



**Simulação de Processos Aplicada na  
Avaliação de Alternativas para Purificação  
do Biogás Proveniente da Biodigestão  
Anaeróbica da Vinhaça**

**Larissa Cavalcante Moreira  
Pâmella Oliveira Borges**

**Projeto de Final de Curso**

**Orientadores**

**Prof.<sup>a</sup> Raquel Massad  
Cavalcante**

**Prof. André Ferreira Young**

**Outubro de 2021**

**SIMULAÇÃO DE PROCESSOS APLICADAS NA  
AVALIAÇÃO DE ALTERNATIVAS PARA PURIFICAÇÃO  
DO BIOGÁS PROVENIENTE DA BIODIGESTÃO  
ANAERÓBICA DA VINHAÇA**

*Larissa Cavalcante Moreira*

*Pâmella Oliveira Borges*

Projeto de Final de Curso submetido ao Corpo Docente da Escola de Química, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de engenheiro químico.

Aprovado por:

---

Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D.Sc

---

Flávio da Silva Francisco, D.Sc

Orientado por:

---

Raquel Massad Cavalcante, D.Sc

---

André Ferreira Young, D.Sc

Rio de Janeiro, RJ - Brasil

Outubro de 2021

Moreira, Larissa Cavalcante.

Borges, Pâmella Oliveira.

Simulação de processos aplicadas na avaliação de alternativas para purificação de biogás proveniente da biodigestão anaeróbica da vinhaça / Larissa Cavalcante Moreira e Pâmella Oliveira Borges. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2021.

xi, 97 p.; il.

(Projeto Final) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2021.

Orientadores: Raquel Massad Cavalcante e André Ferreira Young.

1. Simulação de processos. 2. Biogás. 3. Biometano. 4. Purificação 5. Vinhaça. 6. Projeto Final. (Graduação – UFRJ/EQ). 7. Raquel Massad Cavalcante e André Ferreira Young. I. Título.

## AGRADECIMENTOS

Ao corpo docente da Escola de química, por me ensinar da teoria à prática, o senso crítico, a resiliência, a persistência e por todo o apoio e incentivo durante esses longos anos.

Aos meus orientadores incríveis, que eu tenho o maior orgulho e prazer de ter escolhido para fazerem parte da minha trajetória. André Young pelo empenho, pelo apoio, por ser tão solícito e tão presente. Sou grata por cada reunião, por cada ensinamento, por cada conversa. Sem você não seria possível. À Raquel Massad, querida orientadora, sempre apoiando em todas as dificuldades, sendo objetiva e empenhada. Dando saídas práticas e incentivo à cada etapa desse trabalho. Sem você também não teria sido possível.

À minha dupla, que esteve comigo durante todos os períodos, em muitas disciplinas, sendo amiga, parceira, dupla e sem dúvidas a melhor companheira de perrengue na faculdade. Sem você não teria a menor graça. Pâmella, a trajetória foi mais doce e leve por você ter feito parte dela, do início ao fim.

Aos meus pais, Luiz Carlos e Ana Cristina, pelo apoio e dedicação. Por ouvir meus desesperos e mesmo sem entender o que eu passava, dando todo o suporte e as palavras de incentivo.

Aos inúmeros colegas que tive ao longo da graduação, muitas pessoas foram cruciais para que eu esteja onde estou hoje e com a bagagem que estou, sendo na UFRJ, nos estágios que fiz, meus amigos da UFRRJ ou até mesmo os amigos da vida toda que nos momentos mais delicados me ajudavam a esquecer a rotina caótica.

Ao meu namorado, Lucas Moraes, por todo carinho, apoio, incentivo e por sempre acreditar em mim, por ser ombro amigo e conselheiro.

E por último, e mais importante, à Deus que me guiou, sustentou e tornou realidade o meu sonho de me tornar engenheira química.

Larissa Cavalcante Moreira

## AGRADECIMENTOS

Agradeço primeiramente aos meus queridos orientadores, Raquel e André. Não somente pela orientação, mas pelo incentivo ao conhecimento mostrando sempre as ferramentas e caminhos a seguir, pela confiança depositada e por sempre dar o apoio e suporte necessários para a conclusão desse projeto.

À minha parceira nesse trabalho, na trajetória universitária e na vida. Por todos os dias de estudos intensos, conselhos não seguidos, por não me permitir desistir e principalmente pela sua amizade. Lari, sem você eu não chegaria até aqui, obrigada!

A todos aqueles que cruzaram meu caminho ao longo da minha formação e contribuíram de alguma forma, seja direta ou indiretamente, enriquecendo o meu processo de aprendizado. Ao corpo docente da UFRJ e aos projetos de extensão. Aos inúmeros amigos que a UFRJ proporcionou, com os quais construí um forte laço e sou extremamente grata, vocês foram descomunais!

Aos amigos conquistados ao longo da vida, que sempre me incentivaram e ajudaram para além da academia, seja nas trocas de ideias sobre vida, no ombro amigo ou nas noites de curtidão. Eu tenho os mais incríveis ao meu lado.

Ao meu amor e melhor amigo, Francisco, por ter acreditado em mim desde o primeiro dia em que nos conhecemos, por me incentivar nas minhas escolhas e por ser abrigo quando eu precisei.

À Deus, pela minha vida, e por me permitir ultrapassar todos os obstáculos encontrados ao longo da realização deste trabalho. E à minha família, que mesmo nem sempre entendendo todo o processo, me incentivou a continuar.

À minha mãe, Kátia, que sempre me incentivou aos estudos e fez tudo que estava ao seu alcance para que eu tivesse um ensino de excelência. Por ter me formado muito além do que uma Faculdade permite, me ensinando valores. Te amo!

E ao meu pai do coração, Osmar, que sempre foi o meu maior incentivador para tudo na vida, dedico esse trabalho. Obrigada por ter acreditado na minha capacidade e me apoiado em todas as etapas da vida. Sei que deve estar orgulhoso de mim aí de cima.

Pâmella Borges

Resumo do Projeto de Final de Curso apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Simulação do processo de purificação de biogás proveniente da biodigestão anaeróbica da vinhaça.

## **SIMULAÇÃO DE PROCESSOS: ALTERNATIVAS PARA PURIFICAÇÃO DE BIOGÁS PROVENIENTE DA BIODIGESTÃO ANAERÓBICA DA VINHAÇA**

**Larissa Cavalcante Moreira  
Pâmella Oliveira Borges**

Outubro, 2021

Orientadores: Prof.<sup>a</sup> Raquel Massad Cavalcante, D.Sc.  
Prof. André Ferreira Young, D.Sc.

### **RESUMO**

O uso de bioenergia cresceu em ritmo acelerado nas últimas décadas em todo o mundo. Nessa direção, a produção e o uso de biogás têm aumentado significativamente. Nos países em desenvolvimento, o biogás é produzido principalmente em escala doméstica, ao contrário dos países desenvolvidos, onde a produção de biogás se concentra em plantas de maior escala. O Brasil segue a tendência mundial e nos últimos anos teve um crescimento significativo nas instalações de novas plantas devido a programas de incentivo como a Política Nacional de Resíduos Sólidos, que estabelece uma ordem de prioridade na gestão e gerenciamento desses resíduos. Deste modo, a vinhaça, que é o principal resíduo da produção de etanol - tendo nos dias atuais como principal destinação a fertirrigação no próprio solo canavial - se apresenta como alternativa promissora para geração de biogás. Para que seja possível o consumo ou revenda deste combustível dentro das especificações da ANP, é necessária uma série de etapas de purificação. O objetivo do presente trabalho é simular alternativas de processos para o tratamento de biogás proveniente da biodigestão anaeróbica da vinhaça e realizar estudos de análise econômica dos mesmos. No *software* Aspen Plus<sup>®</sup>, junto a informações disponíveis na literatura, foram projetados e simulados os equipamentos dos processos de biodigestão da vinhaça, tecnologias de remoção de água, remoção de H<sub>2</sub>S e remoção de CO<sub>2</sub>, já a NH<sub>3</sub> foi considerada removida junto as etapas anteriores. Dentre estas alternativas processuais estão a condensação, separação por membranas, lavagem com água, PSA, adsorções com sílica gel, carvão ativado e óxidos metálicos, absorções com TEG, Fe-EDTA e DEA. Ficou evidenciado que o processo de produção do biometano utilizando o reator UASB com etapa preliminar de remoção de água por condensação e as demais etapas não apresentou viabilidade econômica. Porém, com a troca do reator para uma lagoa anaeróbica, há uma melhora significativa em boa parte das rotas, e essa troca somada com a remoção da etapa preliminar de secagem foi possível obter viabilidade de 11 das 12 rotas estudadas. Identificou-se que também é possível reduzir o custo de um dos processos, absorção química com TEG, fazendo a troca do solvente utilizado por MEG, tornando, assim, todas as rotas viáveis. Após os estudos de caso, entendeu-se que o melhor cenário era constituído por lagoa anaeróbica para a biodigestão, absorção com sílica gel para o tratamento de remoção de água e absorção com Fe-EDTA para remoção de H<sub>2</sub>S e CO<sub>2</sub>. Essa rota possui um *Payback* no primeiro ano de operação, com Investimento de 3,6 milhões de dólares e Lucro Líquido Anual de 1,99 milhões de dólares.

# ÍNDICE

1. INTRODUÇÃO.....	1
1.1. Objetivos .....	3
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	4
2.1. Característica físico-químicas da vinhaça.....	4
2.2. Disponibilidade da vinhaça de cana-de-açúcar no Brasil.....	5
2.3. Biodigestão.....	6
2.3.1. Etapas da biodigestão anaeróbica.....	7
2.3.2. Biodigestores.....	9
2.4. Biogás.....	11
2.4.1. Composição do Biogás.....	12
2.4.2. Especificação ANP para biometano.....	13
2.5. Tratamento do biogás .....	14
2.5.1. Condensação para remoção parcial de umidade .....	18
2.5.2. Adsorção com sílica gel para remoção de umidade .....	18
2.5.3. Absorção com Trietilenoglicol (TEG) para remoção de umidade .....	20
2.5.4. Adsorção em carvão ativado para remoção de H <sub>2</sub> S e CO <sub>2</sub> .....	22
2.5.5. Absorção química com Fe/EDTA para remoção de H <sub>2</sub> S e CO <sub>2</sub> .....	22
2.5.6. Absorção química com aminas para remoção de H <sub>2</sub> S e CO <sub>2</sub> .....	24
2.5.7. Adsorção com óxidos metálicos para remoção de H <sub>2</sub> S.....	26
2.5.8. Separação por membranas para remoção de CO <sub>2</sub> .....	27
2.5.9. Lavagem com água para remoção de CO <sub>2</sub> .....	29
2.5.10. Adsorção com modulação de pressão (PSA) para remoção de CO <sub>2</sub> .....	30
3. PREPARAÇÃO DO AMBIENTE DE SIMULAÇÃO .....	32
3.1. Considerações iniciais .....	32
3.2. Matéria-prima.....	32
3.3. Capacidade das plantas.....	33
3.4. Pacote termodinâmico .....	34
4. SIMULAÇÃO .....	34
4.1. Produção de biogás.....	34
4.2. Tratamentos para remoção de H <sub>2</sub> O .....	37
4.2.1. Condensação.....	37

4.2.2.	Adsorção com sílica gel .....	38
4.2.3.	Absorção com trietilenoglicol (TEG).....	40
4.3.	Tratamentos para remoção de CO <sub>2</sub> e H <sub>2</sub> S .....	43
4.3.1.	Adsorção em carvão ativado .....	43
4.3.2.	Absorção com Fe/EDTA.....	45
4.3.3.	Absorção com aminas .....	46
4.4.	Tratamento para remoção de H <sub>2</sub> S.....	48
4.4.1.	Adsorção com óxidos metálicos.....	48
4.5.	Tratamentos para remoção de CO <sub>2</sub> .....	50
4.5.1.	Separação por membranas.....	50
4.5.2.	Lavagem com H <sub>2</sub> O .....	51
4.5.3.	Adsorção com modulação de pressão (PSA) .....	53
5.	DIMENSIONAMENTO.....	55
5.1.	Reator UASB.....	55
5.2.	Trocadores de Calor .....	56
5.3.	Colunas de Absorção.....	57
5.4.	Vasos de Flash.....	60
5.5.	Adsorvedores.....	62
5.6.	Módulo de Membranas.....	62
6.	ANÁLISE ECONÔMICA.....	63
6.1.	Investimento .....	65
6.2.	Custos de equipamentos .....	66
6.2.1.	Bombas.....	66
6.2.2.	Trocadores de calor .....	67
6.2.3.	Reator, colunas de absorção e adsorvedores de leito fixo.....	68
6.2.4.	Compressores .....	71
6.2.5.	Vasos de Flash.....	71
6.3.	Custos de produção .....	72
7.	RESULTADOS E DISCUSSÃO .....	75
7.1.	Cenário Base .....	75
7.2.	Cenário 1 .....	83
7.3.	Cenário 2 .....	88
7.3.1.	Cenário 2.1 .....	90
8.	CONCLUSÃO.....	92

## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1: Biodigestão simplificada. ....	6
Figura 2: Etapas da digestão anaeróbica. ....	9
Figura 3: Lagoa anaeróbica. ....	10
Figura 4: Reator anaeróbico de fluxo ascendente (UASB). ....	11
Figura 5: Superestrutura de tratamento do biogás. ....	17
Figura 6: Esquema típico para secagem por condensação. ....	18
Figura 7: Esquema típico para secagem de biogás por adsorção. ....	20
Figura 8: Esquema típico de secagem por absorção por TEG. ....	21
Figura 9: Esquema típico de remoção de H <sub>2</sub> S e CO <sub>2</sub> por absorção com Fe/EDTA. ....	24
Figura 10: Esquema representativo de remoção de H <sub>2</sub> S e CO <sub>2</sub> por absorção com aminas. ....	26
Figura 11: Esquema representativo de remoção de CO <sub>2</sub> por membranas. ....	28
Figura 12: Esquema representativo de remoção de CO <sub>2</sub> por lavagem com água. ....	30
Figura 13: Esquema representativo da remoção de CO <sub>2</sub> por PSA. ....	31
Figura 14: Fluxograma proposto para a simulação da etapa reacional. ....	36
Figura 15: Fluxograma proposto para simulação do processo de condensação. ....	38
Figura 16: Fluxograma proposto para simulação do processo de adsorção com sílica gel. ....	39
Figura 17: Fluxograma proposto para simulação do processo de absorção em solução de TEG. ....	42
Figura 18: Fluxograma proposto para simulação do processo de adsorção com carvão ativado. ....	44
Figura 19: Fluxograma proposto para Simulação do processo de absorção em solução de Fe/EDTA. ....	45
Figura 20: Fluxograma proposto para simulação do processo de absorção em solução de aminas. ....	47
Figura 21: Fluxograma proposto para simulação do processo de adsorção em óxidos metálicos. ....	49
Figura 22: Fluxograma proposto para simulação do processo de separação por membranas. ....	50
Figura 23: Fluxograma proposto para simulação do processo de lavagem com H <sub>2</sub> O. ....	52
Figura 24: Fluxograma proposto para simulação do processo de adsorção com modulação	

de pressão (PSA). .....	54
Figura 25: Esquema de dimensionamento de um vaso de flash. ....	61
Figura 26: Análise do custo de capital por etapa de tratamento.....	79
Figura 27: Análise do custo de produção. ....	81
Figura 28: Dimensões da Lagoa Anaeróbica. ....	84
Figura 29: Custo de Capital dos cenários base e 1 de cada uma das rotas.....	85
Figura 30: Gráficos dos custos de capital para o Cenário 1. ....	86
Figura 31: Lucro Líquido Anual comparativo das 12 rotas. ....	88
Figura 32: Lucro Líquido Anual para absorção com TEG e MEG.....	91

## ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1: Composição da vinhaça de diferentes tipos de mosto.....	5
Tabela 2: Frações dos componentes do biogás. ....	12
Tabela 3: Especificações para comercialização do biometano. ....	14
Tabela 4: Impurezas do biogás e seus principais efeitos.....	15
Tabela 5: Propriedades físicas da sílica gel.....	19
Tabela 6: Condições operacionais da etapa reacional. ....	36
Tabela 7: Condições operacionais do processo de condensação.....	38
Tabela 8: Condições operacionais do processo de sílica gel.....	40
Tabela 9: Condições operacionais do processo de absorção com TEG. ....	41
Tabela 10: Condições operacionais do processo de adsorção com carvão ativado. ....	44
Tabela 11: Condições operacionais do processo de absorção com solução de Fe/EDTA. .	46
Tabela 12: Condições operacionais do processo de absorção em solução de aminas.....	47
Tabela 13: Condições operacionais do processo de adsorção em óxidos metálicos.....	49
Tabela 14: Condições operacionais do processo de separação por membranas. ....	51
Tabela 15: Condições operacionais do processo de lavagem com água. ....	52
Tabela 16: Condições operacionais do processo de adsorção com modulação de pressão.	54
Tabela 17: Dimensionamento do reator UASB.....	56
Tabela 18: Parâmetros de dimensionamento dos trocadores de calor.....	57
Tabela 19: Especificações das colunas de absorção.....	60
Tabela 20: Informações dos recheios dos adsorvedores. ....	63
Tabela 21: Possíveis rotas de purificação do biogás. ....	64
Tabela 22: Diâmetros mínimos para a parede de vasos verticais.....	69

Tabela 23: Custos diretos e indiretos de produção.....	72
Tabela 24: Custos dos produtos e matérias-primas envolvidos no processo. ....	73
Tabela 25: Correlações para o cálculo dos diferentes custos de produção. ....	74
Tabela 26: Resultados econômicos para o Cenário Base: Rotas 1 a 6.....	76
Tabela 27: Resultados econômicos para o Cenário Base: Rotas 7 a 12.....	77
Tabela 28: Resultado da análise de viabilidade do investimento no Cenário Base. ....	83
Tabela 29: Resultado da análise de viabilidade do investimento no Cenário 1. ....	87
Tabela 30: Resultado da análise de viabilidade do investimento no Cenário 2. ....	89
Tabela 31: Resultado da análise de viabilidade do investimento no Cenário 2b. ....	91

# 1. INTRODUÇÃO

O uso de bioenergia no mundo cresceu em ritmo acelerado nas últimas décadas. Nesta direção, a produção e uso do biogás também têm aumentado significativamente. O biogás é um combustível, composto majoritariamente por metano (CH<sub>4</sub>) e dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), proveniente da biodigestão anaeróbica de resíduos orgânicos. Sua composição varia de acordo com o substrato a ser degradado e com as condições físicas e químicas que influenciam o processo da biodigestão (GARCILASSO *et al.*, 2018).

