gás na coluna absorvedora;
- 3. P_{DES} [bar], pressão de dessorção: 1,7 e 2,0 bar para os dois solventes;
- 4. Q'REF [kW], calor requerido no refervedor da coluna regeneradora;
- 5. Estágio do '*Pumparound*' na coluna absorvedora para o processo com resfriamento interno da coluna regeneradora;
- 6. Vazões molares [kmol/h] no processo com resfriamento interno da coluna absorvedora;
- P_{FLASH} [bar], pressão no vaso flash para o processo com recompressão da corrente de fundo da coluna regeneradora;

A condição de rápida reatividade do DGA permite a separação do CO₂ do biogás em pressões próximas à atmosférica. Além disso, o solvente DGA é menos corrosivo que outros solventes primários, como MEA, por apresentar uma menor pressão de vapor. Uma vez que a

interação com o DGA é altamente exotérmica, o aumento na temperatura implica em riscos de explosões. A fim de contornar esse problema, altas pressões não são recomendadas no processo (PROTREAT, 2016). O solvente MDEA-DEA foi selecionado em maiores faixas de pressão para promover uma maior taxa de carregamento de CO₂ pela amina. Isso permite uma diminuição da quantidade requerida de solvente necessária para o processo de captura e da razão líquido/gás na absorvedora. Contudo, pressões maiores que 2,5 bar não foram definidas para o escopo do presente estudo, visto que proporcionam mudanças operacionais e no projeto da coluna, requerendo maior altura desta e gastos superiores no compressor. Portanto, adotaram-se pressões de 1,5 a 1,7 bar para o DGA e, 2,0 a 2,5 bar para o MDEA-DEA.

4.3. Determinação do poder calorífico

O poder calorífico superior do biometano foi determinado para comparação com a alternativa fóssil, o gás natural. As metodologias reportadas na literatura se limitam a materiais homogêneos, resultando em desvios quando utilizadas para combustíveis com alta umidade, como por exemplo, resíduos sólidos urbanos. O estudo de Lloyd e Davenport (1980) propõe modificações devido a essa limitação. Assim, o presente estudo utiliza a correlação de Lloyd e Davenport para determinação do poder calorífico superior do biogás (base seca) e do biometano. Os elementos representados na equação 23, em que PCS é o poder calorífico superior; C, H, O, N, S são os símbolos dos elementos químicos.

$$PCS\left[\frac{MJ}{kg}\right] = \left(1 - \frac{\%H_2O}{100}\right) * \left(-0.3578\left(\%C\right) - 1.1357(\%H) + 0.0845(\%O) - 0.0594(\%N) - 0.1119(\%S)\right)$$
(23)

4.4. Análise energética

Os processos avaliados possuem entradas energéticas como calor, eletricidade e energia mecânica destinadas às operações unitárias: trocadores de calor, bombas, compressores e refervedor da coluna regeneradora. Uma vez que a energia requerida nos equipamentos térmicos e elétricos possui diferentes valores exergéticos e não pode ser unificada diretamente, adotou-se o cálculo da totalidade do trabalho termodinâmico equivalente (W_{eq}), como abordado no estudo de Karimi (2011) e tal como indicado na equação (24). Os trabalhos das bombas e dos compressores são representados, respectivamente, por W_{bombas} e W_{compr} . Já o calor requerido no refervedor possui simbologia Q_{REF} . Por fim, a temperatura de vapor

condensado em uma turbina (T_{frio}) equivale a 40°C, portanto, T_{frio} = 313,15 K. Já a temperatura de vapor no refervedor é dada por T_{quente} = T_{REF} + 10 °C. A eficiência da turbina (η) é adotada como 75%.

$$W_{eq} = Q_{\text{REF}} * \left(1 - \frac{T_{frio}}{T_{quente}}\right) * \eta + W_{bombas} + W_{compr}$$
(24)

4.5. Avaliação econômica

Se realizado com um fundo próprio de investimento, o projeto torna-se aceitável se a rentabilidade for superior a qualquer outra geração monetária a partir de outra alternativa de fundos da empresa. Contudo, quando se utilizam fundos emprestados por terceiros, o projeto torna-se executável a partir da rentabilidade acima dos juros (DUEÑAS et al, 2010). No presente trabalho, a análise econômica aborda a etapa conceitual de estimação dos equipamentos necessários e suas respectivas dimensões. Dessa forma, estimam-se os custos de investimento (CAPEX) e os custos operacionais (OPEX) para os processos considerados no estudo.

4.5.1. Custos de investimento

Essa seção inclui os custos fixos de investimento direto (equipamento, instalação, construção, engenharia) e os custos indiretos. A estimativa do custo de investimento requerido foi realizada conforme Turton et. al. (2008) através do '*Bare Module Cost*'. As correlações para os custos dos equipamentos se referem ao ano de 2001 e são atualizados para o ano de 2018, com base nos índices fornecidos pela *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI). O CEPCI fornece os índices por tipo de equipamento e, tendo em vista que os valores para o ano de 2019 não estavam disponíveis, os custos de equipamentos foram corrigidos para o ano de 2018. A equação de correção de custo de cada equipamento empregado na planta para o ano de 2018 encontra-se descrita abaixo pela equação (25):

$$C_{p_{2018}} = C_{p_{2001}} * \left(\frac{CEPCI_{2018}}{CEPCI_{2001}}\right)$$
(25)

A equação (26), presente em Turton et. al. (2008), apresenta o custo do equipamento corrigido pelo seu fator de escala com o dimensionamento no processo mediante um expoente de custo (n), cujo valor adotado foi de 0,6. Nessa equação, $C_a \in C_b$ são os custos para as capacidades $A_a \in A_b$, respectivamente.

$$C_a = C_b * \left(\frac{A_a}{A_b}\right)^n \tag{26}$$

Os custos de equipamentos incluem compressores, trocadores de calor, colunas de absorção e dessorção, vasos de separação e bombas. A partir do valor calculado para cada um desses equipamentos, pode-se determinar o custo total do projeto (CAPEX) considerando porcentagens adicionais do custo dos equipamentos para determinação dos demais custos da planta. Portanto, acrescenta-se um percentual de 15%, 3% e 50% dos custos dos equipamentos para contingência, taxas e custos de serviços auxiliares, respectivamente. As correlações reportadas na literatura são referentes ao custo FOB (free on board) do Golfo do México e Estados Unidos. Dessa forma, no presente trabalho, nenhum fator de tropicalização para o Brasil foi considerado. Entretanto, é de suma importância a consideração desse fator interno para um projeto definitivo. A tabela 8, presente no estudo de Compilação de Correlações de Custos de Equipamentos da EPE (2018), aborda os custos adicionais para o método de internalização. Além dos custos calculados, o custo de investimento de uma unidade de cogeração acoplada à planta de purificação foi determinado com base nos valores de mercado de um fornecedor para a linha industrial de geradores a gás natural - SG400 a SG750, em US\$ 550 a 600 /kW (GENERAC, 2020). Uma vez que o biometano atinge as especificações de poder calorífico em proximidade com gás natural, há a possibilidade de utilizá-lo nesses geradores para suprir parte da demanda de energia na planta.

Custo FOB	Serviços adicionais	Custos adicionais
+	Frete marítimo	US\$ 100/tonelada (out/2017)
+	Imposto de Importação	14% do custo FOB
+	Taxas de desembaraço	1,5% do custo FOB
+	Seguro de carga	0,5% do custo FOB
+	Imposto sobre os Produtos Industrializados (IPI)	geralmente, 9% do custo FOB
+	Adicional ao Frete para renovação Marítima	25% do valor do frete
	Mercante (AFRMM)	marítimo
+	Frete Terrestre do porto até o local de instalação	US\$ 20/tonelada (out/2017)
+	Imposto sobre a Circulação de Mercadorias e	12% do custo internado
	Serviços (ICMS)	
Custo Inter		

Tabela 8 - Custos adicionais para o método de internalização

= Custo Internalizado

Fonte: EPE (2018)

4.5.2. Custos operacionais

Esta seção abrange os custos de fabricação diretos e indiretos, considerados fixos ou variáveis. Os custos diretos incluem mão de obra e matéria-prima. Por sua vez, mão de obra

indireta, serviços gerais, fornecimentos, manutenção e laboratório são contabilizados como custos operacionais indiretos. A tabela 9 apresenta os fatores de multiplicação utilizados para a determinação dos custos operacionais.

1. Custos diretos de manufatura	Valor utilizado
Matéria-prima	C _{RM}
Tratamento de resíduos	C _{WT}
Utilidades	C _{UT}
Mão de obra	Col
Supervisão direta	0,18*C _{OL}
Manutenção e reparos	0,06*FCI
Suprimentos operacionais	0,009*FCI
Encargos laboratoriais	$0,15*C_{OL}$
Patentes e royalties	0,03*COM
Custo total de manufatura direta	$C_{RM} + C_{WT} + C_{UT} + 1,33 C_{OL} + 0,03 COM + 0,069 FCI$
2. Custos fixos de manufatura	Valor utilizado
Depreciação	0,1*FCI
Taxas locais e seguro	0,032*FCI
Despesas gerais da planta	$0,708*C_{OL} + 0,036*FCI$
Custo total de manufatura fixa	0,708*C _{OL} + 0,068*FCI + depreciação
3. Custos de serviços gerais	Valor utilizado
Administração	0,177*C _{OL} +0,009*FCI
Distribuição e venda	0,11*COM
Pesquisa e desenvolvimento	0,05*COM
Custo total de serviços gerais	0,177*C _{OL} +0,009*FCI + 0,16*COM
CUSTO TOTAL (OPEX)	$C_{RM} + C_{WT} + C_{UT} + 2,215 C_{OL} + 0,19 COM + 0,146 FCI +$
	depreciação

Tabela 9 - Fatores de multiplicação para estimação dos Custos Operacionais

Fonte: Turton et. al. (2008)

Uma vez que os fatores de multiplicação acima são representados anualmente, define-se o tempo de operação da planta para 8000 h/ano. Além disso, como mostrado na tabela 9, uma porcentagem adicional dos custos fixos de investimento (FCI) e dos custos de mão de obra (C_{OL}) contribuem para a determinação do custo total operacional (OPEX). Os valores dos custos de utilidades, com correção monetária para os processos, são US\$0,49/m³ para água de reposição e US\$ 0,09/kWh para eletricidade (TURTON et. al, 2008). A energia requerida na unidade de coluna regeneradora é gerada a partir da unidade de cogeração com uma parcela do gás purificado, o biometano. Para isso, adota-se um preço interno de US\$0,24/m³. Já a faixa de preço de OPEX para geradores à gás natural adotado no mercado está entre US\$ 0,20/kWh – US\$ 0,30/kWh para o valor praticado no mercado em aproximadamente US\$ 0,50/m³, com tributação (GENERAC, 2020). Já os custos de reposição dos dois solventes estão presentes no trabalho de Kohl e Nielsen (1997), avaliados com correção para o ano de 2018 em US\$3,26/kg

4.5.3. Rentabilidade

A consideração do horizonte temporal de um projeto é fundamental para sua viabilidade econômica, cujo desempenho é diretamente relacionado à vida física da planta, vida comercial do produto e vida tecnológica. Dessa forma, considera-se a amortização para bens intangíveis ou depreciação para bens tangíveis para reconhecimento da perda do valor inicial de investimento. A amortização depende do valor inicial do investimento imobilizado, do valor residual, da vida útil e do critério adotado: de divisão constante ou progressiva (DUEÑAS et al, 2010). Portanto, utiliza-se o método do valor presente líquido (VPL). O VPL é definido como a soma de todas as transações de fundos ao longo da vida do projeto, corrigido para o ano atual em análise. Dessa maneira, é possível a verificação se o projeto a ser executado é viável (VPL ≥ 0) ou recusável (VPL < 0). Após a determinação do horizonte temporal do projeto, analisa-se o fluxo de fundos investidos e gerados no projeto, em que foram considerados 2 anos para colocar a planta em funcionamento e outros 10 anos para a operação. Os fluxos de caixa (F) são atualizados em relação ao ano "0" e considerando a taxa de desconto (k) escolhida conforme as equações (27).

$$F_0; F_{1a} = \frac{F_1}{(1+k)}; F_{na} = \frac{F_n}{(1+k)^n}$$
 (27)

Na equação 27, n representa o número de anos de vida do projeto. O valor atualizado líquido pode ser calculado por meio da equação 28 considerando o fluxo de caixa (F), a taxa de desconto (k) para um número de anos i (DUEÑAS et al, 2010).

$$VPL = \sum_{i=0}^{n} \frac{F_i}{(1+k)^i}$$
(28)

A taxa mínima de atratividade é definida para que ocorra a mínima remuneração do investimento para promover a viabilidade do projeto. Assim, o valor de venda do produto biometano é calculado através de uma depreciação linear durante 10 anos e mediante uma taxa de desconto de 12%, a fim de comparação com o Estudo sobre a Economicidade do Aproveitamento dos Resíduos Sólidos Urbanos em Aterro para Produção de Biometano da EPE (2018). A taxa interna de retorno (TIR) e o payback auxiliam a projeção financeira para escolha do processo de purificação mais atrativo.

4.6. Avaliação ambiental

As categorias de impacto ambiental em um estudo completo de análise de ciclo de vida destinam-se à proteção de recursos naturais, de sistemas ecológicos e da saúde humana. Apesar disso, o escopo do programa RenovaBio abrange somente a categoria "Mudança do Clima" na adoção do ACV atribucional. Segundo Weidema e Ekvall (2009), o objetivo dessa técnica descritiva é a atribuição de uma parte das emissões totais poluentes e do consumo dos recursos na economia de um produto, cuja fabricação fora realizada em um determinado momento.

As análises ambientais dos processos são avaliadas mediante a ferramenta RenovaCalc, cujo escopo contabiliza os fluxos de materiais e energia consumidos no processo produtivo e emitidos para o meio ambiente. O presente estudo considera a revalorização do biogás, ou seja, dispensa a construção da análise de ciclo de vida na fase do aterro, computando somente as fases industriais e de distribuição. Na fase industrial, a contribuição para o desempenho ambiental do processo se relaciona principalmente ao produto biometano e ao consumo de insumos.

A Análise de Ciclo de Vida utiliza o 5° Relatório de Avaliação do *Intergovernmental Panel on Climate Change* (IPCC) para a determinação do parâmetro Fator de Aquecimento Global (*Global Warming Potential- GWP*) a fim de caracterizar os gases causadores do efeito estufa. A tabela 10 apresenta os fatores de aquecimento global para os gases CO₂, CH₄, CH_{4biogênico}, N₂O (IPCC, 2014). Uma vez determinada a quantidade de biometano produzido e a quantidade de eletricidade consumida no processo, avalia-se o potencial de redução das emissões. Segundo a ANP (2019), o valor da intensidade de carbono do fóssil de referência (média entre gasolina, diesel e GNV) é de 86,7 g CO_{2 eq}/MJ. Dessa forma, estima-se a Nota de Eficiência Energético-Ambiental através da diferença da intensidade de carbono (g CO_{2 eq}/MJ) do fóssil de referência e do biometano.

Gases do efeito estufa	GWP (kg CO _{2 eq} /kg)
Dióxido de carbono fóssil (CO ₂)	1,0
Metano fóssil (CH ₄)	30,0
Metano Biogênico (CH4biogênico)	28,0
Óxido Nitroso (N2O)	265,0
Fonte: IPCC (2014)	

Tabela 10 - Fatores de caracterização de gases causadores do efeito estufa

Segundo a Nota Técnica do RenovaBio, conclui-se que as principais etapas para o preenchimento da ferramenta na determinação da intensidade de carbono emitido da planta de biometano consistem nas seguintes etapas (ANP, 2018) :

- Ajustar os parâmetros de entrada ao fluxo de referência em toneladas de biogás processado, inserindo-os como "fluxos de entrada" no inventário da rota de produção;
- Integrar os fluxos de entradas do inventário com os dados de emissões de GEE na etapa a montante do aterro sanitário, relacionados à produção dos insumos e à geração de energia; e a jusante, com relação direta à distribuição e uso do biocombustível;
- Concretizar um inventário das emissões de GEE provenientes das fases; converter tais emissões de GEE para a unidade "g CO_{2eq}" mediante o uso dos fatores de caracterização disponíveis no AR5 do IPPC (2014);
- 4) Adequar o índice à unidade (MJ de biometano);
- Realizar o cálculo da diferença da intensidade de carbono do fóssil de referência e do biometano.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

As simulações apresentam os resultados para o processo convencional com os solventes MDEA-DEA e DGA. A avaliação ambiental limita-se ao processo com melhor desempenho econômico. Os resultados são analisados a partir dos parâmetros variáveis como condicionantes para validação da viabilidade do processo de purificação de biogás. Assim, as seções de discussões abaixo são divididas em: análise das simulações, análise econômica e análise ambiental.