Apesar do biogás ter sido descoberto por volta de 1600, somente na Segunda Guerra Mundial, com a escassez das fontes fósseis, o biogás passou a ser utilizado como combustível. Estima-se que em 1984 havia aproximadamente 3.000 biodigestores no Brasil, mas devido à falta de conhecimento e mão de obra especializada, os biodigestores não supriram a necessidade dos seus produtores e a tecnologia foi abandonada. A partir do ano 2000, com a necessidade de redução da emissão de gases do efeito estufa (GEE), o biogás voltou a ser pauta como fonte de energia limpa e novos biodigestores foram instalados a partir dos incentivos do mercado de crédito de carbono e Mecanismo de Desenvolvimento Limpo (MDL) (REIS, 2020).

A maior parte da produção de biogás ocorre nos Estados Unidos e na Europa, embora outras regiões também estejam implantando cada vez mais a tecnologia. A produção global de biogás aumentou de  $2,8 \cdot 10^{14}$  kJ em 2000 para  $1,28 \cdot 10^{15}$  kJ em 2014, com um volume global de 59 bilhões de metros cúbicos de biogás (equivalente a 35 bilhões de metros cúbicos de metano) (SCARLAT, DALLEMAND e FAHL, 2018).

Nos países em desenvolvimento, o biogás é produzido principalmente em digestores pequenos, em escala doméstica, ao contrário dos países desenvolvidos, onde a produção de biogás se concentra em plantas de maior escala. Vários países da Ásia, como China, Tailândia e Índia, têm grandes programas para a produção doméstica de biogás. Na América Latina, a Rede de Biodigestores da América Latina e do Caribe (RedBioLAC) promove o desenvolvimento de pequenos biodigestores na Bolívia, Costa Rica, Equador, México, Nicarágua e Peru (SCARLAT, DALLEMAND e FAHL, 2018).

O Brasil segue a tendência mundial e nos últimos anos teve um crescimento significativo na instalação de novas plantas devido a programas de incentivo como a Política Nacional de Resíduos Sólidos, que estabelece uma ordem de prioridade na gestão e

gerenciamento de resíduos sólidos. Segundo dados obtidos pela CIBiogás, entre 2003 e 2014, 61 biodigestores de dejetos animais foram instalados, operando com uma produção média de 27.325.140 m<sup>3</sup> de biogás por ano. Em 2019 esse número cresceu para 366 plantas operantes e produção de 180.980.796 m<sup>3</sup> de biogás por ano, representando um crescimento de mais de 600 % da produção de biogás oriundo de dejetos animais em 5 anos (REIS, 2020).

Além do fator ambiental, o crescimento é motivado também pelo retorno financeiro, que pode se dar de maneira direta, através da venda do combustível, ou indireta, através da reutilização da energia gerada no próprio local (FERNANDES e MARIANI, 2019). O biogás pode ser usado para a geração de energia elétrica, térmica, mecânica e produção de biometano. No setor automobilístico, o biometano serve como alternativa de energia limpa e econômica, sendo compatível com o Gás Natural Veicular (GNV) (COLTURATO, 2015).

Por isso algumas empresas já estão investindo no setor, como por exemplo a empresa Gás Verde SA. Esta empresa é responsável pelo processamento do biogás gerado pelo lixo acumulado durante os 34 anos de funcionamento do Aterro de Gramacho, situado em Seropédica, no Rio de Janeiro, que já foi considerado o maior “lixão” a céu aberto da América Latina. Até 2019, a empresa abastecia 10 postos de combustíveis do estado com o biogás gerado desta maneira (ABEGÁS, 2019). Em Niterói, também no estado do Rio de Janeiro, a prefeitura assinou em agosto de 2018 a ordem de construção de uma usina de biogás no aterro sanitário do Morro do Céu. O projeto consiste na biodigestão anaeróbia do resíduo orgânico presente no lixo e é pioneiro no Brasil para produção de energia elétrica a partir deste recurso (FOLHANIT, 2019).

A vinhaça, que é o principal resíduo da produção de etanol, contém uma concentração média de 10 % de matéria orgânica e 90 % de água. Cada litro de etanol produzido gera de 10 a 15 litros de vinhaça, dependendo dos tipos de equipamentos utilizados na destilação (ELAIUY, 2016). Atualmente, a vinhaça tem como principal destinação a fertirrigação<sup>1</sup> no próprio solo do canavial. Isso se deve à sua alta carga de nutrientes como potássio, por exemplo, importante para o crescimento da cana-de-açúcar, e água, reduzindo seu consumo na lavoura. Essa aplicação, por sua vez, tem como grande vantagem a não necessidade de tratamento deste efluente (CRUZ, 2011).

Uma das principais desvantagens dessa técnica, porém, é o limite de aplicação no campo devido à possibilidade de contaminação de lençóis freáticos, salinização do solo e

---

<sup>1</sup> Técnica de aplicação de fertilizante via irrigação (EMBRAPA).

maus odores. Outro fator limitante na sua aplicação no solo é a distância para transporte. Segundo a Sociedade dos Técnicos Açucareiros e Alcooleiros do Brasil (STAB), o raio médio de aplicação da vinhaça *in natura* é de 11 km, podendo ser expandido para 29 km através do emprego de concentradores de vinhaça (RAMOS, 2015).

A alta carga orgânica, baixo pH e elevada corrosividade tornam a vinhaça um efluente proveniente de destilarias com alto poder poluente, cerca de cem vezes maior que o esgoto doméstico (SILVA, GRIEBELER e BORGES, 2007). Há também a emissão de gases do efeito estufa, uma vez que a degradação da carga orgânica ocorre de forma espontânea e natural no solo, pois a cana-de-açúcar não a utiliza como fonte de nutrientes. Durante seu transporte no canal condutor são emitidos em média 1,83 kg de CO<sub>2</sub> equivalente a cada metro cúbico de vinhaça (OLIVEIRA *et al.*, 2015).

Em resumo, a vinhaça é um efluente gerado em grandes quantidades na indústria sucroalcooleira, cujo tratamento é complexo e seu aproveitamento pela via convencional é limitado. Por essa razão, a vinhaça se apresenta como alternativa promissora para a geração de biogás e já vem sendo bastante explorada nesse sentido, como por exemplo, uma empresa importante e relevante no Brasil no quesito de energia é a Raízen que inaugurou sua planta de biogás em outubro de 2020 e devido sua capacidade de moagem de mais de 5 milhões de toneladas de cana por ano gera um volume de vinhaça que atende a demanda para um projeto de biogás em escala comercial do ano inteiro (RAÍZEN, 2020). Entretanto, para que seja possível o consumo ou revenda deste combustível dentro das especificações de qualidade definidas pela Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP), é necessário que este gás seja tratado e, para isso, pode-se explorar o potencial de uma série de alternativas já disponíveis para purificação de gás natural.

## **1.1. Objetivo**

O presente trabalho tem como objetivo principal a avaliação de alternativas processuais aplicadas na avaliação econômica para tratamento do biogás gerado a partir da biodigestão anaeróbica da vinhaça. Para isso foi elaborada uma superestrutura de processos, balanços de massa e energia foram resolvidos de forma rigorosa no *software* Aspen Plus® v8.8, e os resultados foram usados no dimensionamento para a análise de viabilidade econômica.

## **2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

### **2.1. Característica físico-químicas da vinhaça**

Vinhaça é o nome dado ao resíduo como um todo proveniente da produção de etanol pela cana-de-açúcar após a fermentação do mosto e a destilação do vinho (SILVA, GRIEBELER e BORGES, 2007). Sua composição é variável e depende de diferentes fatores, como: características do solo, tipo de fertilização no cultivo da cana-de-açúcar, regime de chuvas, teor alcoólico do vinho, sistema de destilação, e até mesmo natureza e composição do mosto (LUDOVICE, 1997).

A vinhaça é constituída quase que totalmente por matéria orgânica e uma menor fração corresponde aos minerais como potássio (K), cálcio (Ca), nitrogênio (N) e enxofre (S) (ELAIUY, 2016; LUDOVICE, 1997). Na Tabela 1 são apresentadas as possíveis faixas de composição química da vinhaça de acordo com a sua origem. De acordo com Lamônica (2005), existem três categorias de vinhaça, que são:

(i) vinhaça de mosto de melão: mosto preparado com melão, subproduto da produção de açúcar, normalmente em destilarias anexas;

(ii) vinhaça de mosto de caldo: produzida de caldo de cana com destinação exclusiva à fermentação alcoólica, normalmente em destilarias autônomas;

(iii) vinhaça de mosto misto: mosto preparado com caldo e melão, normalmente em destilarias anexas.

Tabela 1: Composição da vinhaça de diferentes tipos de mosto.

Elementos/ Unidades	Melaço	Misto	Caldo
Matéria Orgânica Kg/m <sup>3</sup> vinhaça	37 – 57	19 – 46	15 – 35
N Kg/m <sup>3</sup> vinhaça	0,75 – 0,79	0,33 – 0,48	0,26 – 0,35
P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> Kg/m <sup>3</sup> vinhaça	0,10 – 0,35	0,09 – 0,61	0,09 – 0,50
K <sub>2</sub> O Kg/m <sup>3</sup> vinhaça	3,50 – 7,60	2,10 – 3,0	1,01 – 2,00
CaO Kg/m <sup>3</sup> vinhaça	1,80 – 2,40	0,57 – 1,46	0,13 – 0,76
MgO Kg/m <sup>3</sup> vinhaça	0,84 – 1,40	0,33 – 0,58	0,21 – 0,41
SO <sub>4</sub> Kg/m <sup>3</sup> vinhaça	1,5	1,6	2,03
Mn mg/dm <sup>3</sup>	6 – 11	5 – 6	5 – 10
Fe mg/dm <sup>3</sup>	52 – 120	47 – 130	45 – 110
Cu mg/dm <sup>3</sup>	3 – 9	2 – 57	1 – 18
Zn mg/dm <sup>3</sup>	3 – 4	3 – 50	2 – 3
Ph	4,0 – 4,5	3,5 – 4,5	3,5 – 4,5

Fonte: Lamonica (2005)

Para cada tipo de mosto encontram-se, como mostrado na Tabela 1, composições bem distintas, e mesmo para vinhaças providas de mostos de uma mesma origem também há essa discrepância, isto é, quando se trabalha com a vinhaça, é necessário estabelecer uma composição média de trabalho dentro das especificações pré-selecionadas.

## 2.2. Disponibilidade da vinhaça de cana-de-açúcar no Brasil

O resíduo de vinhaça é gerado com uma produção média de 11 m<sup>3</sup> de vinhaça por 1 m<sup>3</sup> de álcool (CTC, 2005). Segundo a ANP, a produção total de etanol no ano de 2019 foi de 35.306.997 m<sup>3</sup>, o que teria gerado cerca de 388.376.967 m<sup>3</sup> de vinhaça no ano.

Considerando a alta geração de resíduo e a impossibilidade de sua aplicação total para nutrir o solo, o processo de biodigestão de vinhaça aparece como uma opção

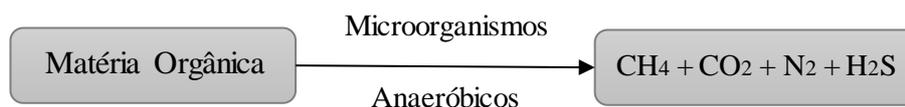
interessante do ponto de vista ambiental e econômico para o setor sucroalcooleiro (GARCILASSO *et al.*, 2018).

### 2.3. Biodigestão

Biodigestão é a degradação biológica natural do material orgânico, resultando na produção de biogás por microorganismos em condições anaeróbias e do resíduo rico em minerais. Nos últimos anos, a digestão anaeróbica de resíduos da agricultura e da agroindústria, lixo orgânico municipal e lodo de esgoto tornou-se uma das vias mais atraentes para produção de energia renovável (SCARLAT, DALLEMAND e FAHL, 2018). Na pecuária, a digestão anaeróbica contribui para mitigar os odores associados ao armazenamento e decomposição do estrume e remove patógenos que podem representar um risco significativo para a saúde humana e animal. O digerido da produção de biogás ainda pode ser usado como fertilizante com o mesmo teor de nutrientes que a matéria orgânica original. Isso traz benefícios econômicos adicionais, reduzindo o uso de fertilizantes químicos em fazendas, o escoamento de nutrientes e evita as emissões de metano (SCARLAT, DALLEMAND e FAHL, 2018).

De acordo com Nogueira (1986), a biodigestão anaeróbica da matéria orgânica pode ser realizada em diferentes tipos de biorreatores, também chamados biodigestores. A biodegradação de matéria em um ambiente anaeróbico só pode ocorrer pela ação de microorganismos fermentativos capazes de utilizar moléculas diferentes de oxigênio como aceptores de hidrogênio (NOGUEIRA, 1986). A reação global simplificada é ilustrada na Figura 1.

Figura 1: Biodigestão simplificada.



Fonte: autoria própria.

As etapas de degradação da matéria orgânica são: hidrólise, acidogênese,

acetogênese e metanogênese (KOCH, 2014). Paralelamente ocorre a etapa de sulfatogênese, produzindo  $H_2S$  como impureza. Os principais fatores que influenciam no rendimento/composição do biogás formado são a temperatura, o pH do meio, a população microbiana, composição da carga, agitação e o tempo de retenção. Por conta disso, é importante que o processo seja monitorado (GARCILASSO *et al.*, 2018).

Existem duas faixas de temperatura que podem ser utilizadas no processo de biodigestão anaeróbica. Essas condições de operação são a mesofílica, entre 20 e 45 °C, e a termofílica, entre 45 e 60 °C. O pH varia durante as etapas do processo. Nas etapas iniciais, a faixa de pH ótimo para a ação dos microrganismos está situada entre 5,2 e 6,3. Já nas fases intermediária e final, são as reações e seus produtos que determinam a faixa de pH, que estará entre 6,8 e 7,5 (PERLINGEIRO, 2014). Nota-se que o processo como um todo tem o pH mais próximo do neutro, pois o ambiente não pode ser muito agressivo à microbiota. O tempo de retenção é influenciado diretamente pelo tipo de reator utilizado, de acordo com as características citadas.

Pode-se obter no processo de digestão anaeróbia da vinhaça uma proporção de 0,30 L (CNTP, condições normais de temperatura e pressão) de biogás por grama de DQO consumida. O biogás produzido é composto por 55 % a 65 % de  $CH_4$  e 30 % a 35 % de  $CO_2$ , contendo  $O_2$ ,  $N_2$ ,  $H_2O$  e  $H_2S$  em menor proporção (COSTA, 2014; GRANATO e SILVA, 2002; SOUSA, 2014).

### **2.3.1. Etapas da biodigestão anaeróbica**

A Figura 2 ilustra as etapas principais da digestão anaeróbica. Quando microorganismos degradam moléculas complexas, como celulose, proteínas, amido e gorduras, a primeira etapa, hidrólise, consiste na quebra de moléculas poliméricas em moléculas mais simples. Isso é realizado pela ação de enzimas externas, liberadas pelas bactérias, e gera como produtos açúcares, aminoácidos e ácidos graxos de cadeias longas que poderão ser alimento para as próprias bactérias na segunda etapa, acidogênese (COSTA, 2014).

Na acidogênese os compostos são biodegradados em ácidos graxos voláteis,  $CO$ , hidrogênio e alcoóis. Bactérias acidogênicas podem ser anaeróbicas estritas ou facultativas, isto é, capazes de operar com ou sem oxigênio, e são classificadas como bactérias de rápida

duplicação (CRUZ, 2011).

A etapa seguinte, chamada de acetogênese, consiste na oxidação dos produtos anteriores, gerando os substratos acetato, gás hidrogênio e gás carbônico. O  $H_2$  diminui o pH do meio e pode ainda ser transformado em ácidos orgânicos ou usado na metanogênese (COSTA, 2014). Nessa terceira etapa, as bactérias acetogênicas, que produzem hidrogênio, trabalham em conjunto com as metanogênicas, de forma que elas são responsáveis pela remoção do hidrogênio produzido que, se presente em excesso, inibe o metabolismo das próprias bactérias que o produzem (NOGUEIRA, 1986).

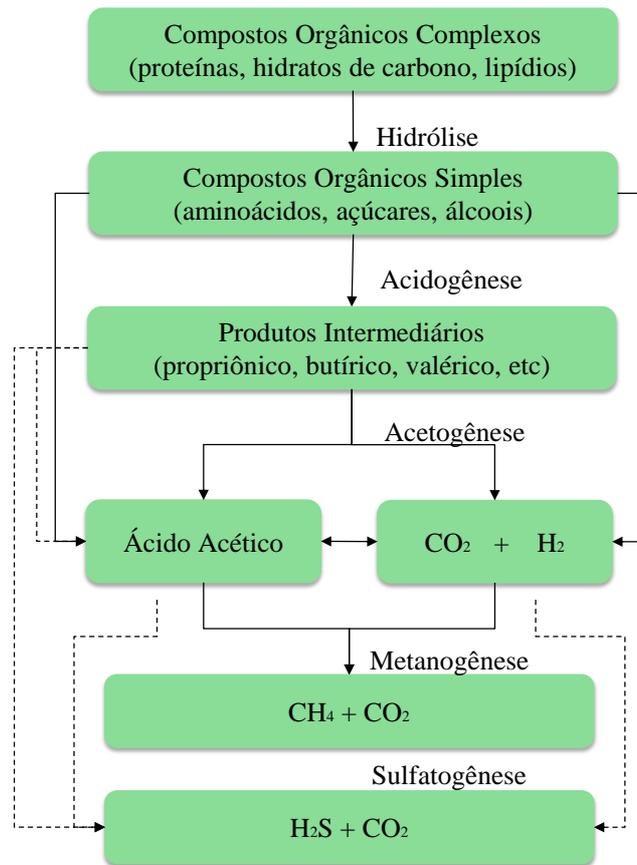
De acordo com Abreu (2007), na última etapa, chamada de metanogênese, ocorre a formação de metano e gás carbônico. Esta etapa pode ser dividida em dois grupos:

1. Metanogênica acetoplástica: em que o metanol é degradado em ácido acético na acetogênese que em conjunto com  $H_2$  e  $CO_2$  há formação de  $CH_4$ . Realizada por microorganismos predominantes na digestão anaeróbia. Responsável por 60-70 % de toda a produção de metano (ABREU, 2007, CHERNICHARO, 2007).

2. Metanogênica hidrogenotrófica: formação de  $CH_4$  a partir do  $H_2$  e  $CO_2$ . Realizada por praticamente todas as espécies conhecidas (ABREU, 2007, CHERNICHARO, 2007).

Além das demais etapas, existe a sulfatogênese, que não é parte da digestão anaeróbia, mas que estará sempre presente devido à presença de sulfato na matéria-prima. Ela ocorre paralelamente à metanação e interfere no seu rendimento devido à competição por substrato e precipitação de microelementos metálicos pelo  $H_2S$  produzido.

Figura 2: Etapas da digestão anaeróbica.



Fonte: autoria própria.

### 2.3.2. Biodigestores

Os biodigestores são grandes compartimentos dimensionados para degradar diferentes tipos de biomassa e são classificados de acordo com a sua forma de construção, com o tipo de armazenamento de gás, mecanismo de operação, temperatura, agitação, e com acúmulo ou não de massa bacteriana (TUNES, 2017). Os principais reatores utilizados são reatores tubulares, lagoas anaeróbias coberta e o reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (GRANATO e SILVA, 2002).

O reator tubular e a lagoa anaeróbia coberta possuem funcionamento semelhante e são comumente usados no meio rural para tratamento de dejetos de animais devido ao baixo custo de instalação e fácil operação. O segundo tipo consiste em grandes valas com cobertura plástica maleável de cor escura, que favorece o aumento de temperatura do meio operacional, onde o efluente tem fluxo horizontal. Sua cobertura expande conforme o biogás

vai sendo produzido, funcionando como um gasômetro, conforme mostrado na Figura 3. Na lateral há tubos para amostragem do efluente e verificação da concentração de matéria orgânica. O tempo de retenção é longo, pois toda a conversão da matéria orgânica ocorre de forma natural com os organismos já existentes no meio, sendo esta a principal desvantagem desse tipo de reator (PERLINGEIRO, 2014).

Figura 3: Lagoa anaeróbica.

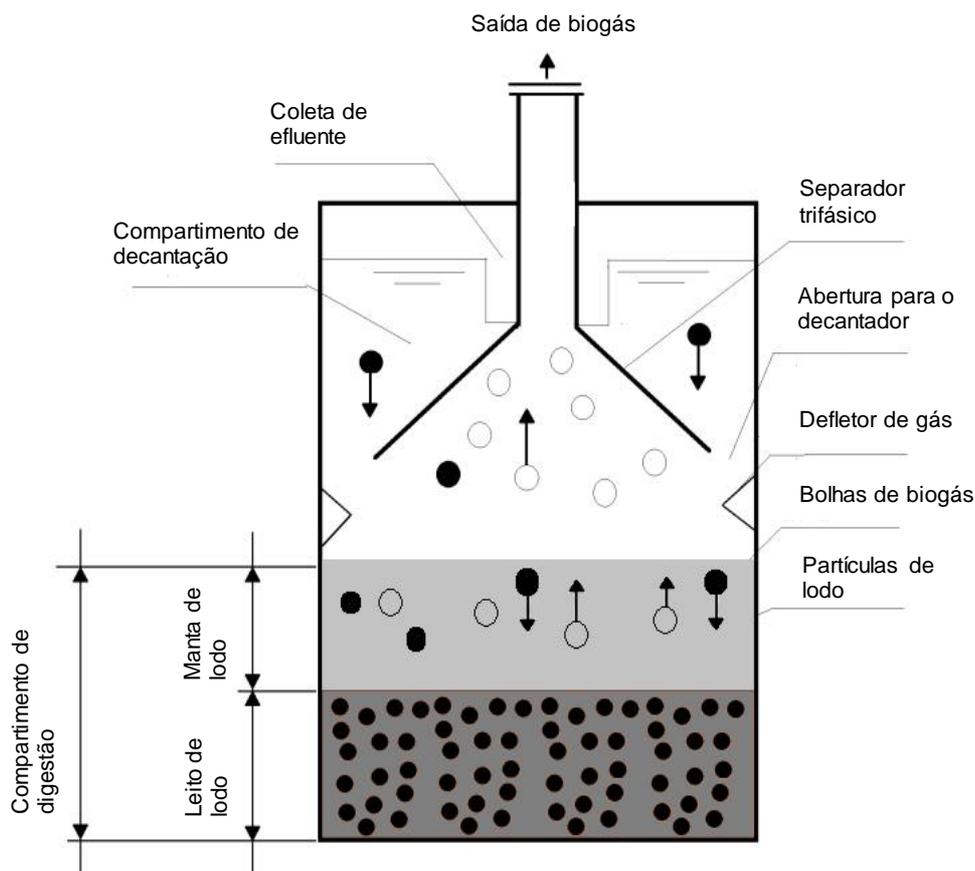


Fonte: Costa (2014).

O Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo (RAFA), mais conhecido como UASB (do inglês, *Upflow Anaerobic Sludge Blanket*), foi desenvolvido na década de 1970 derivado dos biorreatores indianos e chineses, e tem sido muito usado desde sua criação para o tratamento de águas residuais (PERLINGEIRO, 2014). Este tipo de reator pode ser usado para tratar efluentes com altas cargas orgânicas em curtos tempos de retenção devido à possibilidade de recirculação em uma região concentrada de biomassa ativa.

Os reatores UASB ou RAFA podem ter diferentes configurações, seja como tanques cilíndricos, quadrados e até retangulares. Em todas essas possibilidades esse reator consiste em três partes fundamentais dispostas na forma de coluna ascendente: o leito de lodo, zona de sedimentação e separador trifásico. Esse separador trifásico tem como função dividir a zona de digestão onde se encontra a manta de lodo e a zona de sedimentação (HAMERSKI, 2012). A Figura 4 ilustra as seções do UASB e o esquema de seu funcionamento.

Figura 4: Reator anaeróbico de fluxo ascendente (UASB).



Fonte: adaptado de Costa (2014).

O afluente a ser tratado é bombeado pelo fundo do reator, uniformemente, e escoar através do lodo biológico ativo (leito de lodo), onde ocorrem as reações necessárias ao seu tratamento. O efluente tratado é coletado na parte superior do reator, em vertedores ou tubulações perfuradas. O gás produzido no compartimento de reação na forma de bolhas é coletado na parte central do separador trifásico no alto do reator (SPERLING, 2014). Em sua parte inferior ocorre a digestão, e sua parte superior consiste em um decantador, onde é feita a separação do gás (COSTA, 2014).

## 2.4. Biogás

O biogás é uma mistura de metano e gás carbônico, que pode conter impurezas dependendo de sua natureza, como  $H_2S$ ,  $NH_3$  e umidade (ABREU, 2007; GARCILASSO *et*

*al.*, 2018; SCHULTZ, 2014). Proveniente da decomposição anaeróbia da matéria orgânica, ele é incolor, inodoro e altamente combustível, e o resíduo de sua produção pode ser utilizado como biofertilizante. O H<sub>2</sub>S formado é altamente corrosivo e, por isso, deve ser removido (COSTA, 2014). Já o CO<sub>2</sub> em excesso, assim como a umidade, diminui o potencial energético do combustível. Pelo gás carbônico ser um gás leve, de difícil liquefação, baixa densidade e volumoso, o seu transporte e armazenamento se tornam onerosos, sendo mais vantajosa economicamente a sua utilização no próprio local de origem (GARCILASSO *et al.*, 2018).

#### 2.4.1. Composição do Biogás

Os principais compostos presentes no biogás além do metano são o CO<sub>2</sub>, o H<sub>2</sub>S e umidade (H<sub>2</sub>O). Outros compostos indesejáveis também estão presentes, em concentrações menores, como, por exemplo, NH<sub>3</sub>, siloxanos, O<sub>2</sub>, metais, VOCs (do inglês, *Volatile Organic Compounds*), entre outros (GARCILASSO *et al.*, 2018). Na Tabela 2 encontram-se os principais componentes do biogás e suas frações.

Tabela 2: Frações dos componentes do biogás.

<b>Parâmetro</b>	<b>Biogás</b>
CH <sub>4</sub> (% mol)	55 – 65
CO <sub>2</sub> (% mol)	35 – 45
H <sub>2</sub> (% mol)	0 - 0,02
N <sub>2</sub> (% mol)	< 2
H <sub>2</sub> S (ppmv)	20 – 20000
NH <sub>3</sub> (ppmv)	< 500
H <sub>2</sub> O (% mol)	< 5

Fonte: adaptado de GARCILASSO, JUNIOR, *et al.*, (2018).

## 2.4.2. Especificação ANP para biometano

De acordo com a ANP o biometano é um gás combustível oriundo do processo de tratamento do biogás. O biogás é produzido a partir de resíduos orgânicos agrossilvipastoris<sup>2</sup> e resíduos comerciais.

Ainda de acordo com a ANP, o biogás tratado no presente trabalho é classificado como um resíduo agrossilvipastoril, visto que a vinhaça é um resíduo da produção de etanol, que provém da cana-de-açúcar. Assim sendo, a especificação existente para o biometano gerado pode ser encontrada na Resolução n° 8/2015 do referido órgão. Neste sentido, vale destacar o que dispõe o Anexo 1 do Regulamento Técnico da ANP:

### 1. Objetivo

Este Regulamento Técnico aplica-se ao Biometano oriundo de produtos e resíduos orgânicos agrossilvipastoris e comerciais destinado ao uso veicular e às instalações residenciais e comerciais, de origem nacional, a ser comercializado em todo o território nacional.

#### 1.1. Nota explicativa

O Biometano objeto desta especificação permanece no estado gasoso sob condições de temperatura e pressão ambientes. É produzido a partir do biogás oriundo da digestão anaeróbica de resíduos orgânicos de origem vegetal, animal ou de processamento da agroindústria, que contém principalmente metano e dióxido de carbono, podendo ainda apresentar componentes inertes do ponto de vista da aplicação, tais como nitrogênio, oxigênio e dióxido de carbono, bem como traços de outros constituintes. É intercambiável com o gás natural entregue à distribuição nas regiões nordeste, centro oeste, sudeste e sul. Requer os mesmos cuidados, na compressão, distribuição e revenda, dispensados ao gás natural.

O Biometano deve apresentar concentrações limitadas de componentes potencialmente corrosivos de modo que a segurança e a integridade dos equipamentos sejam preservadas. Esses componentes são sulfeto de hidrogênio, dióxido de carbono e água.

### 2. Sistema de Unidades

O sistema de unidades a ser empregado no Regulamento Técnico é o SI de acordo com a norma brasileira NBR/ISO 1000.

Desta forma, a unidade de pressão é o Pa e seus múltiplos e a unidade de temperatura o K (Kelvin) ou o °C (grau Celsius).

### 3. Condição de referência

A condição de temperatura, pressão e umidade de referência requerida para o cálculo das características especificadas neste Regulamento Técnico são 293,15 K e 101,325 kPa e base seca.

### 4. Normas Aplicáveis

A determinação das características do produto far-se-á mediante o emprego de normas da *American Society for Testing and Materials* (ASTM), da *International Organization for Standardization* (ISO) e da Associação Brasileira de Normas Técnicas (ABNT).

Os dados de incerteza, repetitividade e reprodutibilidade, fornecidos nos métodos relacionados neste Regulamento, devem ser usados somente como guia para

---

<sup>2</sup> Resíduos gerados nas atividades agropecuárias e silviculturais, incluídos os relacionados a insumos realizados nessas atividades, de acordo com a Lei 12305, de 2 de agosto de 2010.

aceitação das determinações em duplicata de ensaio e não devem ser considerados como tolerância aplicada aos limites especificados. Observações: (1) O Biometano deve ser isento de partículas sólidas ou líquidas devendo ser usado um filtro 0,2 µm no produtor e 1,0 µm no revendedor varejista. (2) A especificação de 90,0 a 94,0 % mol de metano deve ser seguida somente nas localidades da Região Norte abastecidas pelo gás natural de Urucu. (3) A odorização do Biometano quando necessária deverá atender a norma ABNT NBR 15616. (4) O ponto de orvalho de água deve ser calculado por meio da norma ISO 18453 quando se usar método para a determinação do teor de água.

O trecho do Regulamento apresentado tem como principal objetivo informar as condições de uso do biogás em todo o território nacional para determinadas condições de produção, bem como as condições de referência e normas aplicáveis. Na Tabela 3 são apresentados os limites a serem seguidos, tanto de percentual mínimo aceitável de metano, quanto os níveis máximos permitidos das impurezas geradas com o biogás.

Tabela 3: Especificações para comercialização do biometano.

Metano	Mínimo	% mol	90
Oxigênio	Máximo	% mol	0,8
Dióxido de Carbono	Máximo	% mol	3
CO <sub>2</sub> + O <sub>2</sub> + N <sub>2</sub>	Máximo	% mol	10
Enxofre total	Máximo	mg/m <sup>3</sup>	70
Gás sulfídrico	Máximo	mg/m <sup>3</sup>	10

Fonte: adaptado de ANP (2015).

## 2.5. Tratamento do biogás

A purificação do biogás a biometano é uma etapa importante, visto que previne a corrosão das tubulações e o desgaste mecânico dos equipamentos a jusante, e aumenta a qualidade e o poder calorífico do gás. Além disso, para que ele possa ser utilizado com fins energéticos, térmicos e como substituto/suplemento de combustíveis veiculares e nas redes de distribuição de gás natural, é necessário que atenda às especificações do órgão regulamentador, nesse caso a ANP, Tabela 3 (GARCILASSO *et al.*, 2018).

As tecnologias tradicionais de purificação consistem em duas etapas principais: a

limpeza do gás e o ajuste do poder calorífico. A limpeza do gás é a remoção de componentes poluentes, como por exemplo o H<sub>2</sub>S, que age de forma corrosiva, prejudicando os equipamentos usados e afetando também o rendimento. Já a etapa de ajuste do poder calorífico consiste no aumento da concentração de metano a partir da remoção de CO<sub>2</sub> e vapor de água, que agem de forma a absorver parte de energia gerada na combustão (MARTIELLO, 2017). Na Tabela 4 estão reunidos alguns dos possíveis efeitos causados por cada impureza.

Tabela 4: Impurezas do biogás e seus principais efeitos.

Impureza	Possíveis efeitos
CO <sub>2</sub>	Redução do poder calorífico
H <sub>2</sub> S	Corrosão, concentrações tóxicas (> 5cm <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> no biogás) e possível formação de SO <sub>2</sub> e SO <sub>3</sub> e chuva ácida
NH <sub>3</sub>	Corrosão quando diluído em água.
H <sub>2</sub> O	Corrosão devido à reação com H <sub>2</sub> S, NH <sub>3</sub> e CO <sub>2</sub> , formando compostos ácidos e possível condensação em alta pressão

Fonte: de Moura (2018)

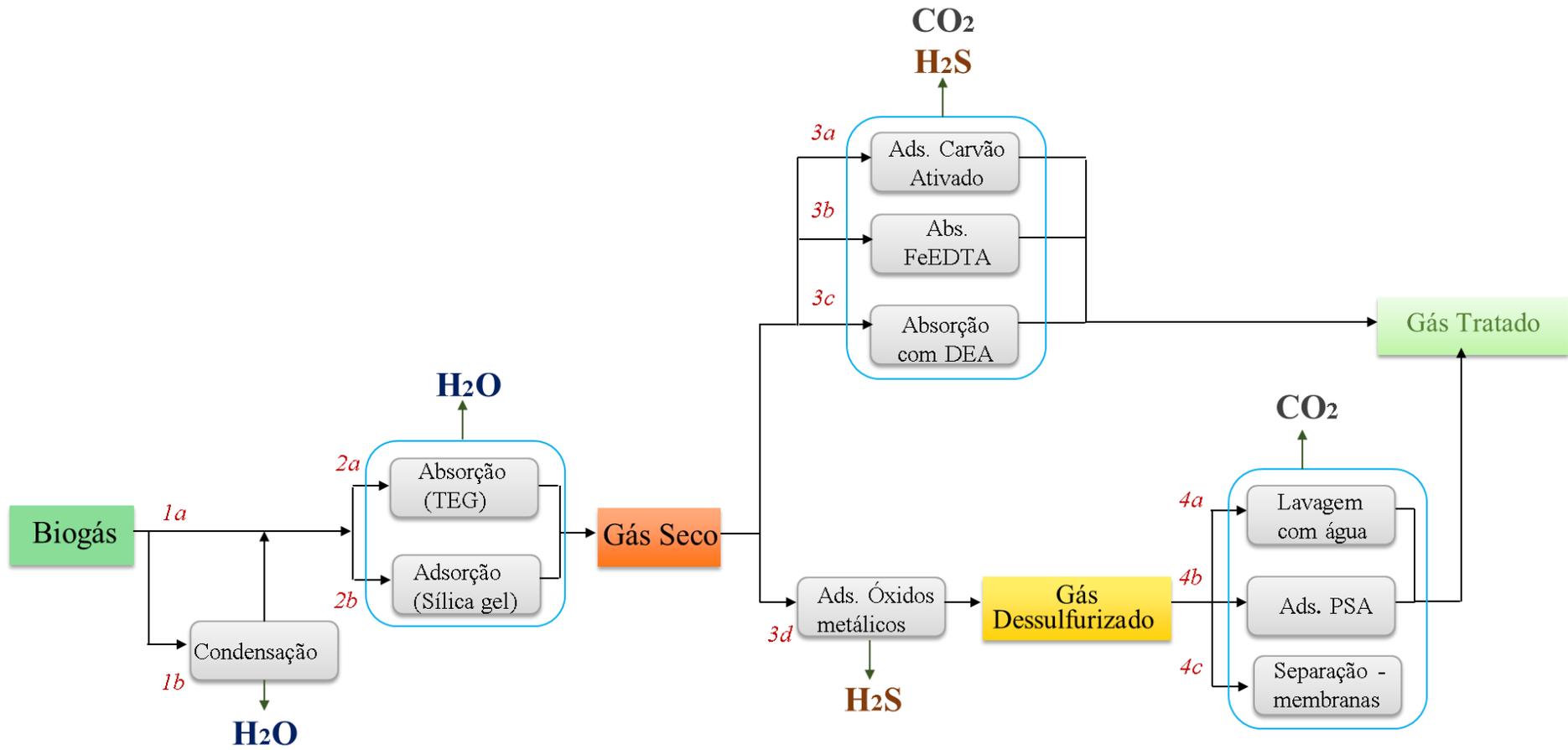
Além da presença de água diminuir o poder calorífico do combustível, a água condensada nas tubulações é possível causadora de corrosões e obstruções, principalmente se combinada com outros contaminantes ácidos (COSTA, 2014). Também é essencial o tratamento para a remoção da umidade a fim de prevenir a perda de eficiência das tubulações de transporte causada pela condensação da água nos dutos, que promove redução na área de escoamento e, dessa forma, aumenta a perda de carga, e uma diminuição na vazão do fluido (SEVERIANO, 2018). Nessa etapa, tecnologias de absorção, adsorção e refrigeração são comumente usadas (GARCILASSO *et al.*, 2018).

Em relação às tecnologias de remoção de H<sub>2</sub>S, as técnicas podem ser divididas em duas categorias principais: processo de oxidação a seco (adsorção utilizando óxidos de ferro e zinco) e processo de oxidação na fase líquida (processo de absorção química ou processo de remoção de partículas utilizando lavadores) (GARCILASSO *et al.*, 2018).