5.4. Análise das simulações

5.4.1. Influência da pressão de absorção na temperatura da coluna

A pressão na coluna de absorção foi analisada em conjunto com o perfil de temperatura observado para cada solvente a fim de determinar o ótimo operacional e evitar problemas de corrosão dos equipamentos. A figura 8 ilustra o perfil de temperatura observado nas distintas faixas de pressões para os dois processos sem modificações.

Figura 8 - Perfil de temperatura na coluna absorvedora do processo convencional com os solventes: (a) DGA (b) MDEA-DEA.



A alta reatividade do solvente DGA com o CO₂ resulta em temperaturas próximas entre os estágios na coluna absorvedora na faixa de pressões analisadas, sendo que mudanças na pressão da absorvedora são pouco significativas para o carregamento de gases ácidos. Já o solvente MDEA-DEA apresentou um comportamento distinto, característico da cinética de reação, em que a maior parte da absorção ocorre no fundo da coluna absorvedora . Esse comportamento é

típico de soluções de aminas com um alto requerimento da quantidade de solvente para a remoção desejada de gases ácidos.

A Figura 8 a. apresenta similaridade do perfil de temperatura do solvente DGA com os valores apresentados por Kazemi (2018), com uma diferença entre a temperatura de entrada da amina pobre em gases ácidos em 50°C (estágio 1) e a de saída da amina rica em 79°C (estágio 20). ProTreat (2016), aponta que o perfil de temperatura em colunas absorvedoras depende das propriedades físicas, das taxas de líquido e vapor e, da reatividade da amina com CO₂. A otimização operacional é primordial para que parâmetros como a temperatura de absorção sejam analisados com acurácia, principalmente para o caso com a diglicolamina.

5.4.2. Influência da razão mássica líquido/gás na absorvedora na taxa de carregamento de CO₂

Polasek e Bullin (1994) reportaram que a taxa de carregamento de CO_2 com aminas terciárias, como MDEA, podem atingir valores de até 0,8 com equipamentos com aço carbono. Apesar disso, a corrosividade do equipamento depende da taxa de carregamento de gases ácidos. O estudo de Zahid et. al (2017) obteve uma taxa de carregamento de 0,31 para o DGA. Gas Processors Suppliers Association (2004) recomenda uma taxa de carregamento (loading) abaixo de 0,34 para diglicolamina para evitar problemas de corrosão na coluna absorvedora. Deste modo, a absorção de CO_2 com essa solução ocorre rapidamente e essa limitação somente é mantida através do uso de uma quantidade de vazão de solvente superior ao requerido no processo.

No presente estudo, a taxa de carregamento para as duas soluções foi mantida abaixo do valor limite, o que indica a viabilidade do processo sem corrosão. Os resultados apresentados mostram a baixa influência da variação das pressões analisadas com a temperatura para o solvente DGA. Portanto, a preferência pela pressão de 1,5 bar foi considerada a fim de determinar a taxa de carregamento de CO₂ em questão, em concordância com a faixa ótima próxima à atmosférica para a pressão de operação da diglicolamina. (HUVAL; VAN DE VENNE, 1981; BUCKLIN, 1982; DIXIT; MOLLEKOPF, 2014). A figura 9 apresenta a taxa de carregamento de CO₂ no presente estudo, em que se observa um valor de 0,33 para DGA e de 0,21 para MDEA-DEA. O ótimo de 2,5 bar para o processo com MDEA-DEA é relacionado a uma maior taxa de carregamento de CO₂ nessa pressão.



Figura 9 - Taxa de carregamento (*loading*) de CO₂ na coluna absorvedora com os solventes: (a) DGA (b) MDEA-DEA.

A razão mássica líquido/gás está diretamente relacionada a captura de gases ácidos, em que menores vazões de circulação solvente indicam maiores taxas de carregamento, diminuindo custos para o processo e apresentando uma menor carga ambiental. A tabela 11 apresenta os valores das razões L/G [kg/kg] para os dois solventes analisados. Observa-se que há uma menor demanda de solvente para o ótimo operacional de 1,7 bar para o DGA em contrapartida ao ótimo operacional de 2,5 bar para o MDEA-DEA. Contudo, para o DGA, a pressão de 1,5 bar se torna mais adequada que 1,7 bar uma vez que a redução na demanda de energia na etapa de compressão anterior à coluna absorvedora é analisada concomitantemente a esse parâmetro.

Tabela 11 - Variação da razão mássica líquido/gás com a pressão na coluna absorvedora

	DGA		MDEA-	-DEA
Pressão [bar]	1,5	1,7	2,0	2,5
L/G [kg/kg]	12,58	12,27	25,21	19,12

5.4.3. Influência da pressão de dessorção na demanda de energia pelo processo

A circulação do solvente, a pressão na regeneradora e a taxa de vapor no refervedor são os principais fatores que afetam o requerimento por energia. O estudo de otimização com superfície de resposta (RSM) de Nuchitprasittichai e Cremaschi (2011) aponta que esses são os

parâmetros que apresentam maior impacto no custo operacional.

O aumento da taxa de circulação do solvente na regeneradora requer uma maior demanda de energia para a dessorção dessa solução, com maiores taxas de vapor no refervedor da coluna regeneradora. Esse acréscimo é ainda mais significativo para o solvente diglicolamina quando a pressão na regeneradora diminui, em que a pressão de 1,7 bar necessita de 2040 kW no refervedor e uma pressão de 2,0 bar requere aproximadamente 1854 kW. Esse comportamento se deve à alta pressão de vapor do CO₂ em correntes gasosas como o biogás, tendo em vista a sua alta concentração. Dessa forma, o aumento na pressão de vapor conduz a um acréscimo na força motriz na coluna absorvedora, resultando em uma maior taxa de carregamento e uma menor demanda de energia na coluna regeneradora. Já para outros processos industriais cujas frações de gases ácidos nas correntes são menores, como por exemplo em gases de combustão, consideram-se pressões na regeneradora em torno de 1,0 bar.

O solvente MDEA-DEA foi analisado nas duas pressões de 1,7 e 2,0 bar, apresentando um ótimo operacional para a pressão de 1,7 bar. O resultado com a pressão de 2,0 bar implicou mudanças no projeto da coluna regeneradora. Dessa forma, conclui-se que a limitação é de 1,7 bar para este estudo. A tabela 12 contém os valores mais favoráveis da demanda de calor no refervedor, obtidos para as soluções de aminas.

Tabela 12 - Taxa de calor necessário no refervedor da regeneradora

	DGA	MDEA-DEA
Pressão ótima [bar]	2,0	1,7
Demanda de calor no refervedor [kW]	1853,9	1438,1

Em comparação com os valores obtidos pelo estudo de Nuchitprasittichai e Cremaschi (2011), como indicado na tabela 13, os valores obtidos nas simulações apresentaram melhores resultados para o presente estudo, indicando melhorias econômicas para o processo. A incorporação de uma amina secundária em uma terciária, formando o *blend* MDEA-DEA reduziu a taxa de calor requerida em mais de 40%. A tabela 14 apresenta os resultados alcançados nas simulações.

	DGA	DEA	MDEA
Taxa de calor requerido no refervedor [MJ/m ³]	362,3	278,7	222,9
Fonte: Adaptado de AspenTech (2005)			

Tabela 14 - Resultados obtidos para a taxa de calor necessária para a dessorção de aminas

Tabela 13 - Valores típicos de taxa de calor requerido para aminas.

	DGA	MDEA-DEA	
Taxa de calor requerido no refervedor [MJ/m ³]	283,1	149,9	

5.4.4. Poder calorífico

Nas análises de captura de CO_2 foi obtido um valor de recuperação aproximadamente em 99%, atendendo à Resolução ANP n° 685 para o biometano oriundo de aterro sanitário. Em vista à determinação de outros parâmetros normativos, o poder calorífico foi calculado pela equação de Lloyd e Davenport a partir dos resultados das frações mássicas obtidas nas simulações, conforme a tabela 15. Conforme já informado, a composição do biogás (base seca) de entrada é proveniente do trabalho de Sepúlveda et. al. (2018).

	Biogás	Bi	ometano
	(base seca)	DGA	MDEA-DEA
Componente			
CH4(%wt)	33,71	83,95	84,72
CO ₂ (%wt)	61,66	2,84	2,64
$N_2(%wt)$	4,62	11,51	11,62
CO (ppm)	10,27	25,59	25,82
H ₂ S (ppm)	112,49	9,38	14,05
H ₂ O (%wt)	0	1,69	1,01

Tabela 15 - Resultados em fração mássica das correntes de biogás e biometano

A equação em base úmida para o biometano foi considerada em vista da necessidade de uma etapa de desidratação posterior à coluna de absorção para a remoção de água residual. A tabela 16 apresenta os valores do poder calorífico. De acordo com a Comgás (2014), o poder calorífico do gás natural varia de 8364 kcal/m³ a 9160 kcal/m³. Assim, os resultados mostraram uma valorização do poder calorífico, em proximidade ao do gás natural, e atendendo às especificações normativas.

	Biogás	Biometa	no
	(base seca)	DGA	MDEA-DEA
PCS [MJ/kg]	18,73	46,69	47,11

Tabela 16 - Poder calorífico do biogás e do biometano

5.4.5. Influência do Resfriamento interno na coluna absorvedora

O resfriamento interno da coluna absorvedora foi analisado para o processo DGA em dois estágios diferentes (7 para 8, e 14 para 15), além de distintas vazões molares da fase líquida do solvente (100 kmol/h, 150 kmol/h, 160kmol/h e 165kmol/h). A figura 10 (a) ilustra uma suavização da temperatura na coluna absorvedora com a modificação ICA. Dessa maneira, há uma diminuição na quantidade de solvente requerido para a captura devido ao aumento da taxa de carregamento dos gases ácidos, como apresentado na figura 10 (b).

Figura 10 – Perfil na coluna absorvedora do processo convencional e com a modificação de resfriamento interno. (a) Temperatura (b) Taxa de carregamento de CO₂ (base molar)



A tabela 17 apresenta os resultados dos equipamentos térmicos e elétricos para essa modificação, de forma a obter o trabalho equivalente (W_{eq}) da planta DGA. Os resultados indicaram o ótimo para o estágio 7 para 8 e com vazão molar do solvente em 165kmol/h, com uma redução de 15,29% no trabalho equivalente total. Além disso, observa-se que as reduções na demanda de energia no resfriador 2 (E-103) e no condensador (E-104) indicaram a ocorrência de uma minimização na perda de calor do sistema. A diminuição em torno de 4°C na temperatura na coluna absorvedora, como ilustrado na figura 10 (a), resultou uma menor temperatura de saída da amina recuperada no fundo da coluna regeneradora. Com uma redução em torno de 10,57% na demanda de energia no refervedor (E-105), o maior impacto se deve a

menor demanda na quantidade de solvente para captura de CO₂ da modificação ICA, uma vez que o há o aumento na cinética de absorção com a diminuição da temperatura na coluna.

		Modificações ICA - DGA								
				Estágio 1	4 para 15			Estágio	7 para 8	
	Unidades	Caso base DGA	Vazão	molar do s	solvente [k	mol/h]	Vazão	molar do	solvente []	kmol/h]
			100	150	160	165	100	150	160	165
Equipamentos										
Compressor (C-101)	[MW]	0,037	0,037	0,037	0,037	0,037	0,037	0,037	0,037	0,037
Resfriador 1 (E-101)	[MW]	-0,030	-0,030	-0,030	-0,030	-0,030	-0,030	-0,030	-0,030	-0,030
Trocador de calor (E-102)	[MW]	0,477	0,493	0,501	0,503	0,504	0,491	0,499	0,501	0,502
Resfriador 2 (E-103)	[MW]	-1,048	-0,931	-0,878	-0,868	-0,863	-0,931	-0,878	-0,867	-0,863
Bomba 1 (P-101)	[MW]	0,002	0,002	0,002	0,002	0,002	0,002	0,002	0,002	0,002
Condensador (E-104)	[MW]	-0,650	-0,605	-0,590	-0,589	-0,590	-0,604	-0,590	-0,589	-0,591
Bomba 2 (P-102)	[MW]	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001
Refervedor (E-105)	[MW]	1,854	1,731	1,676	1,667	1,659	1,729	1,674	1,663	1,658
Pumparound (E-106)	[MW]	0,000	-0,079	-0,114	-0,121	-0,124	-0,082	-0,118	-0,125	-0,129
Weq	[kJ/kg CO2]	1955,24	1707,78	1668,51	1661,77	1657,26	1706,50	1667,33	1659,35	1656,26
Redução no Weq	[%]	-	12,66	14,66	15,01	15,24	12,72	14,72	15,13	15,29
Carregamento de CO2		0,33	0,35	0,35	0,36	0,36	0,35	0,36	0,36	0,36
Vazão total de solvente	[kmol/h]	768,20	717,18	693,78	689,53	687,43	716,27	692,82	688,00	685,82
Temperatura										
Amina rica	[90]	70.11	76 70	75 57	75.22	75 10	76.02	75.64	75 20	75 07
(fundo da absorvedora)	$\begin{bmatrix} \mathbf{C} \end{bmatrix}$	79,11	70,79	15,51	15,55	/3,18	70,85	/3,04	75,59	15,21
Amina rica	[°C]	101.00	101.00	101.00	101.00	101.00	101.00	101.00	101.00	101.00
(topo da regeneradora)	[C]	101,00	101,00	101,00	101,00	101,00	101,00	101,00	101,00	101,00
Amina recuperada (fundo da regeneradora)	[°C]	121,08	121,07	121,06	121,06	121,04	121,07	121,06	121,05	121,05

Tabela 17 - Resultados do resfriamento interno da coluna absorvedora no processo DGA

Os trabalhos na literatura, como de Cousins et. al (2011) e Karimi et. al (2011), avaliaram o impacto da modificação de resfriamento interno na coluna absorvedora para o solvente primário MEA em usinas movidas à carvão e, concluíram que a perda de eficiência nessas plantas foi reduzida entre 1 a 6%. Já o estudo experimental de Knudsen et al. (2011) mostrou uma redução de 7% na demanda de energia do referverdor para o uso do solvente ativado AMP. O estudo de Le Moullec et. al (2014) corrobora essa faixa de valores alcançados nos estudos prévios da literatura para gases de pós combustão.

5.4.6. Influência da Recompressão da corrente de fundo na coluna regeneradora

A recompressão da corrente de fundo da coluna regeneradora (LVC) inclui um vaso flash (flash 3) a fim de promover a separação da fase gasosa, que sai pelo topo do vaso, e uma nova corrente líquida, que deixa o fundo do mesmo, como esquematizado na figura 7 (b). Nessa configuração, foram analisadas 4 pressões distintas (P_{FLASH}) para a avaliação da separação entre as fases, sendo: 0,7 bar, 0,8 bar, 0,9 bar e 1,0 bar. O estudo de análise de sensibilidade avalia a pressão ótima no vaso flash e demonstra que o trabalho equivalente na planta precisa ser analisado concomitantemente com o investimento da planta. Dessa forma, há um trade-off entre o CAPEX e o trabalho equivalente total, em que o valor presente líquido será determinante para avaliar a pressão ótima de operação do vaso flash (P_{FLASH}). A tabela 18 apresenta os resultados do trabalho equivalente (W_{eq}) da planta DGA para a configuração de recompressão da corrente de fundo na coluna regeneradora.