A remoção de CO<sub>2</sub>, por sua vez, é feita quando se objetiva alcançar níveis mais elevados de purificação do biogás e normalmente utiliza-se o gás tratado em rede de distribuição de gás natural ou GNV. Com a remoção do CO<sub>2</sub>, a densidade do gás diminui e seu poder calorífico aumenta (GARCILASSO *et al.*, 2018). Técnicas de remoção de H<sub>2</sub>S acabam por remover também boa parte do CO<sub>2</sub> presente, mas conforme a resolução da ANP apresentada na Seção 3.4.2, algumas vezes são necessárias tecnologias mais específicas, como por exemplo: lavagem química com solvente, separação criogênica e até mesmo adsorção por modulação de pressão (PSA, *do inglês Pressure Swing Adsorption*).

Na Figura 5 é mostrada uma superestrutura de processos, concatenando as principais tecnologias disponíveis para remoção de cada um dos três principais contaminantes no processo de conversão do biogás a biometano: água, H<sub>2</sub>S e CO<sub>2</sub>.

Figura 5: Superestrutura de tratamento do biogás.



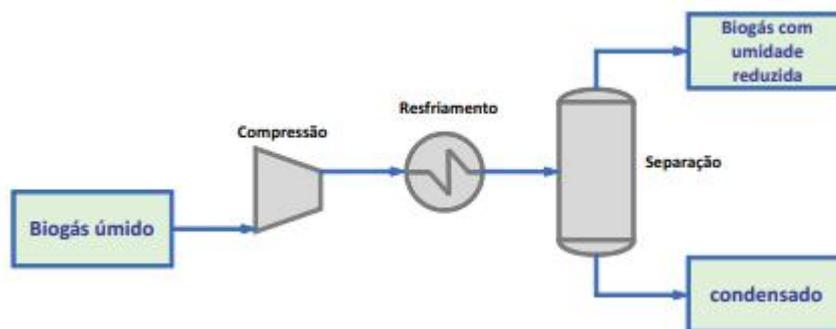
Fonte: autoria própria.

### 2.5.1. Condensação para remoção parcial de umidade

A técnica de condensação se baseia no resfriamento e compressão do biogás, visando promover a alteração do estado termodinâmico da água, que posteriormente é coletada (MOURA, de, 2018). Primeiro ocorre a pressurização do gás utilizando um compressor e em seguida um trocador de calor é utilizado com o intuito de condensar o vapor de água. Normalmente, são utilizados trocadores com água gelada ou *chillers* elétricos (GARCILASSO *et al.*, 2018).

Na Figura 6 está ilustrado o esquema de equipamentos comumente utilizados nesse método físico de remoção de umidade em que há a pressurização do biogás, resfriamento para forçar a condensação e uma coluna de separação para fazer a remoção da água condensada.

Figura 6: Esquema típico para secagem por condensação.



Fonte: Garcilasso *et al.* (2018).

### 2.5.2. Adsorção com sílica gel para remoção de umidade

A adsorção em leito fixo é um processo físico-químico utilizado para um ajuste fino do teor de umidade, visando atingir níveis estabelecidos em regulamentação, e pode atingir pontos de orvalho de até  $-90\text{ }^{\circ}\text{C}$  a depender do material utilizado para a adsorção (GARCILASSO *et al.*, 2018).

Os elementos adsorventes mais utilizados são sílica gel, alumina ativada e peneira molecular. A sílica gel é uma forma amorfa de sílica dura e porosa semelhante ao vidro, e é obtida através do aquecimento a  $360\text{ }^{\circ}\text{C}$  do gel resultante da acidificação de uma solução de silicato de sódio. É de grande utilização em recuperação de hidrocarbonetos e secagem de líquidos e gases (SILVEIRA, 2001).

Atualmente existem três tipos de sílica gel que diferem entre si por sua granulometria. São elas: dessecante, micronizada e precipitada. A IUPAC (*International Union of Pure and Applied Chemistry*) classifica o tamanho dos poros de acordo com seu diâmetro médio e eles podem ser: microporos, mesoporos e macroporos. A sílica gel dessecante pode ser encontrada nessas três porosidades (ANTONIO, 2003). Quando se deseja trabalhar com esse tipo de adsorvente, é importante atentar-se às suas características físicas. Na Tabela 5 estão listadas suas propriedades físicas de forma geral.

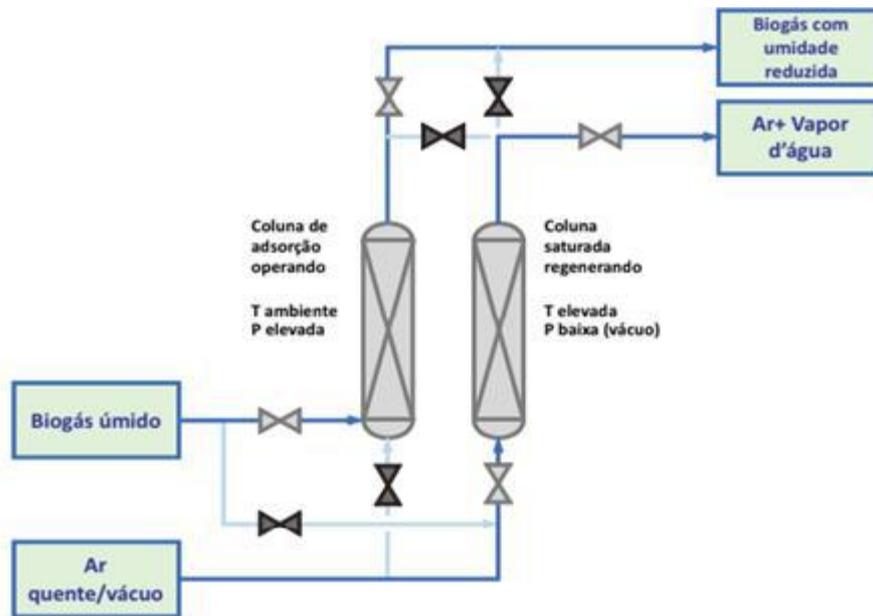
Tabela 5: Propriedades físicas da sílica gel.

Propriedades	Parâmetros Gerais
Área específica	até 800 m <sup>2</sup> /g
Volume do poro	0,5 a 1 cm <sup>3</sup> /g
Diâmetro médio do poro	50 a 4000 Å
Densidade	0,3 a 0,6 g/cm <sup>3</sup>

Fonte: Antonio (2003).

A adsorção com sílica gel é geralmente realizada à temperatura ambiente com a pressão variando entre 6 e 10 bar. Após certo tempo, o material do leito fica saturado, perdendo eficiência, sendo necessária sua regeneração com ar quente (120 a 150 °C) e baixas pressões e/ou vácuo. É ideal o uso de duas colunas operando em paralelo para que o processo possa ser operado em regime contínuo, como ilustrado na Figura 7. Com a sílica gel é possível se obter uma temperatura de orvalho (-90 °C) menor que a temperatura exigida pela regulamentação de biometano (-45 °C) (GARCILASSO *et al.*, 2018).

Figura 7: Esquema típico para secagem de biogás por adsorção.



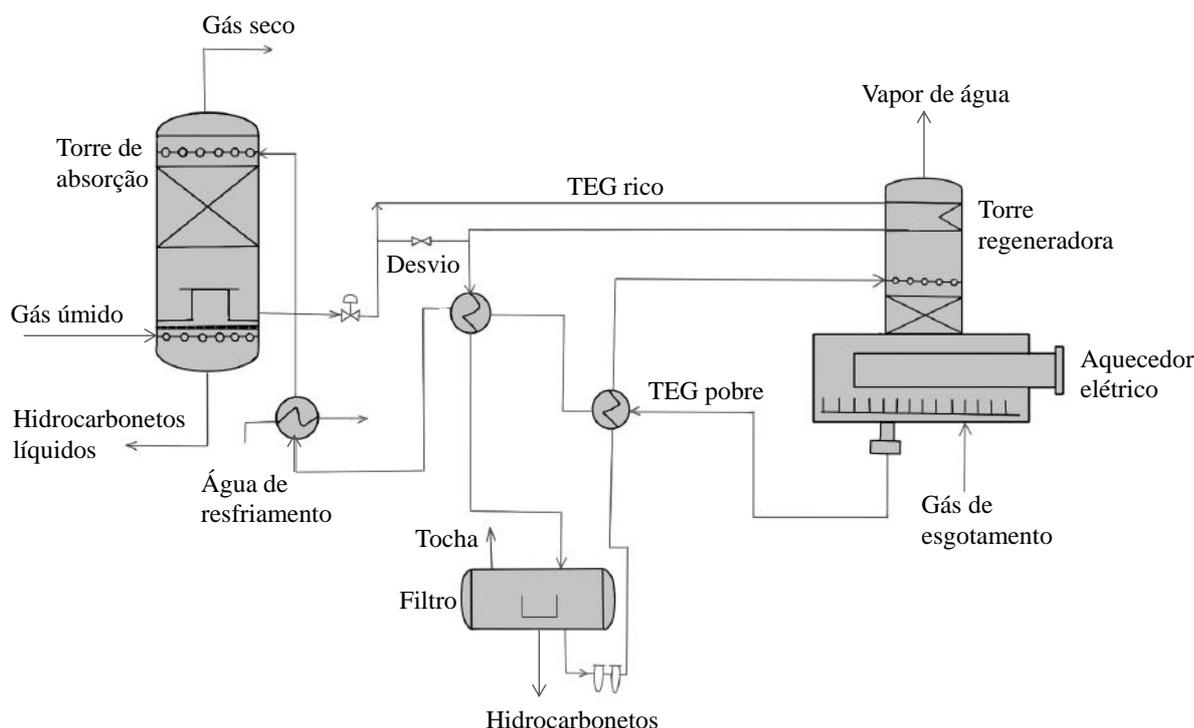
Fonte: Garcilasso *et al.* (2018)

### 2.5.3. Absorção com trietilenoglicol (TEG) para remoção de umidade

Esse processo consiste no emprego de um solvente líquido higroscópico que, usualmente, flui em contracorrente com o biogás para a desidratação do mesmo em uma torre de absorção. O gás contendo  $H_2O$  ascende na coluna em contracorrente com a solução solvente vinda do sistema de regeneração, onde as partículas de  $H_2O$  presentes no gás serão absorvidas pelo solvente por afinidade e o solvente sairá rico em umidade pelo fundo. O gás seco sai pelo topo da coluna, que contém um eliminador de névoa para retirada de possíveis gotículas arrastadas do solvente (SEVERIANO, 2018).

Um exemplo de fluxograma de processo de remoção de umidade via absorção é mostrado no trabalho de Severiano (2018), Figura 8.

Figura 8: Esquema típico de secagem por absorção por TEG.



Fonte: adaptado de Severiano (2018).

A recuperação do solvente para sua reutilização ocorre com o solvente rico em umidade sendo direcionado para a coluna de regeneração, onde é aquecido até uma temperatura próxima de 100 °C para evaporação da água sem que haja perda de solvente, ao mesmo tempo em que uma serpentina (resfriando até 40 °C) no topo da coluna condensa os vapores de solvente que ascendem. A corrente de solvente é aquecida novamente por um trocador de calor e é direcionada para um separador trifásico, que separa o gás dissolvido da solução, a fase líquida e o solvente. No fundo do separador há uma filtração com o objetivo de remover partículas sólidas e contaminantes. O solvente passa novamente por um trocador de calor e é direcionado para o fundo da coluna, que contém um aquecedor elétrico. Este, por sua vez, opera numa temperatura próxima a 200 °C e não pode passar de 206 °C, pois é a temperatura de degradação térmica do TEG. O restante da água é retirada nessa etapa. O solvente pobre passa por trocadores de calor para seu resfriamento e retorna ao processo (SEVERIANO, 2018).

Para a escolha do solvente deve-se considerar sua facilidade de regeneração, sua afinidade com a água, possíveis perdas por evaporação (menor pressão de vapor) e custos de investimento e operação. Dentre os solventes mais comuns, que são os monoálcoois e os diálcoois (glicóis), destaca-se o trietilenoglicol (TEG) devido à sua alta afinidade com a água e capacidade de regeneração de 98 % (SEVERIANO, 2018).

#### **2.5.4. Adsorção em carvão ativado para remoção de H<sub>2</sub>S e CO<sub>2</sub>**

O princípio de adsorção de forma geral baseia-se na retenção de uma substância em um sólido com grande área superficial. Normalmente o adsorvente possui superfície porosa, que faz com que sua área de contato com o adsorvato seja ainda maior (BONATTO, 2013). O carvão ativado é um sólido comumente impregnado com compostos de potássio que aumentam a eficiência na remoção de H<sub>2</sub>S, que sofre redução catalítica a enxofre elementar (GARCILASSO *et al.*, 2018).

Nesse processo é necessário se trabalhar com duas colunas para que a operação seja contínua: uma coluna trabalhando com a remoção dos compostos, que é a etapa propriamente dita de adsorção em que o gás a ser tratado passa pelo filtro com o adsorvente a uma temperatura ambiente e pressão próxima da atmosférica; e a outra coluna trabalhando com a regeneração do adsorvente (BONATTO, 2013; MARTIELLO, 2017).

O carvão ativado, ou qualquer outro material utilizado como adsorvente, tem sua capacidade de adsorção reduzida após um certo período, ou seja, começa a reter menos substâncias. Nesse estágio diz-se que o material se encontra saturado e isso implica a necessidade de regeneração. O processo de regeneração ocorre pela dessorção do composto adsorvido com uso de calor ou redução de pressão (GARCILASSO *et al.*, 2018; MARTIELLO, 2017). A injeção direta de vapor com uma temperatura superior a 200 °C é o processo mais utilizado para fornecer calor para regeneração (MARTIELLO, 2017; MOURA, de, 2018).

#### **2.5.5. Absorção química com Fe/EDTA para remoção de H<sub>2</sub>S e CO<sub>2</sub>**

Esse método tem como princípio a utilização de metais quelatos para remoção de H<sub>2</sub>S pelo processo de absorção química. Dessa forma, o H<sub>2</sub>S precisa ser solubilizado na fase líquida para oxidar a enxofre coloidal através da reação com o quelato de ferro (FRARE, GIMENES e PEREIRA, 2009).

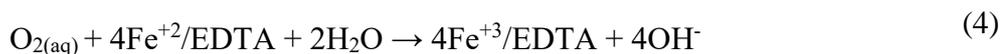
Esse é um método muito utilizado quando se deseja reduzir concentrações de H<sub>2</sub>S a níveis muito baixos, tendo em vista sua alta eficiência, de aproximadamente 99,9 %. Além disso, a solução de Fe/EDTA apresenta fácil regeneração, boa seletividade e produz enxofre coloidal, isto é, estável, com fácil comercialização e disposição final (GARCILASSO *et al.*, 2018).

Assim como para adsorção, o processo pode ser dividido em duas etapas: etapa de absorção e

etapa de regeneração do Fe/EDTA. Na etapa de absorção, primeiro ocorre a transferência de massa do componente a ser removido (H<sub>2</sub>S) da fase gasosa para a líquida e, em seguida ocorre a reação com a solução de Fe/EDTA (ferro / ácido etilenodiaminotetraacético) e a conversão do enxofre a enxofre coloidal, insolúvel (FRARE, GIMENES e PEREIRA, 2009). Por sua vez, o ferro que é inicialmente carregado com carga +3 é reduzido para a forma com carga +2 e com isso se torna inativo. As Equações 1 e 2 representam essa primeira etapa do processo de absorção (FRARE, GIMENES e PEREIRA, 2009):



A regeneração do composto de Fe<sup>+2</sup>/EDTA para a forma férrica ocorre pela reação de oxidação da solução com oxigênio aquoso, conforme as Equações 3 e 4 (MAIA *et al.*, 2015):



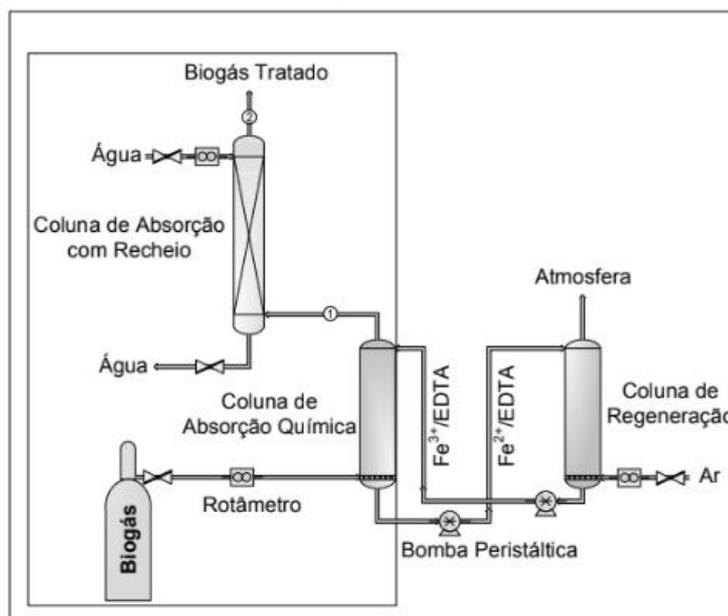
Simultaneamente ao processo de absorção química do H<sub>2</sub>S, ocorre a absorção física do CO<sub>2</sub> devido à presença de H<sub>2</sub>O na solução. A Reação 5 é a reação global que representa o processo de purificação do biogás via absorção em solução de Fe/EDTA.



Lenzi *et al.* (2015) avaliaram o emprego desta técnica na remoção de H<sub>2</sub>S e CO<sub>2</sub> do biogás.

Verificou-se que a eficiência de remoção do  $H_2S$  é influenciada significativamente pela concentração de Fe/EDTA na solução e a relação entre a vazão de líquido e gás (L/G), enquanto a remoção de  $CO_2$  depende somente da relação L/G. A Figura 9 ilustra o processo de absorção utilizando solução de Fe/EDTA como absorvente.

Figura 9: Esquema típico de remoção de  $H_2S$  e  $CO_2$  por absorção com Fe/EDTA.



Fonte: Frare, Gimenes e Pereira (2009).

### 2.5.6. Absorção química com aminas para remoção de $H_2S$ e $CO_2$

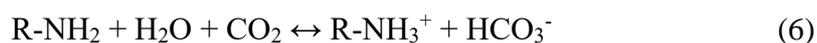
A absorção química usando aminas é um processo que envolve a reação química da amina com os contaminantes ( $CO_2$  e  $H_2S$ ). Os solventes mais utilizados são monoetanolamina (MEA), metildietanolamina (MDEA) e dietilamina (DEA) (GARCILASSO *et al.*, 2018).

As aminas podem ser classificadas como primárias, secundárias e terciárias: essa classificação se dá a partir do grau de substituição do nitrogênio central por grupos orgânicos. As aminas primárias, como MEA, e secundárias, como DEA, reagem diretamente com  $H_2S$  e  $CO_2$ . Aminas secundárias também reagem diretamente com  $H_2S$  e  $CO_2$ . Já as aminas terciárias, como MDEA, reagem diretamente com  $H_2S$  e indiretamente com  $CO_2$  (MENDIETA, 2011).

MEA e DEA são muito reativos e, portanto, apresentam alta taxa de remoção de gases ácidos. Entretanto, há uma limitação estequiométrica de carga de cerca de 0,5 mol de  $CO_2$  removido por mol

de amina, devido à formação de carbamatos estáveis com o CO<sub>2</sub> (FAHIM, AL-SAHHAF e ELKILANI, 2010; MENDIETA, 2011).

O processo de absorção é um equilíbrio químico reversível. A estequiometria global do processo é mostrada nas Equações 6 e 7:

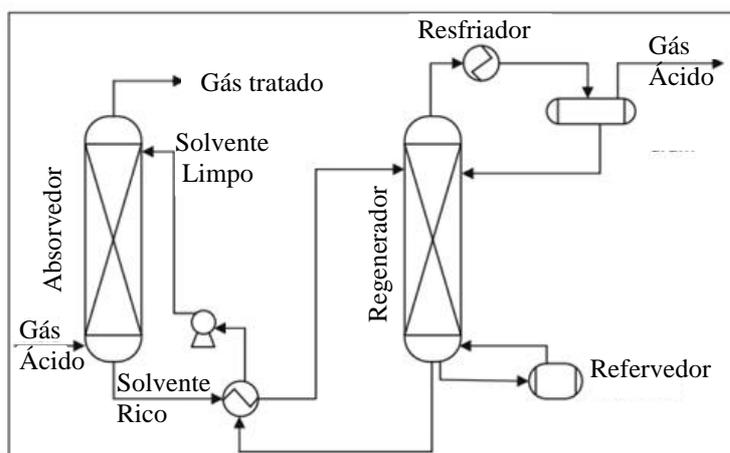


onde R é um radical orgânico.

O processo é realizado em duas colunas paralelas, para absorção e regeneração do solvente. A absorção do CO<sub>2</sub> é feita em temperatura reduzida, enquanto a regeneração da solução de amina é feita em temperatura mais elevada, de modo que pode haver integração energética, removendo assim o gás ácido (AG). O processo todo ocorre com pressão próxima à atmosférica. Devido à maior força de ligação, o processo de regeneração da solução de amina ocorre a temperaturas de 110 a 160 °C e, em seguida, para que volte a ocorrer a absorção, é necessário que se resfrie a 40 °C (GARCILASSO *et al.*, 2018).

A Figura 10 ilustra o processo de absorção de H<sub>2</sub>S e CO<sub>2</sub> do biogás por absorção em solução de amina.

Figura 10: Esquema representativo de remoção de H<sub>2</sub>S e CO<sub>2</sub> por absorção com aminas.



Fonte: Adaptado de Fahim, Al-Sahhaf, *et al.* (2010).

### 2.5.7. Adsorção com óxidos metálicos para remoção de H<sub>2</sub>S

A adsorção de H<sub>2</sub>S utilizando óxidos metálicos como Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, ZnO, Cu<sub>2</sub>O e MnO é comumente usada em plantas de limpeza de gás, sendo o Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> o óxido com a maior eficiência (> 99 %) (CRISTIANO, 2015). Comparativamente com outras técnicas, esta permite o tratamento de gás com altas concentrações de H<sub>2</sub>S, até 6000 ppmv, e pode resultar em concentrações muito baixas, de até 1 ppmv. Além disso, o óxido de ferro possui resistência e boa capacidade de regeneração onde, como pode ser visto na Equação 9, forma-se o enxofre elementar. Esse método é conhecido como “Esponja de Ferro” (do inglês, *Iron Sponge*), pois a matriz fixa é constituída de materiais muito porosos, como palha de aço e limalha, facilitando o contato entre as fases sólida e gasosa. Entretanto, devido ao alto risco de ignição e dificuldades relacionadas ao descarte de resíduos químicos, a Esponja de ferro foi substituída por materiais desenvolvidos com óxido, pois estes não sofrem combustão e são menos tóxicos (CRISTIANO, 2015).

A operação contínua do processo de dessulfurização ocorre com duas colunas em paralelo, conforme Figura 8 da Seção 2.5.2. Em uma das colunas ocorre a remoção de H<sub>2</sub>S enquanto a outra passa por regeneração. O gás com presença de H<sub>2</sub>S passa pela coluna contendo o óxido de ferro (III), que reagirá retendo-o conforme a reação mostrada na Equação 8 (CRISTIANO, 2015). A regeneração ocorre pela injeção de um fluxo de ar/oxigênio, que reage com o sulfeto de ferro (III) formando enxofre elementar, conforme a Equação 9 (GARCILASSO *et al.*, 2018). A regeneração só pode ser feita duas vezes, pois o enxofre elementar se acumula na matriz sólida e a atividade da esponja de ferro é reduzida

em aproximadamente um terço (CRISTIANO, 2015). Após a saturação completa da coluna (chamada de *break-through point*), há necessidade de troca da matriz (GARCILASSO *et al.*, 2018).

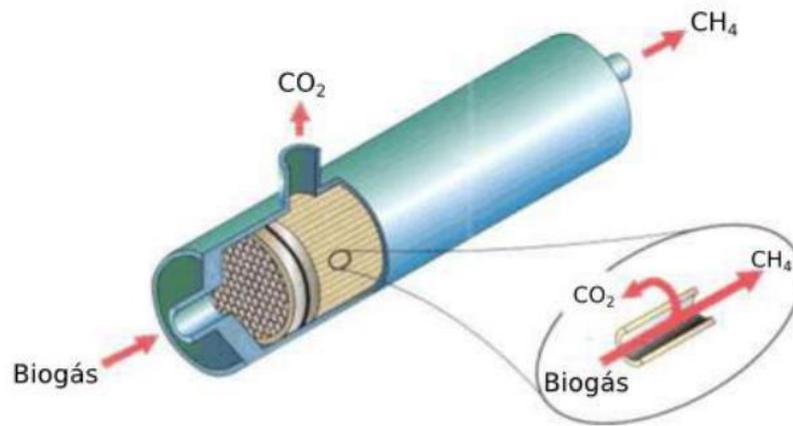


### 2.5.8. Separação por membranas para remoção de CO<sub>2</sub>

Os processos de separação por membranas (PSM) têm seu princípio baseado na diferença de velocidade de difusão em que as moléculas de gás permeiam a membrana, em função de seus diferentes tamanhos (KOCH, 2014). O processo de separação pode ser realizado em mais de um estágio, de modo a se retirar primeiramente as moléculas maiores e posteriormente as moléculas menores. Fatores que interferem na pureza do gás obtido são a velocidade de escoamento e a área de superfície da membrana (GARCILASSO *et al.*, 2018; KOCH, 2014). As maiores vantagens do PSM para a remoção de CO<sub>2</sub> são a alta eficiência energética, baixo custo de capital, facilidade de operação e manutenção, alta densidade de empacotamento e facilidade de escalonamento (MOURA, de, 2018).

O processo de remoção com membranas é capaz de remover todas as moléculas contaminantes com uma boa eficiência e em uma única etapa, conforme Figura 11 (CERVEIRA, 2016). Entretanto, o principal objetivo desse tratamento quando aplicado à purificação do biogás é a remoção de CO<sub>2</sub>, pois o H<sub>2</sub>S, embora apresente elevada razão de seletividade em relação ao metano, causa corrosão, o que implicaria em maiores custos de manutenção ou pré-tratamento. Também há necessidade de um filtro aplicado a montante para remover água condensada, óleo e aerossóis, evitando prejudicar o desempenho da membrana (GARCILASSO *et al.*, 2018). Devido a esses impedimentos, o tratamento utilizando membranas só costuma ser utilizado posteriormente às outras etapas para o polimento do gás, removendo por completo o CO<sub>2</sub> e traços remanescentes de contaminantes (CERVEIRA, 2016).

Figura 11: Esquema representativo de remoção de CO<sub>2</sub> por membranas de fibra oca.



Fonte: adaptado de CERVEIRA (2016).

Para a purificação do biogás, os materiais mais utilizados para confecção das membranas são a poliamida e o acetato de celulose. Segundo Garcilasso *et al.* (2018), ambos apresentam alta permeabilidade ao CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, NH<sub>3</sub> e, em certa medida, ao H<sub>2</sub>S e O<sub>2</sub>, mas apresentam baixa permeabilidade a CH<sub>4</sub>. Também possui baixa permeabilidade a N<sub>2</sub> porém quando comparado ao metano possui uma razão de seletividade CH<sub>4</sub>/N<sub>2</sub> igual a 5 (GARCILASSO *et al.*, 2018). A seletividade CH<sub>4</sub>/CO<sub>2</sub> em membrana de poliamida é de aproximadamente 40 para gás natural (MEDEIROS, DE, ARAÚJO e VERSIANI, 2008).

A pureza obtida pelo PSM irá variar com o número de estágios de adsorção. É possível obter em apenas um único estágio um grau de pureza de 80 % e, se necessário, realizar múltiplos estágios para obter um grau de pureza superior. As plantas operacionais de membrana alcançam, em média, 90,3 % de pureza. Com pressão de operação entre 8 e 10 bar, a perda de metano fica entre 1 % e 4 % (GARCILASSO *et al.*, 2018).

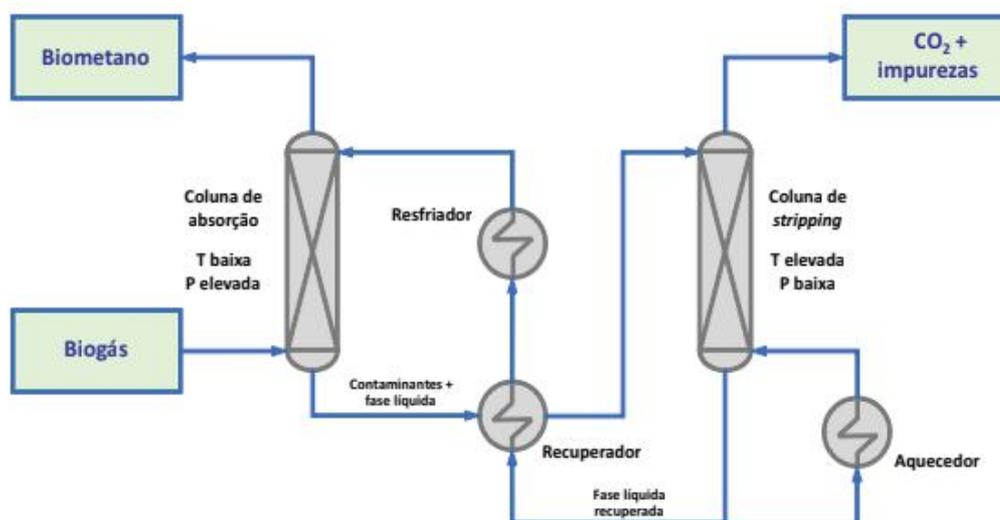
### 2.5.9. Lavagem com água para remoção de CO<sub>2</sub>

Os lavadores de gases, ou *water scrubbers*, são eficientes na remoção do CO<sub>2</sub> para purificação do biometano, atendendo às normas estabelecidas (FREDDO, 2017). Pode-se atingir uma concentração de metano no gás purificado entre 90 e 99 % (GARCILASSO *et al.*, 2018). Os lavadores tem seu princípio baseado na diferença de solubilidade do CH<sub>4</sub> e CO<sub>2</sub> em água, sem reação química, que será afetada por fatores como temperatura, pressão e a razão líquido/gás (FREDDO, 2017).

O biogás é resfriado, pressurizado e injetado no fundo da coluna, enquanto a água é pulverizada no topo, proporcionando um fluxo contracorrente de gás e líquido essencial para garantir sua alta eficiência (KOCH, 2014). Essa coluna possui leito recheado para maximizar a área de contato entre o gás e o líquido, interferindo na transferência de massa entre as fases. O CO<sub>2</sub> e uma pequena parcela de CH<sub>4</sub> são absorvidos pela água. A solubilidade do CO<sub>2</sub> em água é aproximadamente 25 vezes maior do que a do CH<sub>4</sub> e determina a seletividade do processo. O gás tratado sai pelo topo da coluna e a água contendo impurezas dissolvidas sai pelo fundo e é direcionada para uma coluna de esgotamento para a sua regeneração (FREDDO, 2017).

A coluna de regeneração, por sua vez, opera a altas temperaturas e baixa pressão, afetando o equilíbrio e desprendendo o CO<sub>2</sub>, que em geral é liberado para a atmosfera, e a água pode ser reutilizada. Para separar o CH<sub>4</sub> residual presente nos contaminantes, pode haver uma etapa de *flash*, reciclando-o para a entrada da coluna de absorção (GARCILASSO *et al.*, 2018). A regeneração da água também pode ser obtida por agitação, sendo esta uma alternativa menos eficiente (MOURA, 2018). O processo é feito conforme ilustrado na Figura 12.

Figura 12: Esquema representativo de remoção de CO<sub>2</sub> por lavagem com água.



Fonte: Garcilasso *et al.* (2018).

O processo absorve também gases ácidos e alcalinos, como H<sub>2</sub>S e NH<sub>3</sub> presentes no biogás. O H<sub>2</sub>S em contato com a água é altamente corrosivo e, por isso, o biogás deve passar previamente por dessulfurização. Além disso, o H<sub>2</sub>S apresenta alta solubilidade em água e sua remoção da água de lavagem é trabalhosa, propiciando seu acúmulo na coluna de esgotamento ou nos tanques de *flash*. A consequência desses fatores é a diminuição da eficiência do processo (GARCILASSO *et al.*, 2018).

Apesar da alta eficiência, os lavadores possuem algumas desvantagens. A principal delas é a alta demanda de água, seguida do elevado teor de vapor d'água no gás purificado, sendo necessário fazê-lo passar por uma nova etapa de secagem. Também há um grande consumo energético para as etapas de absorção e esgotamento, o que eleva os custos do processo e necessita de maior controle operacional (GARCILASSO *et al.*, 2018).

#### 2.5.10. Adsorção com modulação de pressão (PSA) para remoção de CO<sub>2</sub>

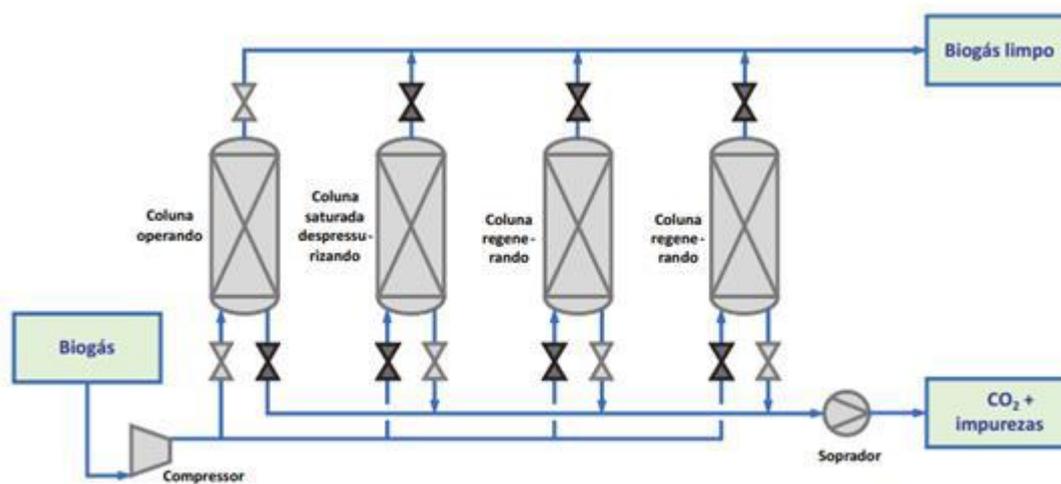
De acordo com Garcilasso (2018), o método de adsorção por modulação de pressão (PSA, *do inglês Pressure Swing Adsorption*) baseia-se na adsorção do gás em meios sólidos como carvões ativados, zeólitas e peneiras moleculares, com variação de pressão. Sobretudo, o processo consiste na capacidade do CO<sub>2</sub> de ser adsorvido em altas pressões e desorvido em baixas pressões (GARCILASSO *et al.*, 2018). Esse método permite remover diferentes gases, porém H<sub>2</sub>O e H<sub>2</sub>S são

adsorvidos irreversivelmente e isso faz com que o leito perca eficiência após a adsorção. Portanto, quando se deseja purificar o biogás, por exemplo, é necessário utilizar outros métodos de remoção desses dois compostos antes de se utilizar uma unidade PSA, onde será removido apenas o  $\text{CO}_2$  (GARCILASSO *et al.*, 2018).

O processo consiste em encaminhar o biogás previamente seco e livre de  $\text{H}_2\text{S}$  para um compressor, para que sua pressão seja elevada de 4 a 7 bar, seguindo então para uma unidade de adsorção em que os componentes indesejados ficam retidos e o biometano atravessa quase totalmente a coluna (GARCILASSO *et al.*, 2018). De acordo com Monteiro (2011), mais de 95 % do biometano atravessa a coluna de adsorção. Para a regeneração do adsorvente é feita a despressurização da coluna e também uma purga com gás purificado. Por conseguinte, uma das desvantagens desse processo é a perda de 1 a 5 % de metano (MONTEIRO, 2011).

Para que o processo seja contínuo é importante que tenha uma configuração de planta contendo múltiplos leitos de adsorção, usualmente de 4 a 8 leitos adsorvedores. A Figura 13 ilustra esse ciclo de adsorção com modulação de pressão (GARCILASSO *et al.*, 2018; MONTEIRO, 2011).

Figura 13: Esquema representativo da remoção de  $\text{CO}_2$  por PSA.



Fonte: Garcilasso *et al.* (2018).

Segundo Dalpaz (2019), é possível alcançar uma taxa de pureza de 97 % de  $\text{CH}_4$  na corrente quando se pressuriza a valores próximos a 7 bar e temperaturas entre 50 e 70 °C.

### **3. PREPARAÇÃO DO AMBIENTE DE SIMULAÇÃO**

Para simulação do processo de produção e purificação do biogás foi utilizado o simulador comercial Aspen Plus® v8.8.

#### **3.1. Considerações iniciais**

Para dar início ao trabalho de simulação é necessário definir os componentes envolvidos na reação de geração de biogás, que será a corrente de entrada da superestrutura mostrada na Figura 5, contendo todos os tratamentos a serem simulados. Para isso é necessário que todos os componentes de entrada sejam definidos em termos de composição química e estado físico. Para a geração de biogás, a matéria-prima utilizada é a vinhaça da cana-de-açúcar. Depois, é necessário definir a capacidade da planta e o pacote termodinâmico a ser utilizado.