			Ν	Iodificações	LVC - DGA		
				Flas	sh 3		
	Unidades	Caso base DGA	Pressão [bar]				
			0,7	0,8	0,9	1,0	
Equipamentos							
Compressor (C-101)	[MW]	0,037	0,037	0,037	0,037	0,037	
Resfriador 1 (E-101)	[MW]	-0,030	-0,030	-0,030	-0,030	-0,030	
Trocador de calor (E-102)	[MW]	0,477	0,269	0,269	0,269	0,269	
Resfriador 2 (E-103)	[MW]	-1,048	-0,661	-0,736	-0,801	-0,861	
Bomba 1 (P-101)	[MW]	0,002	0,002	0,002	0,002	0,002	
Condensador (E-104)	[MW]	-0,650	-0,590	-0,593	-0,594	-0,595	
Bomba 2 (P-102)	[MW]	0,001	0,003	0,003	0,002	0,003	
Refervedor (E-105)	[MW]	1,854	1,320	1,419	1,503	1,574	
Compressor (C-102)	[MW]	0,000	0,082	0,061	0,046	0,034	
Weq	[kJ/kg CO2]	1955,24	1527,36	1542,55	1559,58	1583,58	
Redução no Weq	[%]	-	21,88	21,11	20,24	19,01	
Carregamento de CO2		0,33	0,33	0,33	0,33	0,33	
Vazão total de solvente	[kmol/h]	768,20	769,30	769,30	769,30	769,30	
Temperatura							
Amina rica (fundo da absorvedora)	[°C]	79,11	79,11	79,11	79,11	79,11	
Amina rica (topo da regeneradora)	[°C]	101,00	106,02	107,90	107,92	107,94	
Amina recuperada (fundo da regeneradora)	[°C]	121,08	120,66	120,72	120,77	120,81	

Tabela 18 - Resultados da recompressão da corrente de fundo da regeneradora no processo DGA

A pressão de 0,7 bar no vaso flash indicou a maior redução no trabalho equivalente (21,88%), contudo essa configuração implicou em uma baixa variação da temperatura no trocador de calor (E-103) visto que as demais variáveis de interesse permaneceram fixas para método comparativo. Por conseguinte, a área de troca térmica elevou-se consideravelmente de modo a aumentar o CAPEX e inviabilizar essa alternativa. A pressão de 0,9 bar demonstrou ser a mais atrativa quando se analisa a sinergia entre o CAPEX e o trabalho equivalente (20,24%) para determinação do valor presente líquido da planta (apêndice B). Dessa forma, a mesma foi escolhida para o presente estudo. A figura 11 apresenta os resultados para a avaliação da P_{FLASH} ótima.

Figura 11 – Influência da pressão de operação do vaso flash no valor presente líquido da planta e na redução do trabalho equivalente



O estudo de Le Moullec e Kanniche (2010, 2011) com gases de pós combustão incluiu essa integração de recompressão no fundo da coluna regeneradora para a planta MEA e apresentou uma redução de 11,95%. Já o estudo de Karimi et al. (2011) abordou uma perspectiva técnico-econômica para o processo de captura, corroborando o trade-off entre o investimento e o trabalho termodinâmico equivalente (W_{eq}), de forma a promover uma redução de 9,37% no trabalho equivalente da planta de MEA analisada *versus* um aumento de 2,78% no capital de investimento. Portanto, a condição ótima operacional para o estudo de Karimi et. al. (2011) foi definida a partir da premissa de primeiro minimizar a demanda de energia, sendo o capital de

investimento considerado em um segundo estágio para um design de otimização energética. Os estudos anteriores corroboram a análise apresentada no presente estudo para o uso do solvente DGA.

5.5. Análise econômica

Os resultados econômicos foram avaliados com base nas decisões de investimento para rentabilidade e demanda energética. Com o propósito de promover comparações com estudos internacionais, os valores dos custos de investimento (CAPEX) foram convertidos para unidades monetárias por volume de biogás por dia. A figura 12 ilustra o comparativo dos custos de CAPEX e OPEX para as simulações. O apêndice B contém os resultados relacionados à avaliação econômica.



Figura 12 – Resultados econômicos para os processos: (a) CAPEX (b) OPEX

A planta com o solvente DGA resulta em uma redução aproximada de 11% nos custos de investimento quando comparada à planta de MDEA-DEA, com um valor de US\$120,3/(Nm³biogás/dia) *versus* US\$134,8/(Nm³biogás/dia). Essa significativa economia no CAPEX se deve as menores demandas energéticas de compressão e no trocador de calor principal. Contudo, as operações unitárias adicionadas na planta aumentam os custos de investimentos no caso da planta DGA ICA, com o uso de um resfriador acoplado à coluna absorvedora; e para a planta DGA LVC, com o uso de um vaso flash e um compressor adicionais. A figura 12 (a) mostra um aumento de CAPEX em 2,82% para o DGA ICA e em 5,45% para o DGA LVC quando comparado ao caso DGA sem as modificações. Uma vez que a planta de MDEA-DEA apresentou o maior custo de investimento, não houve uma avaliação econômica para as modificações com esse solvente.

De acordo com Thrän et al. (2014), os custos de investimento relacionados ao tratamento, infraestrutura e conversão do biometano variam entre US\$50/(Nm³_{biogás}/dia) e US\$154/(Nm³_{biogás}/dia). Em conformidade com Terraza e Willmunsen (2009), o Guia Técnico de Captura e Utilização de Gás de Aterro Sanitário considera entre US\$87/(Nm³_{biogás}/dia) e US\$193/(Nm³_{biogás}/dia). Por fim, a Environmental Protection Agency - EPA (2017) corrobora a faixa entre US\$79/(Nm³_{biogás}/dia) e US\$182/(Nm³_{biogás}/dia).

A menor taxa de vapor requerido no refervedor na coluna regeneradora reduz uma parcela dos custos operacionais (OPEX) para a solução de MDEA-DEA em comparação ao DGA, contudo os custos diretos relacionados ao sistema de compressão em estágio anterior à coluna absorvedora promovem uma elevação nos custos operacionais totais da planta MDEA-DEA. Observa-se que os custos operacionais relacionados à cogeração acoplada na planta, proveniente de parte do abastecimento de biometano produzido, variam de 21% a 27,5% do OPEX total. Um melhor detalhamento dos resultados encontra-se no apêndice B.3.2.

Em consideração ao cenário econômico, plantas de média e larga escala continuam sendo as mais promissoras para implementação no país. Ressalta-se que no presente estudo a taxa interna de retorno superior a taxa mínima de atratividade de 12% exibiu uma lucratividade para o projeto, apresentando um VPL > 0, como ilustrado na figura 13 e presente no apêndice B.4. As taxas internas de retorno (TIR) foram iguais a 13,26%, 14,67%, 18,96% e 23%, respectivamente, para o MDEA-DEA, DGA, DGA ICA e DGA LVC. Quando comparado ao caso base DGA, as modificações ICA e LVC apresentaram um aumento de valor presente líquido acima de 275% e 467%, respectivamente. Dessa forma, as configurações promoveram benefícios econômicos para a análise do negócio. Em relação ao tempo de payback dos processos, pode-se observar que nenhum projeto é financeiramente atrativo até o sexto ano de operação, sendo que para o alcance do objetivo dessa margem, as vendas com biometano são de US\$0,38/m³ para os processos.



Figura 13 - Valor presente acumulado para os processos no decorrer do tempo de operação

■ MDEA-DEA ■ DGA ■ DGA ICA ■ DGA LVC

De acordo com a Empresa de Pesquisa Energética - EPE (2018), a ausência de precificação do gás natural no sistema tradicional brasileiro não impedia que valores tarifários do biometano poderiam ser calculados para viabilizá-lo como alternativa energética para a matriz do setor. Assim, tais comparações eram mensuradas mediante o preço do gás natural praticado pela Petrobras para a distribuidora de gás. Além disso. como reportado o Boletim do Gás Natural publicado pelo Ministério de Minas e Energia- MME (2018), os preços do gás natural sem os tributos e encargos variaram entre US\$0,23/m³ até US\$0,37/m³. Por fim, conclui-se que projetos de menores escalas necessitariam de uma precificação adequada dos atributos ambientais, como os créditos de carbono, para se tornarem financeiramente atrativos.

Em 2019, o Programa Novo Mercado de Gás introduziu a abertura, dinamicidade e competitividade do gás natural no mercado, de forma a promover a redução do preço e contribuir para um maior desenvolvimento no Brasil. A contribuição do Programa em todos os elos da cadeia de valor do gás natural, incluindo as etapas de produção à distribuição, visa a uma maior eficiência da infraestrutura existente, à promoção da maior concorrência no mercado de gás natural e à atração para investimentos (MME, 2019). De acordo com o Boletim do Gás Natural publicado pelo Ministério de Minas e Energia – MME em Dezembro de 2019, os preços

do gás natural ainda não incluíam o programa. Assim, no segmento automotivo, o preço para o consumidor final (com tributos) foi de US\$ 0,77/m³. Em contrapartida, em Agosto de 2020, os preços do contrato Novo Mercado de Gás representaram 66% do preço do gás importado. Dessa forma, o valor para o consumidor final no segmento automotivo foi de US\$0,55/m³ (MME, 2020).

Segundo especialistas do setor (CIBIOGÁS, 2020), a estruturação e produção em larga escala de biogás e biometano potencializa a redução do preço, além de promover ganhos energéticos e uma contribuição eficaz na modernização da matriz energética nacional com a reabertura do mercado e a interiorização do seu uso, abrangendo vantagens em relação do Gás Liquefeito de Petróleo (GLP) e Gás Natural Liquefeito (GNL). Portanto, o Programa Novo Mercado de Gás apresenta oportunidades para o uso do biometano em complementaridade ao gás natural.

5.6. Análise Ambiental

Dixit (2015) realizou o estudo com a análise de ciclo de vida da diglicolamina para avaliar os impactos do processo de produção de biometano e comparar os resultados obtidos com aqueles gerados pela produção de gás natural. Em seu estudo, reportou o biometano como um recurso renovável apesar de não ser mais sustentável que o gás natural. Em seu método comparativo para uma análise ambiental com o viés de maior sustentabilidade para o setor energético, considerações como a redução de aquecimento global e a depleção de ozônio indicaram o uso do biometano como o mais favorável. Apesar disso, a preferência pelo gás natural leva em consideração a redução da depleção de recursos abióticos, acidificação, toxicidade humana e ecotoxicidade. Dessa forma, tais avaliações apoiam os resultados alcançados no presente estudo.

As análises ambientais dos processos com a ferramenta RenovaCalc foram analisadas simultaneamente com a atratividade econômica. Conforme os fatores de caracterização de gases do efeito estufa (Tabela 10), os valores calculados para as etapas industrial, transporte e uso contabilizaram o cálculo da intensidade de carbono do biometano. A tabela 19 e o Apêndice C apresentam os resultados para os solventes MDEA-DEA, DGA, DGA ICA e DGA LVC.

	Unidades	MDEA-	DGA	DGA	DGA
		DEA		ICA	LVC
Taxa de emissão de Carbono – Biometano	[g CO _{2eq} /MJ]	4,95	4,65	4,59	4,80
Taxa de emissão de Carbono – Referência	$[g CO_{2eq} / MJ]$	86,70	86,70	86,70	86,70
Nota de Eficiência Energético- Ambiental	$[g CO_{2eq} / MJ]$	81,75	82,05	82,11	81,90
Redução das emissões	[%]	94,29	94,64	94,70	94,50
Volume elegível para comercialização	[Milhões Nm ³]	5,42	5,09	5,42	5,81
Quantidade de CO _{2eq} evitada (anual)	[Milhares t CO _{2eq}]	14,50	13,64	14,54	15,55
CBIOs	[Milhares]	14,50	13,64	14,54	15,55

Tabela 19 - Resultados ambientais com o uso da ferramenta RenovaCalc

Os processos MDEA-DEA e DGA LVC apresentaram as maiores intensidades de carbono, com 4,95 g CO_{2eq}/MJ e 4,80 g CO_{2eq}/MJ, respectivamente. Isso é uma característica da maior quantidade de eletricidade requerida no compressor para o caso MDEA-DEA em etapa anterior à coluna absorvedora; e da adição de um segundo compressor para o caso DGA LVC. Portanto, em consideração ao valor de referência do combustível fóssil de 86,7 g CO_{2eq}/MJ, os processos apresentaram Nota de Eficiência Energético-Ambiental acima de 81,75 g CO_{2eq}/MJ, resultando em aproximadamente 95% de redução nas emissões para a atmosfera. Portanto, todos os processos foram ambientalmente atrativos.

A quantidade de toneladas de CO_{eq} evitada nos processos de biometano é calculada mediante a Nota de Eficiência Energético-Ambiental (NEEA), a densidade do gás, o poder calorífico e o volume elegível para comercialização. Assim, este trabalho aborda um cenário hipotético para os processos, de forma que a Tabela 19 exibe a quantidade de toneladas evitada e consequentemente, a quantidade de CBIOs. Observa-se que a configuração DGA ICA apresentou а maior redução das emissões quando analisada pelo indicador g CO_{2eq}/MJ. Contudo, o processo DGA LVC possui um maior volume elegível de biometano para comercialização, tendo em vista que o trabalho termodinâmico equivalente (W_{eq}) é de 1559,58 kg/kJ CO₂ (Tabela 18) versus 1656,26 kg/kJ CO₂ para DGA ICA (Tabela 17). Assim, será utilizada uma menor quantidade de biometano no sistema de cogeração acoplado à planta DGA LVC, sendo disponibilizada uma maior quantidade para a venda.

O presente estudo avalia somente uma estimativa da geração de CBIOs gerados anualmente nos processos, de forma que a quantidade varia entre 13.640 e 15.550. Sabe-se que 1 CBIO equivale a 1 tonelada de CO_{2eq} evitada no processo. Para esse ativo ser comercializado na bolsa de valores, o produtor/importador precisa atender todos os critérios de elegibilidade do RenovaBio, incluindo a sua certificação com uma firma inspetora credenciada no programa. Por conseguinte, o presente estudo não avaliou o valor monetário de negociação do CBIOs. O relatório 'Certificados da Produção ou Importação Eficiente de Biocombustíveis' da ANP apresenta as notas médias de Eficiência Energético Ambiental (NEEA) para 130 unidades de cada rota tecnológica de biocombustível já certificadas no Programa do RenovaBio, sendo apenas uma rota de biometano (MME,2020). A Tabela 20 apresenta o comparativo dos processos analisados no presente estudo e da rota certificada de biometano.

Tabela 20 - Comparativo entre a rota credenciada pelo RenovaBio e os processos analisados

	Unidades	* Rota	MDEA-	DGA	DGA	DGA
		credenciada	DEA		ICA	LVC
Nota de Eficiência Energético-	[g CO _{2eq} /MJ]	80,90	81,75	82,05	82,11	81,90
Ambiental (NEEA)						
Fator para emissão de CBIO	$[10^{-6} t CO_{2eq}/L]$	2,97	2,67	2,68	2,68	2,68
Fonte: * MME (2020)						

É importante salientar que a tecnologia de purificação do biogás para a rota já credenciada no mercado não é a mesma do presente estudo. Contudo, percebe-se que os processos analisados neste presente estudo apresentam valores em proximidade com o já registrado no Programa RenovaBio.

6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

O Brasil possui um alto potencial de aproveitamento de biogás para a geração de biometano em aterros sanitários visto a expressiva quantidade de RSU gerada e a alta porcentagem de matéria orgânica (51,4%). Neste estudo, as simulações permitiram a determinação de parâmetros físico-químicos e operacionais para a validação da viabilidade do processo de purificação em biometano, com a sua devida utilização como biocombustível em similaridade ao gás natural.

Os resultados de simulações de processos para os solventes MDEA-DEA e DGA apresentaram o DGA como o mais atrativo para o processo de purificação de biogás com absorção com aminas, com uma remoção de 99% (molar) de dióxido de carbono. A baixa volatilidade do DGA permite que o processo de absorção possa ser operado em pressões menos elevadas, ao mesmo tempo em que atinge maiores taxas de carregamento de gases ácidos. Por conseguinte, ocorre a diminuição de custos operacionais, principalmente relacionados à unidade de compressão no processo. A menor razão líquido/gás (L/G) [kg/kg] para esse solvente reduz os custos associados aos insumos necessários do processo. Dessa forma, as modificações operacionais no processo DGA, com o resfriamento interno da coluna absorvedora (ICA) e a recompressão de fundo da coluna regeneradora (LVC) permitiram melhorias de eficiência energética, diminuindo os custos de processos e as cargas ambientais.