#### **3.2. Matéria-prima**

A matéria prima utilizada para a geração de biogás é a vinhaça da cana-de-açúcar, por sua grande geração nas indústrias sucroalcooleiras. Segundo a ANP, no ano de 2019 a geração total de vinhaça foi de 388.376.967 m<sup>3</sup>. Além de sua alta oferta, outro fator decisivo na escolha da matéria-prima deste trabalho foi o alto teor de poluentes presentes na vinhaça, o que potencialmente ocasiona a contaminação de lençóis freáticos, salinização do solo e maus odores, limitando assim sua aplicação direta no solo (SILVA, GRIEBELER e BORGES, 2007).

Para inserir uma matéria-prima que não faz parte do banco de dados no ambiente de simulação, é necessário definir uma composição média. Como já apresentado no capítulo 2 (Tabela 1), a composição da vinhaça é fortemente dependente de sua origem (LAMONICA, 2005). Por isso, de modo a reproduzir de maneira mais fidedigna a vinhaça encontrada em processos convencionais de produção de etanol no Brasil, a vinhaça selecionada foi a de mosto de caldo. De acordo com Lamonica (2005), a vinhaça com essa especificação apresenta uma composição química média de: pH 4,15, DBO de 16950 mg/L, DQO 28450 mg/L, nitrogênio (N) 357 mg/L, potássio (P) 2035 mg/L, cálcio (Ca) 515 mg/L, magnésio (Mg) 226 mg/L, cloreto 1219 mg/L e sulfato 1538 mg/L.

Entretanto, para o ambiente de simulação as entradas precisam ser definidas em termos de

componentes químicos. A DQO e a DBO são parâmetros que representam a parcela orgânica presente na vinhaça e na etapa reacional são elas que serão convertidas no produto, participando da reação. A quantidade de DQO é sempre majoritária, pois ela trata de toda matéria passível de oxidação, enquanto a DBO trata apenas da parcela biodegradável presente (AQUINO, SILVA e CHERNICHARO, 2006). Como a quantidade de DQO engloba a quantidade de DBO presente, é dispensável a representação da segunda no ambiente de simulação.

Para que se pudesse reproduzir, da maneira mais fiel possível, os balanços de massa relativos ao fermentador, considerou-se DQO como um pseudocomponente de estrutura e propriedades similares às da glicose. Essa é uma hipótese simplificadora, porém necessária, visto que a DQO é um parâmetro que mede a quantidade de matéria orgânica, através de oxigênio dissolvido, que não é conhecido no simulador. A glicose foi escolhida como a molécula representante da matéria orgânica por ter propriedades bem definidas. Aproximação como essa é encontrada em Carniato *et al.* (2019), em que foram escolhidas para composição representativa da vinhaça, visando a modelagem do sistema de produção de biogás, moléculas orgânicas simples como etanol, sacarose e água.

Os demais componentes são os que compõe a fração mineral da vinhaça e, portanto, foram considerados componentes inertes na simulação.

### **3.3. Capacidade das plantas**

De acordo com a ANP (2020), a produção total de etanol no Brasil é de 127.616 de m<sup>3</sup> por dia, sendo 349 plantas operando (autorizadas), o que corresponde a uma produção média de 366 m<sup>3</sup> por dia em uma planta. Por consequência, uma planta de etanol média no Brasil, de acordo com o Centro de Tecnologia Canavieira, gera em torno de 4000 m<sup>3</sup> por dia de vinhaça. Neste trabalho, foi assumido o aproveitamento de 75 % da vinhaça para geração de biogás, considerando que os demais 25 % seriam destinados a fertirrigação. Isso resulta em uma vazão de 3000 m<sup>3</sup> de vinhaça por dia ou 125 m<sup>3</sup> por hora (LAMONICA, 2005).

### **3.4. Pacote termodinâmico**

É imprescindível a escolha adequada de um modelo termodinâmico para a realização da simulação de forma que esta corresponda ao que é de fato encontrado no ambiente industrial. Para isso é necessário levar em consideração as condições do processo e as espécies presentes. Estão disponíveis no Aspen Plus® diversos modelos termodinâmicos, como equações de estado e modelos de energia de Gibbs em excesso, que preveem as propriedades físico-químicas das substâncias e misturas envolvidas na simulação, mas não há um modelo universal que possa ser aplicado em qualquer situação (PARANHOS, 2014).

Devido à grande não-idealidade encontrada nos sistemas tratados, sobretudo na fase líquida, é recomendado o uso de métodos de energia de Gibbs em excesso como NRTL e UNIQUAC. Para a realização das simulações discutidas neste trabalho foi escolhido o pacote NRTL, na configuração original do simulador comercial utilizado, por trabalhar melhor com pressões baixas e moderadas na fase líquida e o modelo de gás ideal foi escolhido para vapor. Em todos os equipamentos utilizou-se o módulo de equilíbrio líquido-líquido do pacote NRTL para geração dos parâmetros de interação binária (YOUNG, 2015).

## **4. SIMULAÇÃO**

A simulação do processo pode ser dividida em duas etapas. A primeira consiste na produção do biogás, que é a etapa reacional, e é a partir dela que os demais processos serão alimentados. A segunda consiste na simulação de cada uma das tecnologias de purificação do biogás gerado. Nessa segunda etapa, cada tecnologia de tratamento do biogás foi simulada como uma unidade independente. As unidades se organizam conforme as interconexões mostradas na Figura 5, a depender do(s) contaminante(s) que se deseja remover do gás.

### **4.1. Produção de biogás**

Para a etapa de biodigestão anaeróbica da vinhaça de cana-de-açúcar proveniente do mosto de caldo, é necessário escolher o tipo de biorreator que será avaliado. No entanto, essa escolha se dá mais para fins de análise econômica e não para simulação, pois, conforme relatado por Tunes (2017), a escolha do biorreator não interfere nas etapas de tratamento e purificação do biogás, que é

propriamente o objeto de estudo deste trabalho, pois a geração do biogás acontecerá de forma semelhante em cada um dos tipos de reator possíveis e o produto terá uma composição similar. Ainda de acordo com Tunes (2017), os fatores que de fato vão interferir na reação são temperatura, pH, alcalinidade, macronutrientes, micronutrientes, tempo de residência e a fonte de carbono, e para que se tenha alta eficiência é preciso encontrar os valores ótimos de cada um desses parâmetros.

O tipo de biorreator escolhido foi o de fluxo ascendente (UASB ou RAFA), pois em seu interior há um sistema de recirculação da biomassa que faz dele um dos mais adequados para a digestão da vinhaça, por promover uma elevada concentração de microorganismos (COSTA, 2014). Tunes (2017) realizou experimentos em escala de bancada e encontrou uma eficiência de remoção de 71 % de DQO, trabalhando com a faixa mesofílica e utilizando o reator UASB.

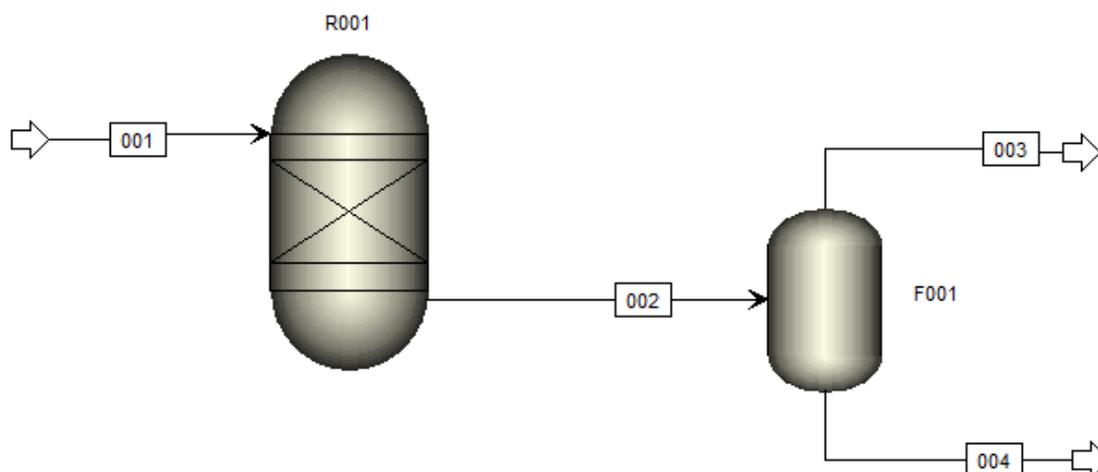
No ambiente de simulação, esse reator é representado por um RYield (reator de rendimento). Este bloco foi escolhido pelo fato de que, para se trabalhar com ele, não é necessário se prender à estequiometria, o que é essencial uma vez que a DQO está sendo simplificada como moléculas de glicose. Entretanto, é necessário ter bem definida a entrada e a composição de saída.

Tomando como base os valores médios de composição de vinhaça de mosto de caldo mostrados na Tabela 1, estimam-se aos valores de composição molar de entrada. Além das entradas, em um RYield as saídas também precisam estar bem definidas e, portanto, a Tabela 6 apresenta as condições da simulação e as correntes de entrada e saída.

A Figura 14 ilustra a etapa de produção do biogás. A corrente de entrada de vinhaça (001) segue a uma temperatura ambiente de 25 °C para o RYield (R001). Para a etapa reacional o reator foi configurado a conduzir a reação de forma mesofílica, isto é, a etapa reacional acontece numa temperatura de 35 °C e a uma pressão 1 atm. A partir da definição de rendimentos específicos, a DQO converteu-se 71 % nos componentes do biogás, em conformidade com Tunes (2017), e os demais elementos correspondentes à parte mineral foram considerados inertes no simulador.

Do R001 sai então uma corrente contendo resíduo e biogás (002), que segue para um vaso de *flash* (F001) com o intuito de separar o resíduo líquido do biogás. Do vaso de *flash* saem, então, a corrente de biogás a ser tratado (003) e a de resíduo a ser descartado (004). Essa corrente de resíduo é composta pela parte não reagida de DQO e os demais componentes inertes.

Figura 14: Fluxograma proposto para a simulação da etapa reacional.



Fonte: autoria própria.

Tabela 6: Condições operacionais da etapa reacional.

Corrente	001	003	004
Vazão (Kmol/h)	6292,067	35,307	6.256,760
Temperatura (°C)	25,000	35,000	35,000
Pressão (atm)	1,000	1,000	1,000
Composição (Kmol/h)			
DQO	34,844	-	1,766
N <sub>2</sub>	0,437	0,278	-
K	2,494	-	1,976
Ca	0,631	-	0,488
Mg	0,277	-	0,354
NaCl	1,493	-	0,791
MgSO <sub>4</sub>	1,888	-	0,486
CH <sub>4</sub>	-	27,669	0,014
H <sub>2</sub> O	6.250	0,431	6250,866
CO <sub>2</sub>	-	6,533	0,017
H <sub>2</sub> S	-	0,295	0,002
NH <sub>3</sub>	-	0,022	-
H <sub>2</sub>	-	0,078	-

Fonte: autoria própria.

## 4.2. Tratamentos para remoção de H<sub>2</sub>O

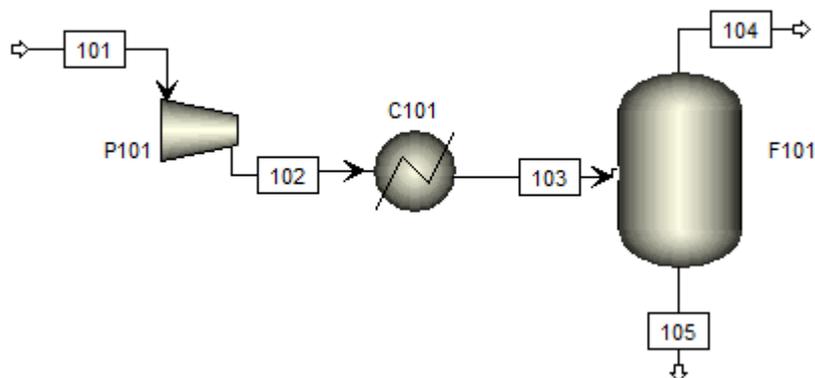
O tratamento para remoção de umidade é de extrema importância quando se deseja um biometano dentro das especificações da ANP e próprio para comercialização, isto porque a presença de água diminui o poder calorífico do combustível. Além disso, a presença de água condensada nas tubulações combinada com outros contaminantes ácidos pode causar corrosões e obstruções (GARCILASSO *et al.*, 2018).

### 4.2.1. Condensação

O processo de resfriamento e compressão para condensar a água e fazer sua remoção é um dos métodos mais simples, porém menos eficientes, porquanto faz apenas uma remoção parcial de umidade, suficiente para a queima direta do gás, mas insuficiente para outras aplicações. Para atingir padrões de qualidade superiores, é necessário fazer sua utilização em conjunto com outras tecnologias de secagem (GARCILASSO *et al.*, 2018).

O fluxograma proposto para este processo é mostrado na Figura 15, as condições operacionais, as correntes de entrada e saída na Tabela 7. De acordo com Monteiro (2011), é necessário fazer um aumento de pressão para valores acima de 12 bar ou uma diminuição de temperatura até um ponto de orvalho de 5 °C, e até mesmo uma combinação das duas perturbações. No simulador, a corrente de biogás (101) foi pressurizada por um compressor (P101) a uma pressão de 5 bar. Em seguida, essa corrente foi levada até um resfriador (C101) para diminuir a temperatura até 5 °C e forçar a condensação da água. É importante notar que esses valores de pressão e temperatura foram encontrados após uma série de tentativas, isto é, valores próximos aos valores especificados por Monteiro (2011) foram testados de forma a se encontrar uma maior eficiência de remoção de água. Em seguida, a corrente (103) foi conduzida para um vaso de *flash* (F101), cuja configuração foi determinada com intuito de maximizar a separação de biogás e água, gerando a corrente de biogás parcialmente seco (104).

Figura 15: Fluxograma proposto para simulação do processo de condensação.



Fonte: autoria própria.

Tabela 7: Condições operacionais do processo de condensação.

Corrente	101	104	105
Vazão (Kmol/h)	35,307	34,913	0,394
Temperatura (°C)	35,000	5,000	5,000
Pressão (atm)	1,000	4,935	4,935
Composição (Kmol/h)			
N <sub>2</sub>	0,278	0,278	-
CH <sub>4</sub>	27,669	27,664	0,005
H <sub>2</sub> O	0,431	0,061	0,371
CO <sub>2</sub>	6,533	6,525	0,008
H <sub>2</sub> S	0,295	0,294	0,001
NH <sub>3</sub>	0,022	0,014	0,008
H <sub>2</sub>	0,078	0,077	0,005

Fonte: autoria própria.

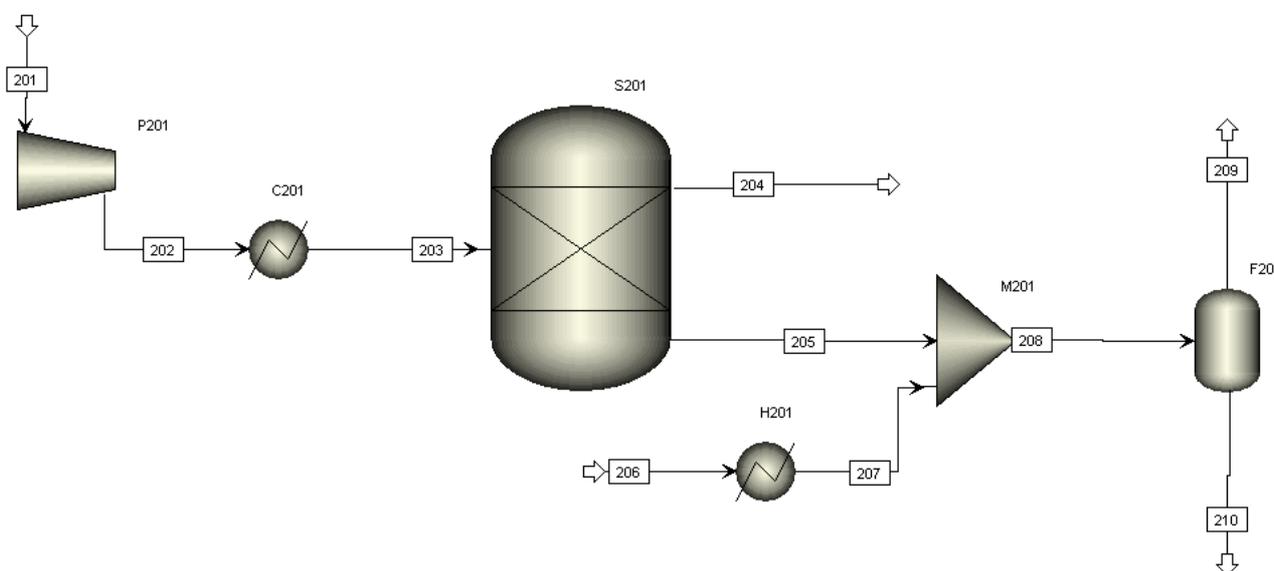
#### 4.2.2. Adsorção com sílica gel

Para representar um processo de adsorção no simulador é preciso fazer uma adaptação com um separador matemático. Isto porque não há disponível no programa uma coluna de adsorção para simular esse processo de transferência de massa. O fluxograma proposto para o processo de adsorção com sílica gel é mostrado na Figura 16 e suas condições operacionais na Tabela 8.

No simulador, as duas colunas foram representadas por um separador matemático que consiste em um modelo de separação para que sejam feitos o balanço de massa e energia de acordo com os dados da referência, isto é, são configurados os parâmetros bem como as correntes de entrada e saída, um misturador e um vaso de *flash*. O separador matemático (S201) representa a operação de adsorção da água com sílica gel. O bloco misturador (M201) tem o objetivo de representar o processo de regeneração da coluna de adsorção quando esta chega ao seu estágio de saturação. A regeneração consiste numa passagem de ar quente a baixa pressão, e isso é feito no simulador utilizando uma corrente de ar (206), com uma vazão próxima à vazão da corrente de resíduos, sendo aquecida no refervedor (H201) chegando a uma temperatura de 150 °C e uma pressão bem baixa, seguindo para o misturador junto com a corrente de resíduos que sai do separador matemático. Após o misturador há um vaso de *flash* (F201) operando a uma temperatura de 130 °C e 1 bar. O objetivo deste bloco é simular a vaporização da água (209) da matriz porosa, que por sua vez é representada por uma corrente vazia (210) indicando a retenção da matriz na coluna.

De acordo com Garcilasso (2018), a adsorção utilizando sílica gel possui uma eficiência acima de 98 %. Por conseguinte, esse foi o valor utilizado na simulação dessa unidade de remoção de água.

Figura 16: Fluxograma proposto para simulação do processo de adsorção com sílica gel.



Fonte: autoria própria.

Tabela 8: Condições operacionais do processo de adsorção com sílica gel.

Corrente	201	204	206	209
Vazão (Kmol/h)	35,306	34,884	0,345	0,768
Temperatura (°C)	35,000	36,600	25,000	130,000
Pressão (atm)	1,000	1,000	1,000	1,000
Composição (Kmol/h)				
N <sub>2</sub>	0,278	0,278	-	-
CH <sub>4</sub>	27,669	27,669	-	-
H <sub>2</sub> O	0,431	0,009	-	0,422
CO <sub>2</sub>	6,533	6,533	-	-
H <sub>2</sub> S	0,295	0,295	-	-
NH <sub>3</sub>	0,022	0,022	-	-
H <sub>2</sub>	0,078	0,078	-	-
Ar	-	-	0,345	0,345

Fonte: autoria própria.

#### 4.2.3. Absorção com trietilenoglicol (TEG)

O fluxograma proposto para simulação do processo de absorção com solução de TEG pode ser visto na Figura 17 e as correntes com suas condições e composição da simulação encontra-se na Tabela 9. A corrente de biogás (301) proveniente da etapa reacional a temperatura de 35 °C e pressão de 1 bar é encaminhada ao fundo da coluna absorvedora (T301). Em contrapartida, segundo Severiano (2018), a temperatura do TEG deve estar de 3 a 8 °C acima da temperatura do biogás, pois valores acima dessa faixa podem provocar a evaporação do TEG pelo aumento do ponto de orvalho do gás, e valores abaixo podem levar à formação de espuma, portanto a corrente de TEG foi encaminhada a coluna a 40 °C.

A coluna T301 foi configurada com 5 estágios, sem condensador e refeedor. Por ausência de informação de número de estágios na literatura, este valor foi escolhido com base em testes de eficiência no próprio simulador, através de tentativas e erros. A corrente de saída do topo (303) contém o biogás seco que será direcionado aos demais tratamentos. A corrente de fundo (304) contendo o TEG rico é direcionada ao sistema de regeneração, onde passa por etapas de aquecimento gradual a fim de diminuir a perda do solvente. O primeiro trocador de calor (E301) representa no processo o topo da coluna regeneradora, onde o aquecimento ocorre com a troca térmica com o vapor oriundo do fundo da mesma coluna (313), atingindo uma temperatura de 101 °C na corrente 315. A água evaporada nessa etapa (306) é removida pelo vaso de *flash* F301. A corrente de TEG segue para o trocador de calor E302 e, posteriormente, para o vaso de *flash* F302 para evaporação de mais uma parcela da água

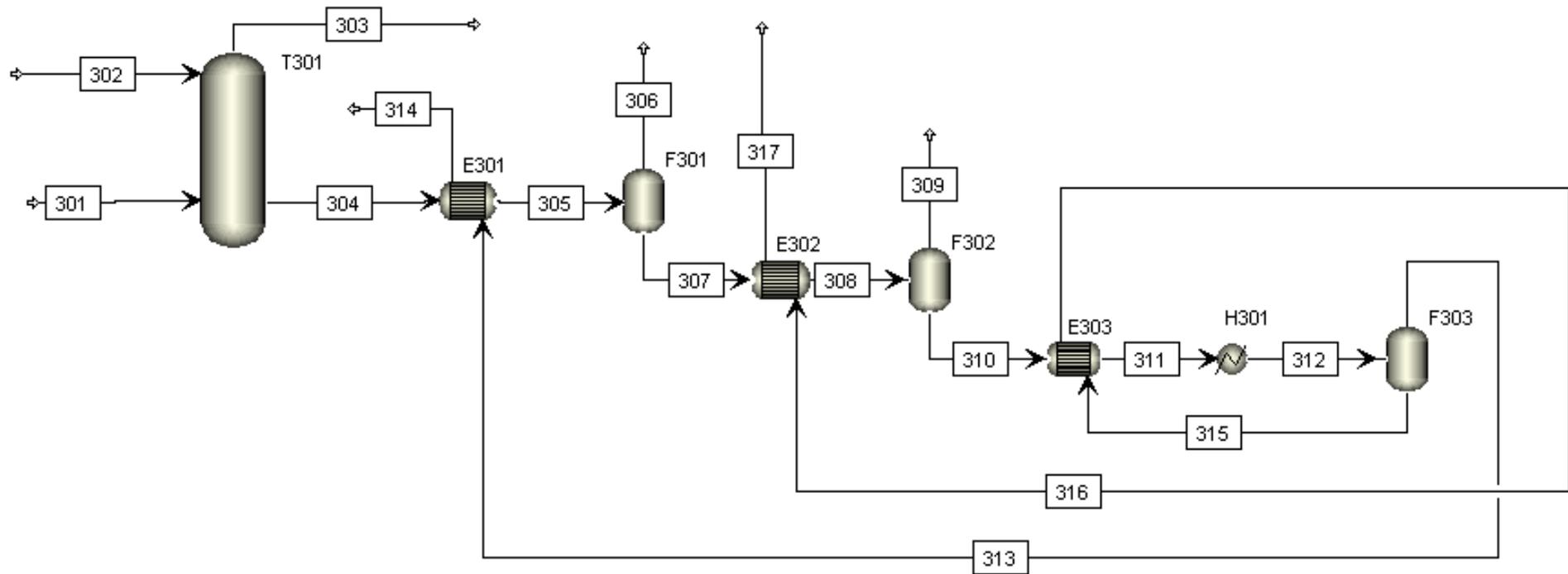
(309). O separador trifásico não foi necessário por ser biogás proveniente de vinhaça e não conter hidrocarbonetos ou sólidos significativos. A corrente de TEG passa mais uma vez por um trocador de calor (E303) para aquecimento. Por fim, a coluna regeneradora, dotada de aquecimento elétrico, foi representada no simulador por um aquecedor (H302) e um vaso de *flash* (F303), que separa a fase líquida (315) da fase vapor (313). A temperatura de operação foi 190 °C, obtida após a realização de teste, de tentativa e erro, no próprio simulador. Toda a regeneração é feita de forma termicamente integrada com a finalidade de reduzir o consumo de energia.

Tabela 9: Condições operacionais do processo de absorção com TEG.

Corrente	301	302	303	306	309	314	317
Vazão (Kmol/h)	35,306	11,600	34,797	0,064	0,033	1,445	10,561
Temperatura (°C)	35,000	40,000	40,418	97,638	158,339	90,000	108,000
Pressão (atm)	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000
Composição (Kmol/h)							
N <sub>2</sub>	0,278	-	0,278	-	-	-	-
CH <sub>4</sub>	27,669	-	27,628	0,033	-	0,002	-
H <sub>2</sub> O	0,431	-	0,000	0,002	0,008	0,265	0,157
CO <sub>2</sub>	6,533	-	6,489	0,025	0,012	0,007	-
H <sub>2</sub> S	0,295	-	0,289	0,002	0,002	0,003	-
NH <sub>3</sub>	0,022	-	0,021	-	-	0,001	-
H <sub>2</sub>	0,078	-	0,077	-	-	-	-
TEG	-	11,600	0,015	0,001	0,011	1,169	10,404

Fonte: autoria própria.

Figura 17: Fluxograma proposto para simulação do processo de absorção em solução de TEG.



Fonte: autoria própria.

### **4.3. Tratamentos para remoção de CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>S**

Como já discutido, algumas alternativas de tratamento estão disponíveis para remoção conjunta de CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>S. É necessário remove-los, pois esses gases são poluentes. Além disso, o H<sub>2</sub>S age de forma corrosiva e o CO<sub>2</sub> diminui o poder calorífico do biometano (MARTIELLO, 2017). Na Tabela 4 estão alguns dos efeitos causados por esses dois gases.

#### **4.3.1. Adsorção em carvão ativado**

O processo de adsorção com carvão ativado, segundo Bonatto (2013), é utilizado para a remoção total do H<sub>2</sub>S e um aumento no poder calorífico do gás, isto é, uma remoção parcial do CO<sub>2</sub> presente. Para se atingir os níveis exigidos pela ANP, é necessário adicionar uma outra etapa de remoção de CO<sub>2</sub> em conjunto com a adsorção em carvão ativado. O fluxograma desta etapa é mostrado na Figura 18 e as correntes com condições e composições estão dispostas na Tabela 10.

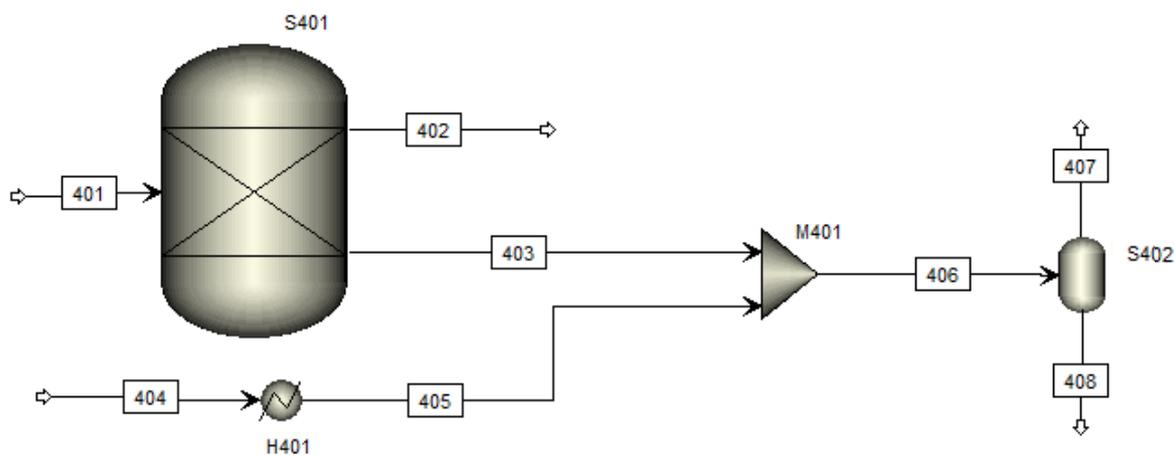
Para a simulação desta unidade, a corrente de biogás seco (401) proveniente de um processo de remoção de água entra no separador matemático S401, em que as composições de saída são definidas. Neste caso, conforme Martiello (2017), as condições operacionais foram ajustadas para atingir uma remoção de CO<sub>2</sub> com uma eficiência de 45 % e uma remoção de H<sub>2</sub>S de 100 %.

Entretanto, após um certo tempo a coluna de adsorção é saturada e, para a continuidade do processo, é preciso que seja feita a regeneração do carvão ativado, isto é, a dessorção dos gases com a injeção de vapor a uma temperatura de 200 °C. No simulador, para representar a recuperação do carvão ativado, que acontece com uma injeção de vapor d'água contra-corrente na coluna adsorvedora, a corrente de gases (403), contendo CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>S, ou seja, os poluentes, é encaminhada para um misturador (M401) junto com a corrente de água (404) previamente aquecida a 200 °C pelo H401, passando do estado líquido para vapor.

Esse misturador tem como função representar a corrente de vapor d'água unindo-se ao carvão ativado rico em poluentes no interior da coluna adsorvedora. Em seguida, essa mistura é encaminhada para o separador S402, onde ocorre a remoção dos contaminantes da

matriz fixa de carvão. Esse conjunto M401 e S402 simula o que ocorre quando uma coluna está regenerando, isto é, a passagem do vapor de água pelo carvão rico em CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>S. A corrente 407 é a corrente do vapor d'água com os contaminantes gasosos e a corrente 408 é uma corrente vazia, já que o adsorvente sólido fica no interior da coluna.

Figura 18: Fluxograma proposto para simulação do processo de adsorção com carvão ativado.



Fonte: autoria própria.

Tabela 10: Condições operacionais do processo de adsorção com carvão ativado.

Corrente	401	402	404	407
Vazão (Kmol/h)	34,876	31,969	0,555	3,463
Temperatura (°C)	35	35	25	130
Pressão (atm)	1	1	1	1
Composição (Kmol/h)				
N <sub>2</sub>	0,208	0,279	-	-
CH <sub>4</sub>	27,669	27,669	-	-
H <sub>2</sub> O	-	-	0,555	0,555
CO <sub>2</sub>	6,534	3,921	-	2,613
H <sub>2</sub> S	0,295	-	-	0,295
NH <sub>3</sub>	0,022	0,022	-	-
H <sub>2</sub>	0,077	0,077	-	-

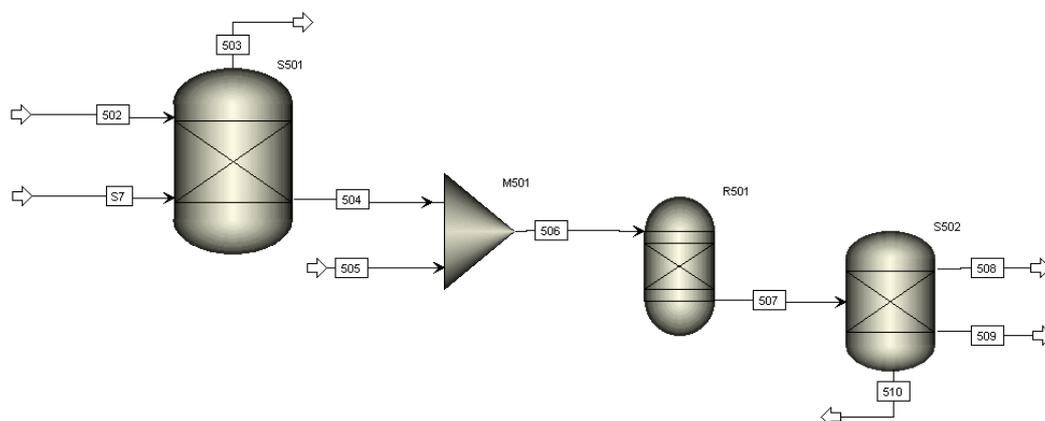
Fonte: autoria própria.

### 4.3.2. Absorção com Fe/EDTA

A absorção com solução de Fe/EDTA não pôde ser simulada de forma rigorosa, por indisponibilidade de informações de equilíbrio e dados cinéticos na literatura. Portanto, para representar essa unidade de tratamento, que foi simulada de forma simplificada empregando dados experimentais de eficiência de remoção disponíveis nas referências adotadas, foi utilizado um separador matemático (S501). De acordo com os experimentos realizados por Frare *et al.* (2009), uma unidade de tratamento de biogás por absorção em solução de Fe/EDTA apresenta uma eficiência de remoção de 99,9 % de H<sub>2</sub>S e de aproximadamente 62 % de CO<sub>2</sub>.

O fluxograma proposto para este processo é mostrado na Figura 19 e as correntes com suas composições e condições estão dispostas na Tabela 11. No ambiente de simulação, o separador S501 recebe a corrente de biogás seco (501) e uma corrente de Fe/EDTA (502), e as composições de saída são definidas como referido. A corrente de solvente com contaminantes é encaminhada para um misturador (M501), que recebe simultaneamente uma corrente de oxigênio (505) em condições normais de pressão e temperatura. A corrente de ar com os contaminantes é então enviada a um reator RYield (R501), onde ocorre a reação de oxidação do ácido sulfídrico a enxofre sólido, que pode ser comercializado, agregando receita à planta. O bloco contendo o R501 e S502 representa toda a unidade de recuperação do solvente de Fe/EDTA. A corrente 508 contém O<sub>2</sub> e CO<sub>2</sub> (removido através da absorção física com a água), a 509 contém a solução de Fe/EDTA totalmente regenerada que retornará ao processo e a 510 com o enxofre sólido.

Figura 19: Fluxograma proposto para Simulação do processo de absorção em solução de Fe/EDTA.



Fonte: autoria própria.

Tabela 11: Condições operacionais do processo de absorção com solução de Fe/EDTA.

Corrente	501	502	503	505	508	509	510
Vazão (Kmol/h)	34,852	26,800	30,507	20,000	24,051	26,800	0,295
Temperatura (°C)	35,000	25,000	25,743	25,000	25,000	25,000	25,000
Pressão (atm)	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000
Composição (Kmol/h)							
N2	0,278	-	0,278	-	-	-	-
CH4	27,669	-	27,669	-	-	-	-
CO2	6,533	-	2,482	-	4,051	-	-
H2S	0,295	-	-	-	-	-	-
S	-	-	-	-	-	-	0,295
H2	0,077	-	0,077	-	-	-	-
FeEDTA	-	26,800	-	-	-	26,800	-
O <sub>2</sub>	-	-	-	20,000	19,853	-	-
H <sub>2</sub> O	-	-	-	-	0,147	-	-

Fonte: autoria própria.

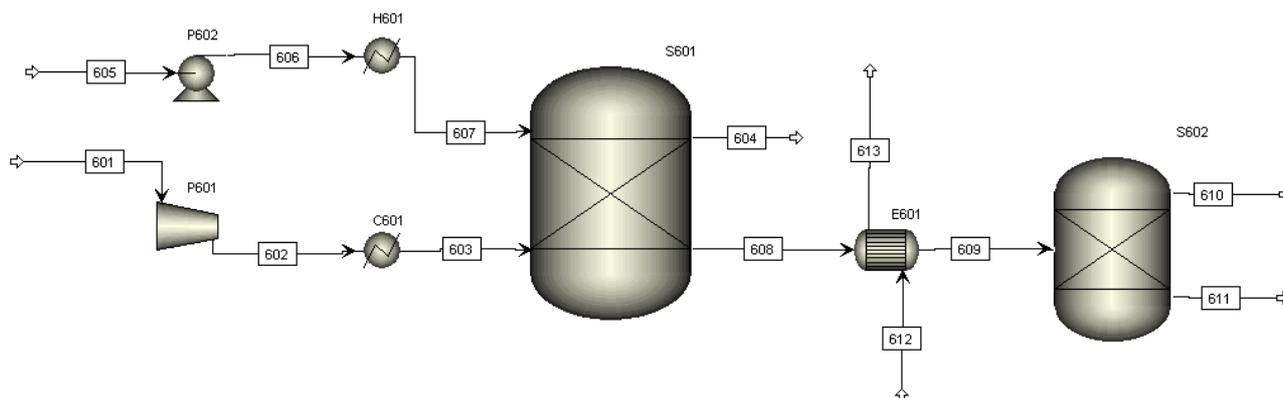
### 4.3.3. Absorção com aminas

A absorção em solução de aminas é uma das tecnologias mais conhecidas para remoção de gases ácidos. Entretanto, a simulação rigorosa deste processo não é trivial. Neste trabalho, como o objetivo é a solução rigorosa de balanços de massa e energia para realização de uma análise econômica e não está sendo avaliado o efeito de variações das condições processuais no desempenho desta etapa, ela foi simulada de forma simplificada. O fluxograma proposto no simulador para absorção com aminas pode ser visto na Figura 20 e as correntes com suas composições e condições estão dispostas na Tabela 12.