O levantamento do presente estudo foi realizado a partir da estimada limitação de escala operacional para o processo, em que se restringiu a um projeto de média escala para a viabilidade da utilização de aminas na purificação de biogás. Além disso, não considerou o fator de internalização para o Brasil nos custos de investimento. A avaliação econômica indicou custos de investimento para os dois solventes em concordância com os estudos desenvolvidos em escalas comerciais internacionais. Os resultados apresentaram o valor de venda mínima do biometano como US\$0,38/m³, um valor próximo da faixa do preço de gás natural praticado pelo mercado sem a tributação, de US\$0,23/m³ até US\$0,37/m³. A modificação DGA LVC apresentou o maior Valor Presente Líquido, com um aumento monetário acima de 467% em comparação ao processo DGA sem modificações; além de reduzir o tempo de payback de 8,32 anos para 5,31 anos. Logo em seguida, em ordem decrescente de viabilidade econômica, encontram-se os processos DGA ICA, DGA e MDEA-DEA.

A avaliação ambiental para os processos com a ferramenta RenovaCalc apresentou concordância com o processo de Biometano atualmente credenciado pelo RenovaBio, de forma que a rota tecnológica influencia diretamente a Nota de Eficiência Energético-Ambiental. O processo DGA ICA apresentou o melhor indicador ambiental de Nota de Eficiência Energético– Ambiental, com 82,11 g CO_{2eq}/MJ. Contudo, para o cálculo dos créditos de descarbonização (CBIOs) considerou que parcela do biometano produzido foi utilizado na unidade de cogeração acoplada. Dessa forma, o processo DGA LVC apresentou melhores resultados, com 15.550 créditos disponíveis. Todos os processos exibiram uma redução aproximada de 95% das emissões de CO₂ equivalente para a atmosfera.

Com base nas simulações apresentadas neste estudo, as modificações ICA e LVC foram consideradas separadamente. Uma sugestão que pode ser interessante para futuros trabalhos é considerar a combinação de duas ou mais modificações, a fim de identificar a interação entre elas e possivelmente reduzir o consumo de energia. Recomendam-se novos estudos com outras aminas, por exemplo, MDEA-piperazina, para avaliar e propor outras melhorias em parâmetros operacionais, assim como avaliar indicadores econômicos e ambientais.

7. REFERÊNCIAS

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS [ABNT]. NBR ISO 14040: Gestão Ambiental - Avaliação do Ciclo de Vida - Princípios e Estrutura. Rio De Janeiro, 2009.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE EMPRESAS DE LIMPEZA PÚBLICA E RESÍDUOS [ABRELPE]. **Panorama de Resíduos Sólidos no Brasil**. 2017. Disponível em: http://abrelpe.org.br/pdfs/panorama/panorama_abrelpe_2017.pdf>. Acesso em: 20 jun. 2019].

AL-JUAIED, M.; ROCHELLE, G. Absorption of CO2 in aqueous diglycolamine. Industrial & Engineering Chemistry Research, v. 45, n. 8, p. 2473-2482, (2006b).

AMIGUN, B.; VON BLOTTNITZ, H. Capacity-cost and location-cost analyses for biogas plants in Africa. **Resources, Conservation and Recycling**, v. 55, n. 1, p.63-73, 2010.

AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS [ANP]. **Resolução ANP nº 685/2017**. Disponível em: http://legislacao.anp.gov.br/?path=legislacao-anp/resol-anp/2017/junho&item=ranp-685--2017 A cesso em: 24 abr. 2019.

AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS [ANP]. LEI Nº 13.576, DE 26.12.2017 - DOU 27.12.2017. Disponível em: http://legislacao.anp.gov.br/?path=legislacao-federal/leis/2017&item=lei-13.576--2017. Acesso em: 12 nov. 2019.

AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS [ANP]. **Resolução ANP nº 758/2018**. Disponível em:< http://legislacao.anp.gov.br/?path=legislacao-anp/resol-anp/2018/novembro&item=ranp-758-2018> Acesso em: 03 dez. 2019.

AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS [ANP].ResoluçãoANPn°791/2019.Disponívelem:<http://legislacao.anp.gov.br/?path=legislacao-anp/resol-anp/2019/junho&item=ranp-791-</td>2019> Acesso em: 03 dez. 2019.

AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS [ANP]. **RenovaCalc^{MD}: Método e ferramenta para a contabilidade da Intensidade de Carbono de Biocombustíveis no Programa RenovaBio.** Disponível em: < <http://www.anp.gov.br/images/Consultas_publicas/2018/n10/CP10-2018_Nota-Tecnica-Renova-Calc.pdf>. Acesso em: 30 nov. 2019.

AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS [ANP]. **Planilha RenovaCalc (Ferramenta de cálculo da intensidade de carbono de biocombustíveis).** Disponível em: http://www.anp.gov.br/producao-de-biocombustíveis/renovabio/renovacalc. Acesso em: 30 nov. 2019.

ARRONWILAS, A.; VEAWAB, A. Heat recovery gas absorption process. University of Regina. US 7906087. 2011.

ASPENTECH, HYSYS® 2004.2 **Simulation Basis**. (2005) 527. Disponível em http://www.aspentech.com . Acesso em: 5 fev. 2019.

AUSTGEN, D. A Model of vapor-liquid equilibria for acid gas-alkanolamine-water systems. Ph.D. Thesis. University of Texas at Austin, USA. 1989.

AUSTGEN, D.M.; ROCHELLE, G.T.; CHEN, C-C. Model of Vapor-Liquid Equilibria for Aqueous Acid Gas-Alkanolamine Systems. 2. Representation of H2S and CO2 Solubility in Aqueous MDEA and CO2 Solubility in Aqueous Mixtures of MDEA with MEA and DEA, Ind. Eng. Chem. Res., v. 30, p. 543-555, 1991.

BAUER, F.; HUELTBERG, C.; PERSSON, T.; TAMM, D. **Biogas upgrading – Review of commercial technologies.** Swedish Gas Technology Centre, SGC, 82. 2013.

BATEAUX, J.; GODARD, A. Process and installation for regenerating an absorbent solution containing gaseous compounds. Societe Nationale Elf Aquitaine. US4384875.1983.

BENAMOUR, A.; AROUA, M. K. Modeling of CO2 solubility and carbamate concentration in DEA, MDEA and their mixtures using the Deshmukh–Mather model, Fluid Phase Equilibria, v. 231, p. 150–162, 2005.

BRAVO, J. L., ROCHA, J.A., FAIR, J.R. Mass transfer in gauze packings, **Hydrocarbon Processing**, v. 64, n. 91, 1985.

BROMLEY, L.Thermodynamic properties of strong electrolytes in aqueous solutions. **AIChE Journal**, v.19, n. 2, p.313-320, 1973.

BUCKLIN, R. DGA – a workhorse for gas sweetening. Oil & Gas Journal, v. 80, n. 45, p. 193-197, 1982.

BUTWELL, K.F.; KUBEK, D.J. Process for CO₂ removal. Union Carbide Corporation. US4184855. 1980.

CAPRA, F., FETTARAPPA, F., MAGLI, F., GATTI, M., MARTELLI, E. Biogas upgrading by amine scrubbing: solvent comparison between MDEA and MDEA/MEA blend. **Energy Procedia**, v. 148, p. 970-977, 2018.

CHEMICAL ENGINEERING PLANT COST INDEX [CEPCI]. CEPCI Updates. Disponível em: https://www.chemengonline.com/tag/cepci/page/2/. Acesso em: 10 set. 2019.

CHEN, C.; BRITT, H.; BOSTON, J.; EVANS, L. Local composition model for excess Gibbs energy of electrolyte systems. Part I. Single solvent, single completely dissociated electrolyte systems. **AIChE Journal**, v. 28, n.4, p. 588-596, 1982.

CHEN, X.; CLOSMANN, F.; ROCHELLE, G. Accurate screening of amines by the wetted wall column. **Energy Procedia**, v. 4, p. 101-108, 2011.

CHEN, C.; EVANS, L. A local composition model for the excess Gibbs energy of aqueous electrolyte systems. **AIChE Journal**, v. 32, n.3, p. 444-454, 1986.

CHILTON, T. H.; COLBURN, A.P. Mass Transfer (Absorption) Coefficients Prediction from Data on Heat Transfer and Fluid Friction. **Industrial and Engineering Chemistry**, v. 26, p. 1183-1187, 1934.

CIBIOGÁS, Nota Técnica: N° 002/2010 – Panorama do Biogás no Brasil em 2019, (2020). Disponível em: https://cibiogas.org/ Acesso em: 5 jun. 2020.

COELHO, M.A.A.; SOUZA, J.; SCHAEFFER, L.; ROSSINI, E.G. Estudo de viabilidade econômica de plantas de purificação de biogás, membrana versus lavagem por amina, **Conference Paper**, 2015.

COMPANHIA DE GÁS DE SÃO PAULO [COMGÁS]. **RIP Generalidades**. Disponível em: <<u>https://www.comgas.com.br/wp-content/uploads/2017/05/RIP-2014_2-Generalidades-versao-marco-2014.pdf></u>. Acesso em: 19 agos. 2019.

COUSINS, A.; WARDHAUGH, L.T.; FERON, P. H. M. Preliminary analysis of process flow sheet modifications for energy efficient CO₂ capture from flue gases using chemical absorption. **Chem Eng Res Des**, v. 89, p. 1229-36, 2011.

DESHMUKH, R.; MATHER, A. A mathematical model for equilibrium solubility of hydrogen sulfide and carbon dioxide in aqueous alkanolamine solutions. **Chemical Engineering Science**, v. 36, n.2, p. 355-362, 1981.

DINGMAN, J.; JACKSON, J.; MOORE, T.; BRASON, J. Equilibrium data for the H2S-CO2-DGA agent-water system. **62nd Annual Convention of Global Processors Association**, San Francisco, USA, 1983.

DIXIT, O. **Upgrading Biogas to Biomethane Using Absorption**. Doctorate in Mechanical Engineering. Faculty of Mechanical Science and Engineering, Technische Universität Dresden, Germany, 2015.

DIXIT,O.; MOLLEKOPF, N. Designing absorption processes with aqueous diglycolamine. **Chemical Engineering & Technology**, v. 37, n. 9, p. 1583-1592, 2014.

DUEÑAS, L. C.; MARTÍNEZ, A. L.; FERNÁNDEZ, F. R.; MARCOS, M. J. R. **Metodologías** del diseño aplicado y gestión de proyectos para ingenieros químicos. Ediciones de la Universidad de Castilla-La Mancha, 2010.

EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA [EPE]. Economicidade e Competitividade do Aproveitamento Energético dos Resíduos Sólidos Urbanos. **Nota Técnica DEA 16/14**. Rio de Janeiro, 2014. Disponível em:< http://www.epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/PublicacoesArquivos/publicacao-251/topico-311/DEA%2016%20-%20%20Economicidade%20e%20Competitividade%20do%20Aproveitamento%20Energetic o%20d%5B1%5D.pdf>. Acesso em: 03 dez. 2019.

EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA [EPE]. Inventário Energético dos Resíduos Sólidos Urbanos. **Nota Técnica DEA 18/14**. Rio de Janeiro, 2014. Disponível em: http://www.epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dados-

abertos/publicacoes/PublicacoesArquivos/publicacao-251/topico-311/DEA%2018%20-%20%20Invent%C3%A1rio%20Energ%C3%A9tico%20de%20Res%C3%ADduos%20S%C3%B3lidos%20Urbanos%5B1%5D.pdf>. Acesso em: 03 dez. 2019.

EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA [EPE]. Estudo sobre a Economicidade do Aproveitamento dos Resíduos Sólidos Urbanos em Aterro para Produção de Biometano. **Nota Técnica DEA 019/2018**, 2018. Disponível em:<<u>http://www.epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/PublicacoesArquivos/publicacoa-</u>

309/NT%20Biometano%20de%20Aterro%20vf%200192018.pdf>. Acesso em: 05 jun. 2019.

EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA [EPE]. **Compilação de Correlações de Custos de Equipamentos**. Instalações Industriais de Gás Natural. Disponível em:<http://epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dados-

abertos/publicacoes/PublicacoesArquivos/publicacao-315/EPE,%202018%20-

%20Compila%C3%A7%C3%A3o%20de%20Correla%C3%A7%C3%B5es%20de%20Custo %20de%20Equipamentos.pdf>. Acesso em: 29 set. 2019.

ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY [EPA]. LGF Energy Project Development Handbook. Landfill Methane Outreach Program. June 2017. Disponível em:

https://www.epa.gov/sites/production/files/2016-11/documents/pdh_full.pdf>. Acesso em: 20 set. 2019.

GAL, E.; BADE, O.M.; KOZAK,F.K.; MURASKIN, D.J., DOPATKA, J. Multi-stage CO₂ removal system and method for processing a flue gas stream. Alstom Technology Ltd. WO2009/055419,2009.

GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION. **Engineering Data Book**. Tulsa. Edition 12. Volume I & II. Section 1-26, 2004.

GELEFF, S.A. Method for recovery of carbon dioxide from gaseous source. Union Engineering. WO2004/073838,2004.

GENERAC BRASIL. **Geradores à gás Generac**. Disponível em https://generacbrasil.com.br/produtos/geradores-gas/linha-industrial/. Acesso em: 20 ago. 2020.

HAJI SULAIMAN, M.Z.; AROUA, M.K.; BENAMOR, A. Analysis of Equilibrium Data of CO2 in Aqueous Solutions of Diethanolamine (DEA), Methyldiethanolamine (MDEA) and Their Mixtures Using the Modified Kent Eisenberg Model, **Trans IChemE**, v. 76, Part A, p. 961-968, 1998.

HU, W.; CHAKMA, A. Modelling of equilibrium solubility of CO2 and H2S in aqueous diglycolamine solutions. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, v. 68, n. 3, p. 523-525, 1990.

HUVAL, M., VAN DE VENNE, H.. DGA proves out as a low-pressure gas sweetener in Saudi Arabia. **Oil & Gas Journal**, v. 79, n. 3, p. 91-103, 1981.

INTERGOVERNMENTAL PANEL ON CLIMATE CHANGE [IPCC]. Climate Change 2014: Synthesis Report. Contribution of Working Groups I, II and III to the Fifth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change [Core Writing Team, R.K. Pachauri and L.A. Meyer (eds.)]. IPCC, Geneva, Switzerland, 151.

JOU, F-Y.; MATHER, A.E.; OTTO, F.D., Solubility of H2S and CO2 in Aqueous Methyldiethanolamine Solutions, **Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.**, v. 21, 539- 544, 1982.

KARIMI, M., HILLESTAD, M., SVENDSEN, H.. Capital costs and energy considerations of different alternative stripper configurations for post combustion CO2 capture. **Chemical Engineering Research and Design**,v. 89, n. 8, p. 1229–1236, 2011.

KARIMI, M., HILLESTAD, M., SVENDSEN, H. Investigation of intercooling effect in CO2 capture energy consumption. **Energy Procedia**, v. 4, p. 1601–1607, 2011.

KAZEMI, A. Effects of lean alkanolamine temperature on the performance of CO2 absorption processes using alkanolamine solutions, **Int J Petrochem Res**, v. 2, n. 1, p. 141-147, 2018.

KENT, R.; EISENBERG, B. Better data for amine treating. **Hydrocarbon Processing**, v. 55, n.2,p. 87-90, 1976.

KNUDSEN, J.N., ANDERSEN, J., JENSEN, J.N., BIEDE, O., 2011. Results from tests campaigns at the 1 t/h CO2PCC pilot plant in Esbjerg under the FP7 CESAR project. In: 1stPost Combustion Capture Conference, Abu Dhabi, Maio 17–19.

KOHL, A., NIELSEN, R.. Gas purification. 5th ed., 5th Edition., **Elsevier**, Gulf Publishing Company, TX: Houston, USA., 1997.

LE MOULLEC, Y.; KANNICHE, M. Screening of flowsheet modifications for an efficient monoethanolamine(MEA) based post-combustion CO₂ capture. **International Journal of Greenhouse Gas Control**, v. 5, p. 727-40, 2011.

LE MOULLEC, Y.; NEVEUX, T.; HOFF, K.A.; CHIKUKWA, A. Process modifications for solvent-based post-combustion CO2 capture. **International Journal of Greenhouse Gas Control**, v. 31, p. 96–112, 2014.

LINO, F. A. M.; ISMAIL, K. A. R.. Analysis of the potential of municipal solid waste in Brazil, **Environmental Development**, v. 4, n. 1, p. 105-113, 2012.

LLOYD, W.G., DAVENPORT, D.A. Applying Thermodynamics to Fossils Fuels: Heats of Combustion from Elemental Composition, **J. Chem. Educ**, v. 57, n. 1, p. 56-60, 1980.

MINISTÉRIO DAS CIDADES E GIZ. **Conceitos para Licenciamento Ambiental de Usina de Biogás**. Coletânea de publicações do PROBIOGÁS. Série Desenvolvimento do Mercado de Biogás. 1^a Edição, pp. 19-25. 2016. Disponível em: <htp://www.cidades.gov.br/images/stories/ArquivosSNSA/probiogas/licenciamento-usinas-biogas.pdf>. Acesso em: 06 dez. 2019.

MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA [MME]. **Boletim do Gás Natural**. Disponível em:<http://www.mme.gov.br/web/guest/secretarias/petroleo-gas-natural-e-biocombustiveis/publicacoes/boletim-mensal-de-acompanhamento-da-industria-de-gas-natural>. Acesso em: 05 out. 2019.

MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA [MME]. **Novo Mercado de Gás.** Disponível em: <<u>http://www.mme.gov.br/web/guest/conselhos-e-comites/cmgn/novo-mercado-de-gas</u>>. Acesso em: 24 nov. 2020.

MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA [MME]. **Certificados de Produção ou Importação Eficiente de Biocombustíveis.** Disponível em: https://www.gov.br/anp/pt-br/assuntos/producao-e-fornecimento-de-biocombustiveis/renovabio/certificados-producao-importacao-eficiente-biocombustiveis. Acesso em : 01 dez. 2020.

MOKHATAB, S.; POE, W. A.; SPEICHT, J.G. Handbook of natural gas transmission and processing. 3rd ed. **Gulf Professional Publishing**, 2015.

MORERO, B.; CAMPANELLA, E.A. Simulation of the process of chemical absorption using amine solutions for biogas purification. **Inf. Tecnol.**, v. 24, n. 1, p. 25-32, 2013.

NUCHITPRASITTICHAI, A.; CREMASCHI, S. Optimization of CO2 Capture Process with Aqueous Amines Using Response Surface Methodology, **Computer & Chemical Engineering**, v. 35, n. 8, p. 1521-1531, 2011.

PENG, D.; ROBINSON, D. A new two-constant equation of state. **Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals**, v. 15, n. 1, p. 59-64, 1976.

PERTL, A.; MOSTBAUER, P.; OBERSTEINER, G. Climate balance of biogas upgrading systems. **Waste management**, v. 30, n. 1, p. 92–9, 2010.

PINSENT, B.R.; PEARSON, L.; ROUGHTON, F.J.W. The Kinetics of Combination of Carbon Dioxide with Hydroxide Ions, **Trans. Faraday Soc.**, v. 52, p. 1512-1520, 1956.

PLANALTO CENTRAL DO GOVERNO FEDERAL. Lei N° 13.576/2017. Dispõe sobre a Política Nacional de Biocombustíveis (RenovaBio) e dá outras providências. Disponível em: http://www.planalto.gov.br/ccivil_03/_ato2015-2018/2017/lei/L13576.htm>. Acesso em: 30 nov. 2019.

POLASEK, J., BULLIN, J.A. Selecting amines for sweetening units. Bryan Research and Engineering. Inc. Technical Papers, 1994.

POSEY, M. L., ROCHELLE, G.T., A Thermodynamic Model of Methyldiethanolamine-CO2-H2S-Water, **Ind. Eng. Chem. Res.**, v. 36, p. 3944-3953, 1997.

PRAUSNITZ, J.; LICHTENTHALER, R.; GOMES DE AZEVEDO, E. Molecular thermodynamics of fluid phase equilibria (3rd ed.). **Prentice Hall**, NJ: Upper Saddle River, USA. 1999.

PROTREAT. Making Sense of Absorber Temperature Profiles, **The Contactor. Optimized Gas Treating, Inc.**, v. 10, n. 7, 2016.

RAMACHANDRAN, N.; ABOUDHEIR, A; IDEM, R.; TONTIWACHWUTHIKUL, P. Kinetics of the Absorption of CO2 into Mixed Aqueous Loaded Solutions of Monoethanolamine and Methyldiethanolamine, **Ind. Eng. Chem. Res.**, v. 45, p. 2608-2616, 2006.

RASI, S.; VEIJANENY, A.; RINTALA, J. Trace compounds of biogas from different biogas production plants, **Energy**, v. 32, n. 8, p. 1375-1380, 2007.

REDDY, S.; SCHERFFIUS, J.; FRANCUZ, V. **Two-stage quench scrubber**. Fluor Technologies Corporation. W02007/075485. 2007.

REDLICH, O.; KWONG, J. On the thermodynamics of solutions V. An equation of state. Fugacities of gaseous solutions. **Chemical Reviews**, v. 44, n. 1, p. 233-244, 1949.

RINKER, E.B.; ASHOUR, S.S.; SANDALL, O.C. Kinetics and Modeling of Carbon Dioxide Absorption into Aqueous Solutions of Diethanolamine, **Ind. Eng. Chem. Res.**, v. 35, p. 1107-1114, 1996.

SALOMON, K. R. Avaliação técnico- econômica e ambiental da utilização do biogás proveniente da biodigestão da vinhaça em tecnologias para geração de eletricidade. Doutorado em Engenharia Mecânica. Instituto de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Itajubá, Itajubá, Brasil, 2007.

SATTLER, K. Thermische Trennverfahren. 2nd ed., VCH Verlagsgesellschaft, Weinheim, Germany, 1995.

SEPÚLVEDA, G., JAIMES, L.E., PACHECO, L., DÍAZ, C.A. Simulation of biogas cleaning process using different amines. **Revista Facultad de Ingeniería**, v. 27, n. 47, p. 51-60, 2018.

SHIMEKIT, B.; MUKTAR, H. Natural gas purification technologies-major advances for CO2 separation and future directions, Advances in Natural Gas Technology. InTech., p. 237-269, 2012.

SINNOT, R. Chemical Engineering Design. Coulson & Richardson's Chemical Engineering. Elsevier Butterworth Heinemann. Volume 6. 1999.

SOAVE, G. Equilibrium constants from a modified Redlich-Kwong equation of state. **Chemical Engineering Science**, v.27, n.6, p. 1197-1203, 1972.

TERRAZA, H.; WILLMUMSEN, H. **Guidance Note on Landfill Gas Capture and Utilization**. Banco Interamericano de Desenvolvimento. 2009. Disponível em: https://publications.iadb.org/publications/english/document/Guidance-Note-on-Landfill-Gas-Capture-and-Utilization.pdf>. Acesso em: 20 set. 2019.

THRÄN ET. AL. **Biomethane – status and factors affecting market development and trade**. IEA Task 40 and Task 37 Joint Study. September 2014. Disponível em: https://www.ieabioenergy.com/publications/biomethane-status-and-factors-affecting-market-development-and-trade/>. Acesso em: 20 set. 2019.

TURTON, R., BAILLIE, R. C. WHITING, W. B. SHAIEWIT, J. A. **Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes**. 3 edição. Upper Saddle River, N.J., EUA: Prentice Hall PTR, 2008.

VELOSO E SILVA, C. A. B. **Limpeza e purificação de biogás**. Mestrado em Engenharia Mecânica. Escola de Ciências e Tecnologia, Universidade de Trás-os-Montes e Alto Douro, Vila Real, Portugal, 2009.

VO, T.T.Q., WALL, D.M., RING, D., RAJEDRAN, K., MURPHY, J.D., Techno-economic analysis of biogas upgrading via amine scrubber, carbon capture and ex-situ methanation. **Applied Energy**, v. 212., n. 15, p.1191-1202, 2018.

XU, Q.; ROCHELLE, G. Total pressure and CO2 solubility at high temperature in aqueous amines. **Energy Procedia**, v. 4, p. 117-124, 2011.

WEIDEMA. B. P.; EKVALL, T. Guidelines for applications of deepened and broadened LCA: consequential LCA. Chapter for CALCAS project. Deliverable D18, 2009. Disponível em: < https://www.leidenuniv.nl/cml/ssp/publications/calcas_report_d18.pdf>. Acesso em: 11 ago. 2020.

WEILAND, R.; CHAKRAVARTY, T.; MATHER, A. Solubility of CO2 and H2S in aqueous alkanolamines. Industrial & Engineering Chemistry Research, v. 32, n.7, p. 1419-1430, 1993.

WELLINGER, A.; MURPHY, J.; BAXTER, D. The biogas handbook: Science, production and applications, **Woodhead Publishing Series in Energy: Woodhead Publishing Limited**, 2013.

WOODHOUSE, S; RUSHFELDT, P.; SANDEN, H. **Improved absorbent regeneration**. Aker Clean Carbon. W02008/063079, 2008.

YANG, L.; GE, X.; WAN, C.; YU, F.; LI, Y. Progress and perspectives in converting biogas to transportation fuels, **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 40, n. 1, p. 1133-1152, 2014.

ZAHID, U. ; AL ROWAILI, F.N.; AYODEJI, M. K.; AHMED, U. Simulation and parametric analysis of CO₂ capture from natural gas using diglycolamine, **International Journal of Greenhouse Gas Control**, v. 57, n.1, p. 42-51.

APÊNDICE A: Diagramas de processos e Resultados das simulações no AspenPlus

A.1. Diagrama de processo sem modificações



Processo MDEA-DEA																			
Descrição	Unidades	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Do			C-101	E-101	T-101	V-101	V-101	T-101	P-101	E-102	T-102	V-102	V-102	T-102	P-102	E-102	E-103		V-103
Para		C-101	E-101	T-101	V-101			P-101	E-102	T-102	V-102			P-102	E-102	E-103	V-103	V-103	T-101
Fase		Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Vapor	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	[C]	45,00	139,29	45,00	50,29	20,00	20,00	70,02	70,01	105,00	43,85	20,00	20,00	114,60	114,66	82	50	50	50,00
Pressão	[bar]	1,01	2,51	2,51	2,50	2,50	2,50	2,51	3,80	3,80	1,70	1,70	1,70	1,71	3,20	3,2	2,5	2,5	2,5
Fração molar																			
H2O		0	0	0	4,40E-02	9,64E-03	1,00E+00	8,51E-01	8,50E-01	8,46E-01	5,42E-02	1,41E-02	9,99E-01	8,59E-01	8,59E-01	8,60E-01	8,61E-01	9,98E-01	8,62E-01
CO2		3,82E-01	3,82E-01	3,82E-01	9,96E-03	1,03E-02	1,82E-05	1,09E-04	6,17E-05	8,48E-04	9,45E-01	9,85E-01	1,18E-03	1,10E-04	1,10E-04	1,33E-05	1,40E-06	0	1,39E-06
H2S		9,00E-05	9,00E-05	9,00E-05	6,85E-06	7,09E-06	3,61E-08	4,25E-08	4,27E-08	8,38E-08	2,15E-04	2,24E-04	7,76E-07	8,77E-08	8,78E-08	3,73E-08	1,88E-08	0	1,87E-08
H3O+		0	0	0	0	0	1,43E-09	7,35E-11	7,34E-11	2,77E-10	0	0	2,96E-06	7,45E-11	7,47E-11	2,26E-11	6,13E-12	1,16E-12	6,12E-12
OH-		0	0	0	0	0	1,83E-09	9,15E-07	9,21E-09	9,12E-07	0	0	7,49E-13	1,39E-06	1,39E-06	1,40E-08	1,10E-06	1,59E-06	1,11E-06
HCO3-		0	0	0	0	0	1,11E-04	1,07E-02	1,19E-02	1,51E-02	0	0	2,96E-06	2,61E-03	2,61E-03	1,90E-03	1,09E-03	0	1,08E-03
CO3-2		0	0	0	0	0	8,16E-08	5,94E-04	6,64E-04	2,53E-04	0	0	7,77E-13	1,46E-05	1,45E-05	3,73E-05	6,35E-05	0	6,38E-05
DEAH+		0	0	0	0	0	3,90E-06	9,00E-03	9,24E-02	8,30E-03	0	0	5,89E-12	1,36E-03	1,36E-03	1,65E-03	1,99E-03	1,08E-05	1,99E-03
DEACOO-		0	0	0	0	0	1,84E-09	1,70E-02	1,58E-02	1,22E-02	0	0	3,58E-20	1,59E-03	1,59E-03	2,38E-03	3,18E-03	0	3,17E-03
HS-		0	0	0	0	0	4,48E-08	1,24E-05	1,24E-05	1,23E-05	0	0	3,96E-10	6,88E-06	6,88E-06	6,93E-06	6,95E-06	0	6,93E-07
S-2		0	0	0	0	0	4,92E-16	2,37E-10	2,37E-10	4,00E-10	0	0	1,55E-21	2,10E-10	2,10E-10	1,14E-10	5,21E-11	0	5,23E-11
MDEA		0	0	0	3,85E-06	8,48E-12	3,65E-06	7,27E-02	7,28E-02	7,30E-02	8,36E-11	1,11E-19	3,31E-14	8,98E-02	8,98E-02	9,00E-02	9,03E-02	7,57E-04	9,00E-02
MDEAH+		0	0	0	0	0	1,07E-04	1,99E-02	1,98E-02	1,95E-02	0	0	2,05E-09	2,88E-03	2,88E-03	2,71E-03	2,41E-03	5,13E-06	2,40E-03
CH4		5,73E-01	5,73E-01	5,73E-01	8,77E-01	9,09E-01	6,16E-05	1,46E-05	1,46E-05	1,46E-06	5,75E-04	5,99E-04	2,76E-08	6,02E-19	0	0	0	0	0
N2		4,50E-02	4,50E-02	4,50E-02	2 6,89E-02	7,14E-02	2,22E-06	6,55E-07	6,55E-08	6,54E-07	2,57E-05	2,68E-05	5,68E-10	5,12E-21	0	0	0	0	0
O2		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO		1,00E-05	1,00E-05	1,00E-05	5 1,53E-05	1,59E-05	7,28E-10	2,00E-10	2,00E-11	1,99E-10	7,84E-09	8,17E-09	2,55E-13	9,29E-25	0	0	0	0	0
H2		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
DIETHANO		0	0	0	1,37E-07	5,47E-15	4,86E-09	1,91E-02	2,00E-02	2,45E-02	2,40E-13	5,66E-10	3,54E-17	4,21E-02	4,21E-02	4,11E-02	3,99E-02	8,53E-04	3,98E-02
Vazão molar	[kmol/h]	71,41	71,41	71,41	46,63	45,00	1,62	1.114,42	1.114,37	1.115,25	28,37	27,22	1,15	1.112,78	1.112,78	1.112,68	1.112,66	3,67	1.116,33
Vazão mássica	[kg/h]	1.947,11	1.947,11	1.947,11	803,52	774,32	29,20	36.269,60	36.269,60	36.269,60	1.208,24	1.187,41	20,84	35.059,40	#######	35.059,40	35.059,40	66,64	35.126,00
Vazão volumétrica	[m3/h]	1.859,96	973,59	748,44	499,61	436,69	0,02	34,56	34,57	35,64	436,61	386,76	0,02	36,25	36,25	35,26	34,47	0,07	34,54

A.1.1. Resultados da simulação de processo no AspenPlus para o solvente MDEA-DEA

Processo DGA																			
Descrição	Unidades	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Do			C-101	E-101	T-101	V-101	V-101	T-101	P-101	E-102	T-102	V-102	V-102	T-102	P-102	E-102	E-103		V-103
Para		C-101	E-101	T-101	V-101			P-101	E-102	T-102	V-102			P-102	E-102	E-103	V-103	V-103	T-101
Fase		Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Vapor	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	[C]	45,00	84,97	45,00	59,35	20,00	20,00	79,11	79,20	101,00	74,00	35,00	35,00	121,08	121,14	100,42	50	50	49,96
Pressão	[bar]	1,01	1,50	1,50	1,47	1,47	1,47	1,50	3,30	3,30	2,00	2,00	2,00	2,01	3,20	3,2	1,47	1,47	1,47
Fração molar																			
H2O		0	0	0	1,16E-01	1,62E-02	9,99E-01	8,45E-01	8,45E-01	8,43E-01	1,87E-01	2,88E-02	9,99E-01	8,43E-01	8,43E-01	8,45E-01	8,45E-01	9,99E-01	8,47E-01
CO2		3,82E-01	3,82E-01	3,82E-01	1,00E-02	1,11E-02	1,16E-05	1,26E-04	1,27E-04	1,91E-03	8,12E-01	9,71E-01	9,22E-04	1,28E-03	1,29E-03	9,69E-05	6,34E-08	0	6,22E-08
H3O+		0	0	0	0	0	3,25E-10	8,73E-11	8,77E-11	3,21E-10	0	0	2,87E-06	2,03E-10	2,04E-10	5,80E-11	1,26E-12	4,78E-13	1,26E-12
OH-		0	0	0	0	0	9,06E-09	6,65E-07	6,64E-07	4,33E-07	0	0	2,39E-12	5,82E-07	5,82E-07	1,00E-06	3,90E-06	3,95E-05	3,98E-06
HCO3-		0	0	0	0	0	3,54E-04	1,62E-03	1,62E-03	1,68E-03	0	0	2,87E-06	8,79E-04	8,80E-04	6,12E-04	1,31E-04	0	1,31E-04
CO3-2		0	0	0	0	0	1,44E-06	2,81E-04	2,81E-04	1,81E-04	0	0	1,06E-12	1,89E-05	1,89E-05	3,15E-06	7,28E-05	0	7,47E-05
DGAH+		0	0	0	0	0	3,59E-04	5,07E-02	5,07E-02	4,87E-02	0	0	8,31E-09	1,43E-02	1,43E-02	1,55E-02	1,57E-02	3,95E-05	1,54E-02
DGACOO-		0	0	0	0	0	1,47E-06	4,85E-02	4,85E-02	4,67E-02	0	0	4,97E-17	1,34E-02	1,34E-02	1,48E-02	1,54E-02	0	1,51E-02
H2S		9,00E-05	0	0	4,31E-06	4,79E-06	1,45E-08	7,30E-08	7,32E-08	1,71E-07	1,88E-04	2,25E-04	6,50E-07	2,29E-10	2,30E-10	7,91E-11	3,70E-12	0	3,62E-12
HS-		0	0	0	0	0	9,00E-08	8,08E-06	8,08E-06	7,96E-06	0	0	5,63E-10	6,73E-09	6,73E-09	6,89E-09	6,96E-09	0	6,87E-09
S-2		0	0	0	0	0	5,42E-15	4,11E-11	4,11E-10	5,17E-10	0	0	9,65E-21	3,63E-13	3,63E-13	3,69E-13	2,76E-13	0	2,80E-13
CH4		5,73E-01	5,73E-01	5,73E-01	8,10E-01	9,02E-01	3,60E-05	4,42E-06	4,42E-06	4,41E-06	1,02E-04	1,22E-04	5,09E-09	2,12E-18	0	0	0	0	0
N2		4,50E-02	4,50E-02	4,50E-02	0,06362	7,08E-02	1,30E-06	2,07E-07	2,07E-07	2,07E-07	4,79E-06	5,73E-06	1,17E-10	6,22E-20	0	0	0	0	0
O2		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO		1,00E-05	1,00E-05	1,00E-05	1,41E-05	1,57E-05	4,26E-10	6,19E-11	6,19E-11	6,18E-11	1,43E-09	1,71E-09	5,09E-14	1,62E-28	0	0	0	0	0
H2		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
DGA		0	0	0	3,68E-05	5,89E-12	1,38E-06	5,42E-02	5,42E-02	5,77E-02	1,36E-09	1,73E-19	1,37E-14	1,27E-01	1,27E-01	1,24E-01	1,24E-01	1,28E-03	1,22E-01
Vazão molar	[kmol/h]	71,41	71,41	71,41	50,50	45,36	5,14	762,43	762,43	763,79	32,96	27,57	5,39	757,29	757,29	757,29	756,72	11,97	768,20
Vazão mássica	[kg/h]	1.947,11	1.947,11	1.947,11	874,63	781,76	92,87	25.622,60	25.622,60	25.622,60	1.289,84	1.192,62	97,22	24.334,80	#######	24.334,80	24.334,80	217,10	24.550,10
Vazão volumétrica	[m3/h]	1.859,96	1.414,26	1.255,02	944,75	747,97	0,10	23,78	23,78	24,33	471,89	349,93	0,10	24,88	24,88	24,31	23,35	0,22	23,57

A.1.2. Resultados da simulação de processo no AspenPlus para o solvente DGA


A.2. Diagrama de processo com modificação de Resfriamento interno da coluna absorvedora

								Pro	cesso DGA	ICA									
Descrição	Unidades	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Do			C-101	E-101	T-101	V-101	V-101	T-101	P-101	E-102	T-102	V-102	V-102	T-102	P-102	E-102	E-103		V-103
Para		C-101	E-101	T-101	V-101			P-101	E-102	T-102	V-102			P-102	E-102	E-103	V-103	V-103	T-101
Fase		Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Vapor	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	[C]	45,00	84,97	45,00	60,41	20,00	20,00	75,18	75,27	101,00	32,12	25,00	25,00	121,04	121,09	96,38	50	50	49,96
Pressão	[bar]	1,01	1,50	1,50	1,47	1,47	1,47	1,50	3,30	3,30	2,00	2,00	2,00	2,01	3,20	3,2	1,47	1,47	1,47
Fração molar																			
H2O		0	0	0	1,22E-01	1,62E-02	9,99E-01	8,45E-01	8,45E-01	8,43E-01	2,45E-02	1,63E-02	9,99E-01	8,45E-01	8,45E-01	8,46E-01	8,47E-01	#######	8,48E-01
CO2		3,82E-01	3,82E-01	3,82E-01	1,00E-02	1,12E-02	1,17E-05	1,14E-04	1,16E-04	2,67E-03	9,75E-01	9,83E-01	1,20E-03	1,24E-03	1,24E-03	5,49E-05	6,27E-08	0	6,18E-08
H3O+		0	0	0	0	0	3,27E-10	8,53E-11	8,57E-11	3,82E-10	0	0	3,10E-06	2,02E-10	2,02E-10	4,41E-11	1,26E-12	9,00E-13	1,26E-12
OH-		0	0	0	0	0	9,00E-09	6,07E-07	6,06E-07	3,80E-07	0	0	1,06E-12	5,93E-07	5,92E-07	1,14E-06	3,95E-06	2,08E-05	4,00E-06
HCO3-		0	0	0	0	0	3,53E-04	1,92E-03	1,92E-03	1,88E-03	0	0	3,10E-06	8,88E-04	8,89E-04	5,63E-04	1,31E-04	0	1,31E-04
CO3-2		0	0	0	0	0	1,42E-06	3,44E-04	3,43E-04	2,01E-04	0	0	8,73E-13	1,91E-05	1,91E-05	3,46E-05	7,38E-05	0	7,50E-05
DGAH+		0	0	0	0	0	3,58E-04	5,49E-02	5,49E-02	5,21E-02	0	0	7,99E-11	1,42E-02	1,42E-02	1,54E-02	1,55E-02	2,08E-05	1,53E-02
DGACOO-		0	0	0	0	0	1,45E-06	5,23E-02	5,23E-02	4,98E-02	0	0	3,55E-19	1,32E-02	1,32E-02	1,47E-02	1,52E-02	0	1,50E-02
H2S		9,00E-05	0	0	5,88E-06	6,58E-06	1,99E-08	8,07E-08	8,11E-08	2,10E-07	2,23E-04	2,25E-04	8,08E-07	2,37E-10	2,37E-10	6,56E-11	3,84E-12	0	3,78E-12
HS-		0	0	0	0	0	1,23E-07	8,92E-06	8,92E-06	8,77E-06	0	0	4,71E-10	7,02E-09	7,02E-09	7,20E-09	7,26E-09	0	7,20E-09
S-2		0	0	0	0	0	7,34E-15	3,95E-10	3,95E-10	5,41E-10	0	0	2,90E-21	3,85E-13	3,85E-13	3,90E-13	2,93E-13	0	2,95E-13
CH4		5,73E-01	5,73E-01	5,73E-01	8,04E-01	9,02E-01	3,60E-05	4,57E-06	4,57E-06	4,56E-06	1,14E-04	1,14E-04	5,63E-09	1,19E-18	0	0	0	0	0
N2		4,50E-02	4,50E-02	4,50E-02	6,32E-02	7,08E-02	1,30E-06	2,12E-07	2,12E-07	2,12E-07	5,27E-06	5,31E-06	1,23E-10	3,47E-19	0	0	0	0	0
O2		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO		1,00E-05	1,00E-05	1,00E-05	1,40E-05	1,57E-05	4,26E-10	6,36E-11	6,36E-11	6,34E-11	1,58E-09	1,59E-09	5,41E-14	3,87E-19	0	0	0	0	0
H2		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
DGA		0	0	0	3,90E-05	5,83E-12	1,37E-06	4,59E-02	4,59E-02	5,08E-02	6,72E-13	2,67E-22	5,08E-17	1,26E-01	1,26E-01	1,23E-01	1,23E-01	3,61E-04	1,21E-01
Vazão molar	[kmol/h]	71,41	71,41	71,41	50,86	45,36	5,49	681,29	681,29	683,03	27,45	27,22	0,23	681,37	681,37	680,56	680,52	6,92	687,43
Vazão mássica	[kg/h]	1.947,11	1.947,11	1.947,11	881,14	781,86	99,28	22.997,10	22.997,10	22.997,10	1.190,52	1.186,35	4,17	21.806,60	#######	21.806,60	21.806,60	124,88	21.931,20
Vazão volumétrica	[m3/h]	1.859,96	1.414,26	1.255,02	954,47	748,01	0,10	21,15	21,15	21,74	345,08	334,01	4,10E-03	22,29	22,29	21,71	20,94	0,13	21,06

A.2.1. Resultados da simulação de processo no AspenPlus para o solvente DGA ICA



A.3. Diagrama de processo com modificação de Recompressão da corrente do fundo da coluna regeneradora

								Pr	ocesso DG	A LVC												
Descrição	Unidades	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21
Do			C-101	E-101	T-101	V-101	V-101	T-101	P-101	E-102	T-102	V-102	V-102	T-102	V-104	C-102	V-104	P-102	E-102	E-103		V-103
Para		C-101	E-101	T-101	V-101			P-101	E-102	T-102	V-102			V-104	C-102	T-102	P-102	E-102	E-103	V-103	V-103	T-101
Fase		Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Vapor	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	[C]	45,00	84,97	45,00	59,34	20,00	20,00	79,11	79,19	92,00	49,90	35,00	25,00	120,77	101,11	210,99	101,11	101,21	88,82	50	50	50
Pressão	[bar]	1,01	1,50	1,50	1,47	1,47	1,47	1,50	3,30	3,30	2,00	2,00	2,00	2,01	0,90	2,01	0,9	3,2	3,2	1,47	1,47	1,47
Fração molar																						
H2O		0	0	0	1,16E-01	1,62E-02	2 9,99E-01	8,45E-01	8,45E-01	8,45E-01	6,27E-02	2,88E-02	29,99E-01	8,52E-01	9,51E-01	9,51E-01	8,46E-01	8,461E-01	8,46E-01	8,47E-01	9,99E-01	8,48E-01
CO2		3,82E-01	3,82E-01	3,82E-01	9,95E-03	3 1,10E-02	2 1,15E-05	1,25E-04	1,26E-04	6,62E-04	9,37E-01	9,71E-01	9,22E-04	1,06E-03	4,89E-02	4,89E-02	7,62E-05	7,73E-05	1,42E-05	4,36E-08	0	6,20E-08
H3O+		0	0	0	0	0	3,23E-10	8,74E-11	8,79E-11	1,95E-11	0	0	2,87E-06	1,98E-10	0	0	4,97E-11	5,01E-11	2,13E-11	9,99E-13	1,90E-11	1,27E-12
OH-		0	0	0	0	0	9,10E-09	6,67E-07	6,66E-07	5,08E-07	0	0	2,38E-12	6,43E-07	0	0	1,07E-06	1,07E-06	1,52E-06	4,43E-06	9,35E-07	4,00E-06
HCO3-		0	0	0	0	0	3,52E-04	1,63E-03	1,63E-03	1,71E-03	0	0	2,87E-06	9,33E-04	0	0	5,45E-04	5,46E-04	3,98E-04	1,04E-04	0	1,31E-04
CO3-2		0	0	0	0	0	1,43E-06	2,82E-04	2,81E-04	2,19E-04	0	0	1,06E-12	2,05E-05	0	0	2,48E-05	2,47E-05	3,16E-05	5,92E-05	0	7,48E-05
DGAH+		0	0	0	0	0	3,57E-04	5,06E-02	5,06E-02	4,99E-02	0	0	5,16E-10	1,36E-02	0	0	1,28E-02	1,28E-02	1,29E-02	1,30E-02	9,35E-07	1,53E-02
DGACOO-		0	0	0	0	0	1,46E-06	4,84E-02	4,84E-02	4,78E-02	0	0	3,08E-18	1,26E-02	0	0	1,23E-02	1,23E-02	1,25E-02	1,27E-02	0	1,50E-02
H2S		9,00E-05	0	0	4,26E-06	5 4,74E-06	5 1,43E-08	7,28E-08	7,30E-08	1,24E-08	2,03E-04	2,10E-04	6,06E-07	2,31E-10	3,34E-08	3,34E-08	6,77E-11	6,81E-11	3,36E-11	2,83E-12	0	0
HS-		0	0	0	0	0	8,93E-08	8,06E-06	8,06E-07	8,00E-06	0	0	5,25E-10	7,18E-09	0	0	6,01E-09	6,01E-09	6,05E-09	6,08E-09	0	0
S-2		0	0	0	0	0	5,40E-15	4,11E-10	4,11E-10	4,72E-10	0	0	8,98E-21	4,30E-13	0	0	3,14E-13	3,14E-13	3,09E-13	2,48E-13	0	0
CH4		5,73E-01	5,73E-01	5,73E-01	8,10E-01	9,02E-01	1 3,60E-06	4,43E-06	4,43E-06	4,42E-06	1,10E-04	1,14E-04	4,77E-09	4,58E-16	0	0	0	0	0	0	0	0
N2		4,50E-02	4,50E-02	4,50E-02	2 6,36E-02	2 7,08E-02	2 1,30E-06	2,08E-07	2,08E-07	2,08E-07	5,18E-06	5,37E-06	5 1,10E-10	7,02E-18	0	0	0	0	0	0	0	0
O2		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO		1,00E-05	1,00E-05	1,00E-05	5 1,41E-05	5 1,57E-05	5 4,26E-10	6,20E-11	6,20E-11	6,19E-11	1,55E-09	1,60E-09	9 4,77E-14	1,47E-17	0	0	0	0	0	0	0	0
H2		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
DGA		0	0	0	3,66E-05	5,89E-12	2 1,38E-06	5,40E-02	5,40E-02	5,51E-02	1,80E-11	1,07E-20) 8,47E-16	1,20E-01	5,65E-04	5,65E-04	1,28E-01	1,28E-01	1,28E-01	1,28E-01	7,69E-07	1,21E-01
Vazão molar	[kmol/h]	71,41	71,41	71,41	50,50	45,36	5,15	763,83	763,83	764,24	30,59	29,52	1,07	799,45	38,68	38,68	761,86	761,86	761,81	761,80	12,3	769,6
Vazão mássica	[kg/h]	1.947,11	1.947,11	1.947,11	874,47	781,55	92,93	25.625,80	25.625,80	25.625,80	1.296,33	1.277,08	19,25	25.077,40	747,95	747,95	24.329,50	24.329,50	24.329,50	24.329,50	221,62	24553,2
Vazão volumétrica	[m3/h]	1.859,96	1.414,26	1.255,02	944,71	747,89	0,09	23,79	23,79	24,06	407,37	374,71	1,90E-02	25,64	1.329,40	766,93	24,44	24,44	24,17	23,45	0,2242	23,58

A.3.1. Resultados da simulação de processo no AspenPlus para o solvente DGA LVC

APÊNDICE B: Resultados de Avaliação Econômica

Equipamento	Тіро	Solvente	Α	unidade A	Fp	Fm	Tipo de Fm	C_bm°(0)_corrigido_escala- [US\$]	Cbm (2018)- [US\$]
Commencer (C. 101)	Contrifuence	MDEA-DEA	93,25	kW	1,00	5,90	Fbm	344.257,73	534.996,29
Compressor (C-101)	Centrilugo	DGA	37,30				Aço inox	198.664,24	308.735,64
Bastriador 1 (E 101)	Destrictor de Ar	MDEA-DEA	35,02	m^2	1,00	2,90	Fb	145.842,12	226.647,03
Resilladol I (E-101)	Resiliador de Al	DGA	26,27				Tubo - aço inox	130.685,52	203.092,81
Column abcomundary (T 101)	Colunas	MDEA-DEA	5,35	m^3	1,26	3,20	Fm	72.765,51	113.081,78
Colulia absolvedora (1-101)	Colulias	DGA	8,91		1,23		Aço inox	98.734,28	153.438,74
Empacotamento da	Material de	MDEA-DEA	3,41	m^3	1,00	1,00	Fbm	932,00	1.448,38
coluna absorvedora * (T-101)	empacotamento	DGA	6,10				Polipropileno	1.652,95	2.568,77
Bastriadar 2 (E 102)	Desfrieden de An	MDEA-DEA	72,96	m^2	1,00	2,90	Fm	196.104,16	304.757,14
Resifiador 2 (E-103)	Restriador de Ar	DGA	58,37				Tubo - Aço inox	178.780,34	277.834,92
$\mathbf{P}_{\mathbf{r}}$	Contrifuence	MDEA-DEA	2,11	kW	1,00	2,10	Fm	12.507,11	19.436,76
Bomba I (P-101)	Centrifugo	DGA	2,20				Aço inox	12.587,54	19.561,77
The sector density $(E, 102)$	Course of the	MDEA-DEA	119,78	m^2	1,00	2,75	Fm	205.558,28	319.449,38
rocador de calor (E-102)	Casco e tubo	DGA	24,56				Casco e tubo - aço inox	103.279,42	160.502,15
Column recommendants (T. 102)	Calumaa	MDEA-DEA	4,66	m^3	1,20	3,20	Fm	64.732,93	100.598,69
Coluna regeneradora (1-102)	Colunas	DGA	5,56		1,22		Aço inox	72.003,76	111.897,98
Empacotamento da	Material de	MDEA-DEA	2,71	m^3	1,00	6,90	Fbm	5.142,14	7.991,18
coluna regeneradora * (T-102)	empacotamento	DGA	3,61				Aço carbono 304	6.816,56	10.593,32
$\mathbf{P}_{\mathbf{r}}$	Contrifuence	MDEA-DEA	2,53	kW	1,00	2,10	Fm	12.889,92	20.031,67
Bolliba 2 (P-102)	Centrilugo	DGA	2,20				Aço inox	12.587,54	19.561,77
Desidented on (V 101)	Vaso flash	MDEA-DEA	1,20	m^3	1,00	3,20	Fm	31.192,85	48.475,47
Desidiatadoi (V-101)	(horizontal)	DGA	1,20				Aço inox	31.192,85	48.475,47
Separador (V 102)	Vaso flash	MDEA-DEA	1,20	m^3	1,00	3,20	Fm	31.192,85	48.475,47
Separadol (V-102)	(horizontal)	DGA	1,20				Aço inox	31.192,85	48.475,47
Bafamuadar (F. 105)	Refervedor	MDEA-DEA	25,72	m^2	1,00	2,75	Fm	199.099,05	309.411,37
Refervedor (E-105)	(Kettle)	DGA	39,05				Casco e tubo - aço inox	262.198,85	407.472,08
Romba da refluxo (\mathbf{P} 103)	Contrífugo	MDEA-DEA	0,06	kW	1,00	2,10	Fm	2.140,39	3.326,29
Bolliba de lelluxo (F-103)	Cenunugo	DGA	0,06				Aço inox	2.140,39	3.326,29
Condenseder (F 104)	Postriador do Ar	MDEA-DEA	35,02	m^2	1,00	2,90	Fm	145.842,12	226.647,03
Condensador (E-104)	Resiliador de Ar	DGA	46,50				Tubo - Aço inox	163.059,81	253.404,32
Vaso de armazenamento	Vaso flash	MDEA-DEA	1,20	m^3	1,00	3,20	Fm	31.192,85	48.475,47
do condensador (V-102)	(horizontal)	DGA	1,20				Aço inox	31.192,85	48.475,47
Vaso de armazenamento	Vaso flash	MDEA-DEA	8,06	m^3	1,00	3,20	Fm	79.300,12	123.236,94
(Mixer) (V-103)	(vertical)	DGA	6,08				Aço inox	66.383,87	103.164,35

B.1. Cálculos dos equipamentos para a determinação dos custos de investimento – processos sem modificações

Equipamento	Тіро	Solvente	Α	unidade A	Fp	Fm	Tipo de Fm	C_bm°(0)_corrigido_escala- [US\$]	Cbm (2018)- [US\$]
Compressor (C-101)	Centrífugo	DGA ICA	37,30	kW	1,00	5,90	Fbm	198.664,24	308.735,64
	conunugo	DGA LVC	37,30				Aço inox	198.664,24	308.735,64
Restriador 1 (F-101)	Resfriador de Ar	DGA ICA	26,27	m^2	1,00	2,90	Fb	130.685,52	203.092,81
Resiliador I (E 101)	Resiliador de M	DGA LVC	26,27				Tubo - aço inox	130.685,52	203.092,81
Columa absorvedora (T-101)	Colunas	DGA ICA	8,91	m^3	1,26	3,20	Fm	98.734,28	153.438,74
Colulia absolvedora (1-101)	Colulias	DGA LVC	8,91		1,23		Aço inox	98.734,28	153.438,74
Empacotamento da	Material de	DGA ICA	6,10	m^3	1,00	1,00	Fbm	1.652,95	2.568,77
coluna absorvedora * (T-101)	empacotamento	DGA LVC	6,10				Polipropileno	1.652,95	2.568,77
Perfrinder 2 (F 103)	Pesfriedor de Ar	DGA ICA	49,23	m^2	1,00	2,90	Fm	166.830,92	259.264,84
Resiliador 2 (E-103)	Resiliador de Ar	DGA LVC	49,29				Tubo - Aço inox	166.912,70	259.391,93
$\mathbf{Pombo} = 1 (\mathbf{P} 101)$	Contrifuco	DGA ICA	2,02	kW	1,00	2,10	Fm	12.421,03	19.303,00
Boiliba I (F-101)	Cenunugo	DGA LVC	2,20				Aço inox	12.591,10	19.567,29
Troppdor do polor (F 102)	Casao a tubo	DGA ICA	28,79	m^2	1,00	2,75	Fm	108.536,11	168.671,36
Tiocadol de caloi (E-102)	Casco e tubo	DGA LVC	33,29				Casco e tubo - aço inox	113.988,10	177.144,06
Column recommendary (T. 102)	Columos	DGA ICA	5,56	m^3	1,20	3,20	Fm	72.003,76	111.897,98
Coluna regeneradora (1-102)	Colunas	DGA LVC	5,56		1,22		Aço inox	72.003,76	111.897,98
Empacotamento da	Material de	DGA ICA	3,61	m^3	1,00	6,90	Fbm	6.816,56	10.593,32
coluna regeneradora * (T-102)	empacotamento	DGA LVC	3,61				Aço carbono 304	6.816,56	10.593,32
$\mathbf{B}_{\mathrm{comb}} = 2 \left(\mathbf{D} \right) \left(\mathbf{D} \right)$	Contrifu oo	DGA ICA	1,37	kW	1,00	2,10	Fm	11.856,30	18.425,37
Bolliba 2 (P-102)	Centrilugo	DGA LVC	2,87				Aço inox	12.587,54	19.561,77
$\mathbf{D}_{\mathbf{r}}$: $\mathbf{J}_{\mathbf{r}}$ ($\mathbf{J}_{\mathbf{r}}$ ($\mathbf{J}_{\mathbf{r}}$ 101)	Vaso flash	DGA ICA	1,20	m^3	1,00	3,20	Fm	31.192,85	48.475,47
Desidratador (v-101)	(horizontal)	DGA LVC	1,20				Aço inox	31.192,85	48.475,47
$S_{\rm emp} = (V_{\rm e} 102)$	Vaso flash	DGA ICA	1,20	m^3	1,00	3,20	Fm	0,00	0,00
Separador (v-102)	(horizontal)	DGA LVC	1,20				Aço inox	31.192,85	48.475,47
\mathbf{D} -formula π (E 105)	Refervedor	DGA ICA	34,98	m^2	1,00	2,75	Fm	242.448,81	376.779,38
Refervedor (E-105)	(Kettle)	DGA LVC	32,05				Casco e tubo - aço inox	228.464,78	355.047,39
		DGA ICA	0,06	kW	1,00	2,10	Fm	2.140,39	3.326,29
Bomba de refluxo (P-103)	Centrifugo	DGA LVC	0,06				Aço inox	2.140,39	3.326,29
Condense los (E. 104)	Desfeisden de An	DGA ICA	49,20	m^2	1,00	2,90	Fm	166.793,01	259.205,93
Condensador (E-104)	Resiriador de Ar	DGA LVC	46,50				Tubo - Aço inox	163.059,81	253.404,32
Vaso de armazenamento	Vaso flash	DGA ICA	1,20	m^3	1,00	3,20	Fm	31.192,85	48.475,47
do condensador (V-102)	(horizontal)	DGA LVC	1,20				Aço inox	31.192,85	48.475,47
Vaso de armazenamento	Vaso flash	DGA ICA	5,85	m^3	1,00	3,20	Fm	64.860,53	100.796,99
(Mixer) (V-103)	(vertical)	DGA LVC	6,08				Aço inox	49.923,57	77.584,09
Destrictor (F. 100) Descensional	Desfeisden de An	DGA ICA	7,00	m^2	1,00	2,90	Fm	82.648,85	128.441,07
Resinador (E-106) - Pumparound	Resiriador de Ar	DGA LVC	0,00				aço inox	0,00	0,00
Semenador (V. 104)	Vaso flash	DGA ICA	0,00	m^3	1,00	3,20	Fm	0,00	0,00
Separador (v-104)	(vertical)	DGA LVC	6,08				aço inox	49.923,57	77.584,09
G	Detectory	DGA ICA	0,00	kW	1,00	5,00	Fbm	0,00	0,00
Compressor (C-102)	Rotacionario	DGA LVC	45,63				aço inox	104.614,61	162.577,11

B.2. Cálculos dos equipamentos para a determinação dos custos de investimento – processo DGA com modificações

B.3. Cálculos dos custos de investimentos e custos operacionais

B.3.1. Custos de investimento (CAPEX)

		MDEA-DEA	DGA	DGA ICA	DGA LVC
	% Cbm				
Contingências [US\$]	15	368.474,84	323.250,14	333.578,86	351.141,30
Taxas [US\$]	3	73.694,97	64.650,03	66.715,77	70.228,26
Serviços auxiliares [US\$]	50	1.228.249,45	1.077.500,45	1.111.929,53	1.170.471,01
'Bare module cost' [US\$]	-	2.456.498,90	2.155.000,90	2.223.859,06	2.340.942,02
CAPEX - equipamentos da planta[US\$]	-	4.126.918,15	3.620.401,51	3.736.083,22	3.932.782,60
CAPEX - cogeração acoplada [US\$]	-	585.750,00	585.750,00	585.750,00	501.050,00
CAPEX TOTAL [US\$]	-	4.712.668,15	4.206.151,51	4.321.833,22	4.433.832,60
CAPEX TOTAL [US\$/Nm3 biogás/dia)]	-	134,84	120,32	123,65	126,86

B.3.2. Custos operacionais (OPEX)

	MDEA-DEA	DGA	DGA ICA	DGA LVC
Custos operacionais diretos [US\$/ano]	380.803,16	336.413,67	305.524,93	341.630,98
Custos operacionais fixos [US\$/ano]	528.420,26	473.722,32	482.301,72	505.512,25
Despesas operacionais gerais [US\$/ano]	36.448,99	33.518,75	33.978,36	35.221,78
OPEX - equipamentos da planta [US\$/ano]	945.672,41	843.654,74	821.805,01	882.365,01
OPEX - cogeração acoplada [US\$/ano]	312.432,51	317.971,93	282.442,60	240.700,82
OPEX TOTAL [US\$/ano]	1.258.104,92	1.161.626,66	1.104.247,61	1.123.065,83

B.4. Cálculos para determinação da viabilidade dos projetos

B.4.1. Cálculos para determinação do valor presente líquido no processo DGA

			DC	GA		
Ano	Depreciação dk (SL)	Imposto	Lucro líquido após impostos	Fluxo de caixa líquido	Valor presente	Valor presente acumulado
(i)	[US\$]	[US\$]	[US\$]	[US\$]	[US\$]	[US\$]
0	-	-	-	-3.128.651,27	-3.128.651,27	-3.128.651,27
1	312.865,13	155.975,27	302.775,53	615.640,66	549.679,16	-2.578.972,11
2	312.865,13	155.975,27	302.775,53	615.640,66	490.784,96	-2.088.187,14
3	312.865,13	155.975,27	302.775,53	615.640,66	438.200,86	-1.649.986,28
4	312.865,13	155.975,27	302.775,53	615.640,66	391.250,77	-1.258.735,51
5	312.865,13	155.975,27	302.775,53	615.640,66	349.331,04	-909.404,47
6	312.865,13	155.975,27	302.775,53	615.640,66	311.902,72	-597.501,76
7	312.865,13	155.975,27	302.775,53	615.640,66	278.484,57	-319.017,19
8	312.865,13	155.975,27	302.775,53	615.640,66	248.646,94	-70.370,25
9	312.865,13	155.975,27	302.775,53	615.640,66	222.006,19	151.635,94
10	312.865,13	155.975,27	302.775,53	615.640,66	198.219,82	349.855,76

B.4.2. Valores financeiros e temporais para o processo DGA

DGA	
Soma VPs (ano 1 ao 10) [US\$]	3.478.507,02
VPL do projeto [US\$]	349.855,76
TIR [%]	14,67
Taxa de lucratividade	1,11

Tempo de Payback [anos]8,32

B.4.3. Cálculos para determinação do valor presente líquido no processo MDEA-DEA

			MDEA	-DEA		
Ano	Depreciação dk (SL)	Imposto	Lucro líquido após impostos	Fluxo de caixa líquido	Valor presente	Valor presente acumulado
(i)	[US\$]	[US\$]	[US\$]	[US\$]	[US\$]	[US\$]
0	-	-	-	-3.484.418,27	-3.484.418,27	-3.484.418,27
1	348.441,88	154.759,93	300.416,34	648.858,22	579.337,70	-2.905.080,57
2	348.441,88	154.759,93	300.416,34	648.858,22	517.265,80	-2.387.814,77
3	348.441,88	154.759,93	300.416,34	648.858,22	461.844,47	-1.925.970,30
4	348.441,88	154.759,93	300.416,34	648.858,22	412.361,13	-1.513.609,17
5	348.441,88	154.759,93	300.416,34	648.858,22	368.179,58	-1.145.429,59
6	348.441,88	154.759,93	300.416,34	648.858,22	328.731,77	-816.697,82
7	348.441,88	154.759,93	300.416,34	648.858,22	293.510,51	-523.187,32
8	348.441,88	154.759,93	300.416,34	648.858,22	262.062,95	-261.124,37
9	348.441,88	154.759,93	300.416,34	648.858,22	233.984,78	-27.139,59
10	348.441,88	154.759,93	300.416,34	648.858,22	208.914,98	181.775,40

B.4.3. Valores financeiros e temporais para o processo MDEA-DEA

MDEA-DEA	
Soma VPs (ano 1 ao 10) [US\$]	3.666.193,66
VPL do projeto [US\$]	181.775,40
TIR [%]	13,26
Taxa de lucratividade	1,05
Tempo de Payback [anos]	9,13

			DGA	ICA		
Ano	Depreciação dk (SL)	Imposto	Lucro líquido após impostos	Fluxo de caixa líquido	Valor presente	Valor presente acumulado
(i)	[US\$]	[US\$]	[US\$]	[US\$]	[US\$]	[US\$]
0	-	-	-	-3.209.903,69	-3.209.903,69	-3.209.903,69
1	320.990,37	215.298,17	417.931,75	738.922,12	659.751,89	-2.550.151,79
2	320.990,37	215.298,17	417.931,75	738.922,12	589.064,19	-1.961.087,60
3	320.990,37	215.298,17	417.931,75	738.922,12	525.950,17	-1.435.137,43
4	320.990,37	215.298,17	417.931,75	738.922,12	469.598,37	-965.539,07
5	320.990,37	215.298,17	417.931,75	738.922,12	419.284,26	-546.254,81
6	320.990,37	215.298,17	417.931,75	738.922,12	374.360,94	-171.893,87
7	320.990,37	215.298,17	417.931,75	738.922,12	334.250,84	162.356,97
8	320.990,37	215.298,17	417.931,75	738.922,12	298.438,25	460.795,22
9	320.990,37	215.298,17	417.931,75	738.922,12	266.462,72	727.257,95
10	320.990,37	215.298,17	417.931,75	738.922,12	237.913,15	965.171,09

B.4.4. Cálculos para determinação do valor presente líquido no processo DGA ICA

B.4.5. Valores financeiros e temporais para o processo DGA ICA

DGA ICA	
Soma VPs (ano 1 ao 10) [US\$]	4.175.074,78
VPL do projeto [US\$]	965.171,09
TIR [%]	18,96
Taxa de lucratividade	1,30
Tempo de Payback [anos]	6,51

DGA LVC									
Ano	Depreciação dk (SL)	Imposto	Lucro líquido após	Fluxo de caixa líquido	Valor presente	Valor presente acumulado			
(i)	[US\$]	[US\$]	impostos [US\$]	[US\$]	[US\$]	[US\$]			
0	-	-	-	-3.263.361,59	-3.263.361,59	-3.263.361,59			
1	326.336,16	278577,8531	540.768,77	867.104,93	774.200,83	-2.489.160,75			
2	326.336,16	278577,8531	540.768,77	867.104,93	691.250,74	-1.797.910,01			
3	326.336,16	278577,8531	540.768,77	867.104,93	617.188,16	-1.180.721,85			
4	326.336,16	278577,8531	540.768,77	867.104,93	551.060,86	-629.660,99			
5	326.336,16	278577,8531	540.768,77	867.104,93	492.018,63	-137.642,36			
6	326.336,16	278577,8531	540.768,77	867.104,93	439.302,34	301.659,98			
7	326.336,16	278577,8531	540.768,77	867.104,93	392.234,24	693.894,22			
8	326.336,16	278577,8531	540.768,77	867.104,93	350.209,14	1.044.103,36			
9	326.336,16	278577,8531	540.768,77	867.104,93	312.686,73	1.356.790,09			
10	326.336,16	278577,8531	540.768,77	867.104,93	279.184,58	1.635.974,67			

B.4.6. Cálculos para determinação do valor presente líquido no processo DGA LVC

B.4.7. Valores financeiros e temporais para o processo DGA LVC

DGA LVC								
Soma VPs (ano 1 ao 10) [US\$]	4.899.336,26							
VPL do projeto [US\$]	1.635.974,67							
TIR [%]	23,00							
Taxa de lucratividade	1,50							
Tempo de Payback [anos]	5,31							

APÊNDICE C: Resultados com a ferramenta Renovacalc

		1	Produção de	Biometano de Resíd	uos				
Biometano									
Intensidade de Carbono		1	Nota de Eficiência Er	nergético-Ambiental		82,05			
$[g CO_{2 eq}/MJ]$,		l	$g CO_{2 eq}/MJ$]					
Industrial	0.61	13.10%	I						
Transporte	0.08	1.60%	(Média entre Gasolin	a. Diesel e GNV)		86,70		
Uso	3.96	85 30%	,	(include chile Gusonina, Dieser e Grvv)					
0.50	5,70	00,0070	I	Reducão de emissões	[%]		94.64		
		Fa	se industria	l - produção de biom	etano		, ,,		
				Biomassa					
			Biomassa	1 – Biogás de aterro)				
Ouantidade				127.571.12		t/ano			
Distância de transporte				0		km			
1				Produtos					
Produção de biometano				5.087.480,5	50	Nm ³ /ano			
Eletricidade comercializ	ada			0		kWh/ano			
Poder calorífico inferior				32,7		MJ/Nm ³			
Teor de metano				91,1		% molar			
			Comb	ustíveis e energia					
Eletricidade da rede (mi	x médio)			414,8		MWh/ano			
Próprio biometano				2.944.184,5	50	Nm ³ /ano			
1			Distrib	uição de biometano					
Rodoviário				3	100 %				
Dutoviário					0 %				
		Fa	se industrial	l – Produção de Bion	netano				
Produtos			Unidade	Unidade/ano	MJ		Alocação		
Biometano			Nm ³	5.087.480,50	166.407.417,60		100%		
Eletricidade			kWh	0	0		0%		
Entradas			Unidade	Unidade/ano			$[g CO_{2 eq}/ano]$		
Matérias-primas							200 -		
Biomassa			t	127.571,12			0		
Transporte matéria-prim	a até a usi	na	tkm	0			0		
Insumos									
Eletricidade da rede (mi	x médio)		kWh	414.800,00		6	60.478.586,60		
Emissões			Unidade	1 t óleo		[g	CO _{2 eq} /t óleo]		
CO_{2aq} – queima de biom	etano		kg	40.540,48			40.540.481,20		
Emissões do processo			$[g CO_{2ac}/k$	g óleo]		2	40.540.481,20		
Emissões background			$[g CO_2]_{ad}/k$	g óleo]		(60.478.586.60		
Emissoões totais			$[g CO_2/k]$	g óleol		10)1.019.067.90		
Emissões			$\left[g CO_{2 eq} / Kg O(C)\right] $,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,		
Lindsood			Fase	de distribuição	0,01				
Sistema logístico rodovi	ário		1 454	ur and and any and					
Parâmetro			Unidade		Biometano				
Massa			t		3,919,50				
Distância de transporte r	odoviário		km		100				
Transporte rodoviário			tkm		391 948 70				
Emissões			g CO ₂		12.701.648.70				
Emissões totais			$g CO_2 / M$	IJ	0.08				
			eq' 111		0,00				

C.1. Resultados para o processo com DGA

			Producão de	Biometano de Resíd	1105		
Biometano			Touução uc	Diolicano de Resid	u03		
Intensidade de Carbono			Ν	Nota de Eficiência Er	pergético-Ambiental		81 75
	4,95		1	σ CO ₂ /MI]	lergettete 7 inibientar		01,75
			L	5 002 eq/ 110]			
Industrial	0.92	18.50%	F	Fóssil de referência [g CO ₂ /MJ]		
Transporte	0.08	1.50%	(Média entre Gasolina	a. Diesel e GNV)		86,70
Uso	3,96	79,90%	(···, ····,		
	,	,	F	Redução de emissões	[%]		94,29
		Fa	se industrial	- produção de biom	etano		,
				Biomassa			
			Biomassa	1 – Biogás de aterro)		
Quantidade				127.571,12		t/ano	
Distância de transporte				0		km	
1				Produtos			
Produção de biometano				5.424.797,5	57	Nm ³ /ano	
Eletricidade comercializ	ada			0		kWh/ano	
Poder calorífico inferior				32,7		MJ/Nm ³	
Teor de metano				91,1		% molar	
			Comb	ustíveis e energia			
Eletricidade da rede (mi	x médio)			872,88		MWh/ano	
Próprio biometano				2.597.230,7	Nm ³ /ano		
			Distribu	lição de biometano			
Rodoviário							
Dutoviário					0 %		
		Fa	se industrial	- Produção de Biom	netano		
Produtos			Unidade	Unidade/ano	MJ		Alocação
Biometano			Nm ³	5.424.797,57	177.440.788,70		100%
Eletricidade			kWh	0	0		0%
Entradas			Unidade	Unidade/ano	ů	[$r CO_{2}$ /ano 1
Matérias-primas			cindudo	cindude, uno			5 0 0 2 eq, uno]
Biomassa			t	127.571.12			0
Transporte matéria-prim	a até a usi	na	tkm	0			0
Insumos				-			-
Eletricidade da rede (mi	x médio)		kWh	872.880.00		12	7.267.475.18
Emissões	/		Unidade	1 t óleo		g	$CO_{2} a/t $ óleo]
CO_{2nq} – queima de biom	etano		kg	35.766,84		3	5.766.844,63
Emissões do processo			$[g CO_{2 eq}/k]$	g óleo]		3	5.766.844,63
Emissões background			$[g CO_{2} eq/kg oleo]$			127.267.475.2	
Emissoões totais			$[g CO_{2eq}/k]$	g óleo]		163.034.319.81	
Emissões			$[g CO_{2 eq}/MJ] \qquad 0.92$				
			Fase	de distribuição			
Sistema logístico rodovia	ário			3			
Parâmetro			Unidade		Biometano		
Massa			t		4.179,81		
Distância de transporte r	odoviário	1	km		100		
Transporte rodoviário			tkm		417.980,65		
Emissões			g CO _{2 ea}		13.545.252,19		
Emissões totais			g CO _{2 eq} /M	J	0,08		

C.2. Resultados para o processo com MDEA-DEA

			Produção de	Biometano de Resíd	105		
Biometano		1	10uuçao ue	biometano de Resid	uos		
Intensidade de Carbono			ז	Nota de Eficiência Er	pergético-Ambiental		82 11
Intensidade de Carbono	4,59		י ר	g CO. /MI]	leigeneo-Ambientai		02,11
$[g c c c_{2 eq}/100]$			L	$g c c_{2 eq} / w b$			
Industrial	0.55	12 10%	Ŧ	Fóssil de referência [σCO ₂ /MI]		
Transporte	0.08	1.70%	(Média entre Gasolin	a. Diesel e GNV)		86,70
Uso	3.96	86.30%			.,,		
	-,		I	Reducão de emissões	[%]		94.70
		Fa	se industrial	l - producão de biom	etano		. ,
				Biomassa			
			Biomassa	1 – Biogás de aterro)		
Ouantidade			Diomassa	127.571.12		t/ano	
Distância de transporte				0		km	
Distantera de d'amporte				Produtos			
Produção de biometano				5.417.020.8	30	Nm ³ /ano	
Eletricidade comercializ	ada			0		kWh/ano	
				÷			
Poder calorífico inferior				32.7		MI/Nm ³	
Teor de metano				91.1		% molar	
			Comb	ustíveis e energia		,0 110101	
Eletricidade da rede (mi	x médio)		come	425.8		MWh/ano	
Próprio biometano	, in a a i o j			2.615.209.2	Nm ³ /ano		
1100110 010110 0101			Distrib	uição de biometano		Niii/alio	
Rodoviário			District	aiguo de crometano	100 %		
Dutoviário				0 %			
2 40 11410		Fa	se industrial	– Produção de Biom	netano		
Produtos		1.	Unidade	Unidade/ano	MJ		Alocação
Biometano			Nm ³	5 417 020 80	177 186 416 66		100%
Fletricidade			kWh	0	0		0%
Entradas			Unidade	Unidade/ano	0	[$\frac{1}{100}$
Matérias_primas			Ollidade	Ulluade/ allo		Lž	$3 \text{CO}_2 \text{ eq}$ and $3 \text{CO}_2 \text{ eq}$
Biomassa			t	127 571 12			0
Transporte matéria-prim	a atá a uc	ina	t tkm	127.371,12			0
Insumos	a ate a us	ma	uxiii	0			0
Fletricidade da rede (mi	v médio)		kWh	425 760 00		6	2 076 574 37
Encureradade da reae (int.	A filedio)		Unidade	1 t óleo		[a	$\frac{2.070.574,97}{CO}$
CO_{2} – queima de biom	etano		ka	36 014 43		15	601442952
Emissões do processo	cuno		$\log CO_{\rm c} /k$	تر ذاوم]		3	6 014 429 52
Emissões background			$[g CO_2 eq/k]$	g óleo]		6	0.014.429,32
Emissões totais			$[g CO_{2 eq}/kg died]$			02.070.374,37	
Emissões			$[g CO_{2 eq}/kg bleo]$,	0.071.005,07
Lillissoes			Ease	de distribuição	0,55		
Sistema logístico rodovi	ário		1/450	ue uistribuição			
Parâmetro	ui 10		Unidada		Biometano		
Massa			t		A 172 81		
Distância de transporte r	odoviáric	`	ι km		100		
Transporte rodoviário		,	tkm		417 381 45		
					+17.301,43 13 525 824 26		
Emissões totais			$g CO_{2 eq}$	IT	1 <i>3.323.</i> 034,20 0.08		
Lingsous whats			$g \cup O_2 eq/W$	ω.	0,08		

C.3. Resultados para o processo com DGA ICA

		J	Produção de	Biometano de Resíd	uos			
Biometano			3					
Intensidade de Carbono			1	Nota de Eficiência Er	nergético-Ambiental		81,9	
$[g CO_{2 eq}/MJ]$	4,80		[$[g CO_{2 eq}/MJ]$	-			
Industrial	0,77 16,00% Fóssil de referência [g $CO_{2 eo}/MJ$]							
Transporte	0.08	1.60%	(Média entre Gasolina	a. Diesel e GNV)		86,70	
Uso	3.96	82.40%	,		···, ··· · · · · ,			
	-)	- , - · ·	I	Redução de emissões	[%]		94,50	
		Fa	se industrial	l - produção de biom	etano		,	
				Biomassa				
			Biomassa	1 – Biogás de aterro)			
Quantidade				127.571,12		t/ano		
Distância de transporte				0		km		
•				Produtos				
Produção de biometano				5.807.340,6	59	Nm ³ /ano		
Eletricidade comercializ	ada			0		kWh/ano		
Poder calorífico inferior				32,7		MJ/Nm ³		
Teor de metano				91,1		% molar		
			Comb	oustíveis e energia				
Eletricidade da rede (miz	x médio)			787,84		MWh/ano		
Próprio biometano				2.228.711,2	Nm ³ /ano			
			Distrib	uição de biometano				
Rodoviário					100 %			
Dutoviário					0 %			
		Fa	se industrial	l – Produção de Bion	netano			
Produtos			Unidade	Unidade/ano	MJ		Alocação	
Biometano			Nm ³	5.807.340,69	189.953.467,95		100%	
Eletricidade			kWh	0	0		0%	
Entradas			Unidade	Unidade/ano		[g]	g CO _{2 eq} /ano]	
Matérias-primas						-0	204 -	
Biomassa			t	127.571,12			0	
Transporte matéria-prima	a até a usi	na	tkm	0			0	
Insumos								
Eletricidade da rede (miz	x médio)		kWh	787.840,00		11	4.868.490,11	
Emissões			Unidade	1 t óleo		[g (CO _{2 eq} /t óleo]	
$CO_{2 eq}$ – queima de biom	etano		kg	30.691,91		3	0.691.909,30	
Emissões do processo			$[g CO_{2 eq}/k]$	(g óleo]		3	0.691.909,30	
Emissões background			[g CO _{2 eq} /kg óleo]			114.868.490,1		
Emissoões totais			$[g CO_{2 eq}/k]$	(g óleo]		14	5.560.399,41	
Emissões			[g CO _{2 eq} /N	MJ]	0,77			
			Fase	e de distribuição				
Sistema logístico rodovia	ário							
Parâmetro			Unidade		Biometano			
Massa			t		4.474,56			
Distância de transporte re	odoviário	I.	km		100			
Transporte rodoviário			tkm		447.455,60			
Emissões			$g \operatorname{CO}_{2 eq}$		14.500.429,39			
Emissões totais			g CO _{2 eq} /M	IJ	0,08			

C.4. Resultados para o processo com DGA LVC

C.5. Informações auxiliares para a RenovaCalc

Combustível/ biocombustível	Unidade	CO _{2fóssil}	CO _{2biogênico}	CH _{4fóssil}	CH4biogênico	N ₂ O	CO _{2 eq} /MJ
		[g/unidade]	[g/unidade]	[g/unidade]	[g/unidade]	[g/unidade]	[g/MJ]
Diesel A (B0)	kg	3098,80	0,00	0,17	0,00	0,17	74,43
Biodiesel (B100)	kg	0,00	2762,50	0,00	0,38	0,02	0,44
Anhydrous ethanol	kg	0,00	1929,20	0,00	0,28	0,02	0,44
Hydrous ethanol	kg	0,00	1801,00	0,00	0,48	0,02	0,66
Gasoline A	kg	2981,10	0,00	1,09	0,00	0,35	71,33
Gasoline C	kg	2140,90	546,30	0,78	0,08	0,26	56,77
CNG	kg	2701,40	0,00	4,60	0,00	0,15	78,13
Biomethane	kg	0,00	2701,40	0,00	4,60	0,15	3,96
Kerosene	kg	3150,00	0,00	0,02	0,00	0,09	72,89
BioQav	kg	0,00	3150,00	0,00	0,02	0,09	0,55

C.5.1. Fatores de emissão da queima de combustíveis em fontes móveis