A corrente de biogás (601) em condições ambientes entra no compressor (P601) para atingir uma pressão de 10,5 bar. Em seguida, é encaminhada para um refrigerador a fim de atingir a temperatura de 40 °C e é direcionada para um separador (S601) que tem como objetivo representar a coluna de absorção. A corrente (605), contendo DEA em condições ambientes, passa por uma bomba (P602) e um aquecedor para elevar sua pressão a 3 bar e sua temperatura para 44,85 °C, e segue para o separador S601. De acordo com Mendieta (2011), uma coluna de absorção com DEA possui uma eficiência de 99 % para remoção de CO<sub>2</sub> e 100 % de H<sub>2</sub>S. A corrente de DEA entra pelo topo da coluna de absorção e a de biogás pelo fundo da mesma. A absorção acontece em contracorrente. A corrente 608, contendo o DEA rico em CO<sub>2</sub>, passa por um trocador de calor para seu aquecimento a 86,6 °C, que segundo os dados de Mendieta (2011) já é boa suficiente para regeneração do solvente e é

direcionada para um novo separador (S602), que representa a coluna de regeneração. Também segundo Mendieta (2011), este tem uma eficiência de 80 % e dá origem às correntes 610, contendo os contaminantes removidos, e 611, com DEA que será reutilizado.

Figura 20: Fluxograma proposto para simulação do processo de absorção em solução de aminas.



Fonte: autoria própria.

Tabela 12: Condições operacionais do processo de absorção em solução de aminas.

Corrente	601	604	605	610	611	612	613
Vazão (Kmol/h)	34,875	27,734	17,382	7,158	17,382	34,875	34,875
Temperatura (°C)	35,000	25,990	25,000	75,997	75,997	230,000	87,019
Pressão (atm)	1,000	1,974	1,974	1,974	1,974	1,000	1,000
Composição (Kmol/h)							
N <sub>2</sub>	0,278	-	-	0,278	-	0,278	0,278
CH <sub>4</sub>	27,669	27,669	-	-	-	27,669	27,669
H <sub>2</sub> O	-	-	16,386	-	16,386	-	-
CO <sub>2</sub>	6,533	0,065	-	6,486	-	6,533	6,533
H <sub>2</sub> S	0,295	-	-	0,295	-	0,295	0,295
H <sub>2</sub>	0,077	-	-	0,077	-	0,077	0,077
NH <sub>3</sub>	0,022	-	-	0,022	-	0,022	0,022
DEA	-	-	0,996	-	0,996	-	-

Fonte: autoria própria.

## **4.4. Tratamento para remoção de H<sub>2</sub>S**

Como já mencionado, H<sub>2</sub>S é um gás ácido, poluente e potencialmente corrosivo. Para se ter um biometano próprio para comercialização, é necessário seguir a regulamentação da ANP, de modo que a remoção total ou quase total desse gás é requerida. Algumas técnicas são empregadas hoje em dia, dentre elas a de adsorção com óxidos metálicos.

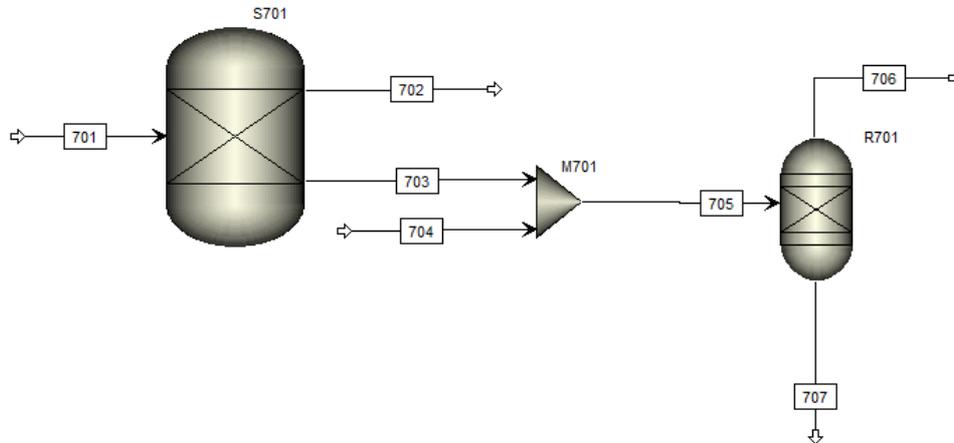
### **4.4.1. Adsorção com óxidos metálicos**

A adsorção com óxidos metálicos possui uma eficiência acima de 99 % para remoção do H<sub>2</sub>S, segundo Cristiano (2015), e não é relevante para outros contaminantes. Portanto, é necessário que este tratamento seja acoplado a outros para remoção de H<sub>2</sub>O e CO<sub>2</sub>, de modo a se atingir as especificações da ANP. O fluxograma para a unidade de adsorção de H<sub>2</sub>S em óxidos metálicos é mostrado na Figura 21 e as correntes com suas condições e composições estão dispostas na Tabela 13.

A corrente de biogás, após passar por um processo para remoção de água, é direcionada para uma coluna de adsorção que contém em seu interior uma matriz fixa composta por Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>. Essa coluna é representada no simulador por um separador matemático (S701), onde é definida a composição de saída com base em dados da literatura. O óxido de ferro foi escolhido devido ao seu melhor desempenho quando comparado a outros óxidos metálicos.

A coluna necessita de uma regeneração após certo tempo, que se dá através da injeção de um fluxo de ar que irá reagir com a matriz formando enxofre elementar. No simulador a corrente contendo H<sub>2</sub>S (703), proveniente da coluna de adsorção, é direcionada a um misturador juntamente com uma corrente de ar em excesso (704). A corrente de saída (705), agora contendo H<sub>2</sub>S e O<sub>2</sub>, vai para um reator RYield (R701), usado para representar a coluna de regeneração, onde ocorre a reação de formação do enxofre elementar e a separação das correntes. Todo o processo é mantido a temperatura de 25 °C, em conformidade com a faixa sugerida por Cristiano (2015).

Figura 21: Fluxograma proposto para simulação do processo de adsorção em óxidos metálicos.



Fonte: autoria própria.

Tabela 13: Condições operacionais do processo de adsorção em óxidos metálicos.

Corrente	701	702	704	706	707
Vazão (Kmol/h)	34,876	34,584	0,15	0,295	0,294
Temperatura (°C)	36,000	36,000	25,000	31,700	31,000
Pressão (atm)	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000
Composição (Kmol/h)					
N <sub>2</sub>	0,278	0,278	-	-	-
CH <sub>4</sub>	27,669	27,669	-	-	-
H <sub>2</sub> O	-	-	-	0,295	-
CO <sub>2</sub>	6,534	6,534	-	-	-
H <sub>2</sub> S	0,295	0,003	-	-	-
H <sub>2</sub>	0,077	0,077	-	-	-
NH <sub>3</sub>	0,022	0,022	-	-	-
O <sub>2</sub>	0,278	-	0,150	-	-
S	-	-	-	-	0,294

Fonte: autoria própria.

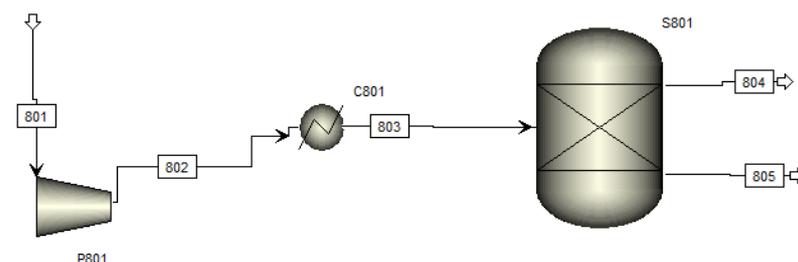
## 4.5. Tratamentos para remoção de CO<sub>2</sub>

Como mencionado, CO<sub>2</sub> é um poluente que diminui consideravelmente o poder calorífico do biometano. Para se ter um biometano próprio para comercialização é necessário seguir a regulamentação da ANP, que demanda um gás com alto poder calorífico. Isso é obtido removendo-se o máximo possível do CO<sub>2</sub> presente. A separação por membranas e a lavagem com água são dois dos processos indicados na literatura para esse tipo de tratamento.

### 4.5.1. Separação por membranas

O biogás, após passar por um tratamento para remoção de água e H<sub>2</sub>S a fim de se evitar corrosão, pode passar por uma série de membranas para a remoção de CO<sub>2</sub> e resíduos de H<sub>2</sub>S até a pureza desejada. Na simulação foram considerados os valores médios de remoção relatados no trabalho de Cerveira (2016). De acordo com o autor, após passar pelas membranas, o biogás atinge uma pureza média de 90,3 %, numa pressão de 9 bar, com 2,5 % de perda de metano. A temperatura no separador por membranas é a mesma da entrada da corrente. Com base nas razões de seletividade do metano com os componentes a serem removidos, chega-se a uma remoção de 98,4 % de H<sub>2</sub>S e 97,6 % de CO<sub>2</sub>. Foram considerados os valores obtidos para uma membrana plana de acetato de celulose com enchimento de nanotubos de carbono. O fluxograma do processo é mostrado na Figura 22 e, neste caso, há apenas um separador matemático (S801) para representar de forma simplificada o módulo de membranas. Além disso, as correntes com as suas composições e condições estão dispostas na Tabela 14.

Figura 22: Fluxograma proposto para simulação do processo de separação por membranas.



Fonte: autoria própria.

Tabela 14: Condições operacionais do processo de separação por membranas.

Corrente	801	804	805
Vazão (Kmol/h)	34,581	27,190	7,392
Temperatura (°C)	35,000	35,000	35,000
Pressão (atm)	1,000	9,000	9,000
Composição (Kmol/h)			
N <sub>2</sub>	0,278	0,056	0,223
CH <sub>4</sub>	27,669	26,977	0,692
H <sub>2</sub> O	-	-	-
CO <sub>2</sub>	6,534	0,156	6,378
H <sub>2</sub> S	-	-	-
H <sub>2</sub>	0,077	-	0,077
NH <sub>3</sub>	0,022	0,001	0,022

Fonte: autoria própria.

#### 4.5.2. Lavagem com H<sub>2</sub>O

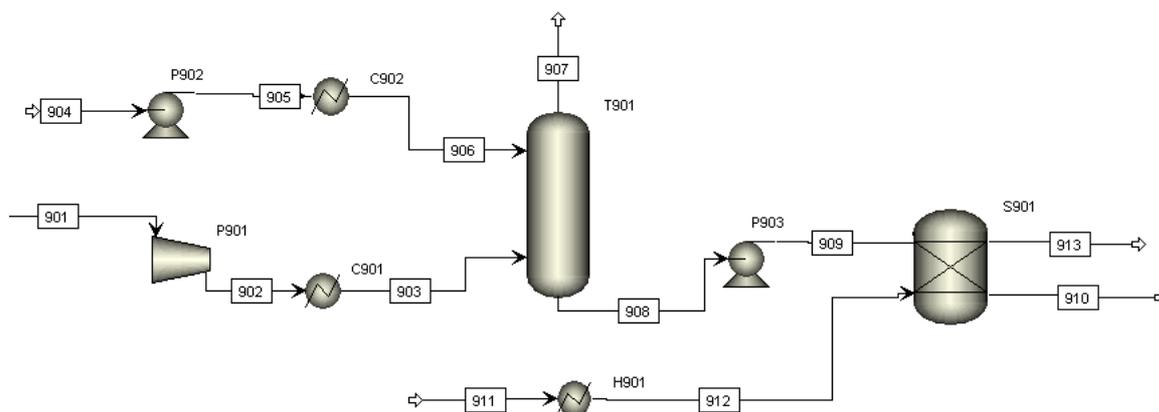
O processo de lavagem com água tem eficiência entre 90 e 99 % para remoção de CO<sub>2</sub>, segundo Freddo (2017), e pode absorver também H<sub>2</sub>S. Entretanto, esse processo não é recomendado para remoção do H<sub>2</sub>S por ser altamente corrosivo e por este ácido possuir alta solubilidade em água, dificultando sua remoção posterior da água de lavagem. O fluxograma para esta unidade é mostrado na Figura 23 e as correntes com suas composições e condições estão dispostas na Tabela 15.

A corrente de biogás (901), previamente tratada para remoção de H<sub>2</sub>O e H<sub>2</sub>S, deve ser pressurizada e resfriada para solubilizar o CO<sub>2</sub>. Para isso, passa por um compressor (P901) atingindo uma pressão de 8 bar, e posteriormente por um resfriador (C901) atingindo uma temperatura de 5 °C. A corrente resfriada é então direcionada ao fundo da coluna absorvedora (T901). A corrente de água (904) passa por uma bomba (P902) para ser pressurizada a 10 bar e um resfriador (C902), atingindo a temperatura de operação de 5 °C, e entra no topo da coluna T901. Garcilasso *et al.* (2018) trabalharam com 2 estágios para operação da T901, porém neste trabalho foram utilizados 5 estágios visando aumentar o desempenho do processo. A corrente de saída do topo (907) contém o biogás tratado, e no fundo sai a corrente 908 contendo a água e as impurezas absorvidas, a eficiência encontrada por meio dessa simulação foi de 92,5 %.

Para a regeneração da água processual, uma corrente de ar (911) previamente

aquecida por um aquecedor (H903) a uma temperatura de 40 °C, é encaminhada para o separador (S901), que tem por finalidade representar a coluna de esgotamento. A corrente rica em CO<sub>2</sub> (908) passa por uma bomba e é despressurizada a 2 bar, visando o desprendimento do CO<sub>2</sub> da corrente de H<sub>2</sub>O, e também segue para o S901. O separador S901, com eficiência de 100 %, separa CO<sub>2</sub> e CH<sub>4</sub> (corrente 913) da água processual (910).

Figura 23: Fluxograma proposto para simulação do processo de lavagem com H<sub>2</sub>O.



Fonte: autoria própria.

Tabela 15: Condições operacionais do processo de lavagem com água.

Corrente	901	904	907	910	911	913
Vazão (Kmol/h)	34,580	175,000	23,427	174,856	200,000	211,297
Temperatura (°C)	35,000	25,000	5,619	14,000	25,000	14,000
Pressão (atm)	1,000	1,000	9,869	2,960	1,000	2,960
Composição (Kmol/h)						
N <sub>2</sub>	0,278	-	0,260	-	-	0,018
CH <sub>4</sub>	27,669	-	22,578	0,039	-	-
H <sub>2</sub> O	-	175,000	0,023	173,827	-	1,150
CO <sub>2</sub>	6,533	-	0,488	0,284	-	5,761
H <sub>2</sub>	0,077	-	0,077	-	-	5,052
NH <sub>3</sub>	0,022	-	-	0,021	-	0,002
Ar	-	-	-	0,685	200,000	199,315

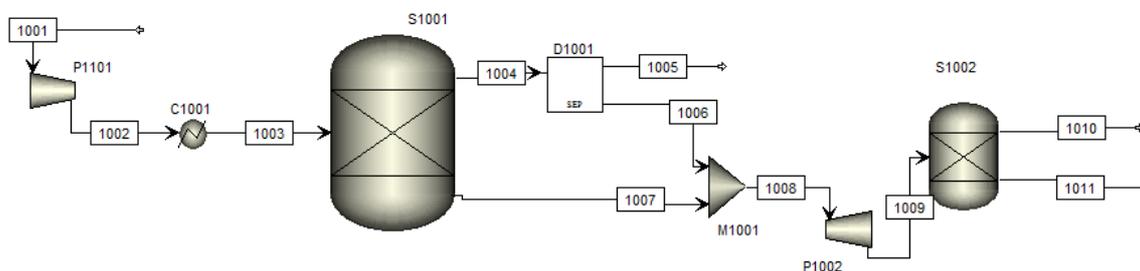
Fonte: autoria própria.

### 4.5.3. Adsorção com modulação de pressão (PSA)

No simulador comercial utilizado, o processo de adsorção por modulação de pressão seguiu os padrões anteriores. Com a limitação de se modelar uma unidade em que há transferência de massa, como já mencionado nos processos de adsorção com sílica gel e adsorção com carvão ativado, o processo foi simplificado pela utilização de um separador matemático representando a adsorção, um bloco misturador e um segundo separador cujo objetivo é liberar o CO<sub>2</sub> adsorvido representando o processo de regeneração do adsorvente. O fluxograma é mostrado na Figura 24 e as correntes estão dispostas na Tabela 16 com suas composições e condições.

Nesse processo, é imprescindível que toda a água e o H<sub>2</sub>S tenham sido retirados anteriormente. Assim sendo, a corrente de biogás seco e previamente dessulfurizado (1001) é encaminhada para um compressor (P1001) para que a pressão seja elevada a 7 bar. Em seguida, a corrente é direcionada para um resfriador (C1001) para se chegar a uma temperatura entre 50 e 70 °C. A corrente que sai do resfriador (1003) é então enviada ao separador matemático S1001, que simula a adsorção. De acordo com Monteiro (2011), a composição de contaminantes nos produtos é de cerca de 4,1 %. A corrente de gás tratado (1004) é levada a um divisor de corrente (D1001) e uma corrente de purga (1006), com vazão de 4 % da corrente de gás tratado, segue para o misturador M1001, onde vai em encontro à corrente de contaminantes (1007) que sai do S1001. Na saída do misturador há uma despressurização (P1002) que diminui a pressão até 2 bar e, em seguida, a corrente 1009 é levada para o segundo separador matemático (S1002), onde ocorre a liberação de CO<sub>2</sub> e CH<sub>4</sub> através da corrente 1010. A corrente 1011, vazia, representa o adsorvente sólido que fica retido nas colunas.

Figura 24: Fluxograma proposto para simulação do processo de adsorção com modulação de pressão (PSA).



Fonte: autoria própria.

Tabela 16: Condições operacionais do processo de adsorção com modulação de pressão (PSA).

Corrente	1001	1005	1010
Vazão (Kmol/h)	34,580	26,900	7,682
Temperatura (°C)	35,000	62,000	128,000
Pressão (atm)	1,000	6,908	1,974
Composição (Kmol/h)			
N <sub>2</sub>	0,278	0,264	0,014
CH <sub>4</sub>	27,669	26,286	1,384
H <sub>2</sub> O	-	-	-
CO <sub>2</sub>	6,533	0,255	6,280
H <sub>2</sub> S	-	-	-
H <sub>2</sub>	0,077	0,073	0,004
NH <sub>3</sub>	0,022	0,021	0,001

Fonte: autoria própria.

## 5. DIMENSIONAMENTO

O dimensionamento dos equipamentos foi feito com base nos resultados dos balanços de massa e energia obtidos com as simulações e serão descritos nas seções a seguir.

### 5.1. Reator UASB

O reator UASB deve ser dimensionado a partir da vazão de operação da planta e do tempo de residência recomendado pela literatura. De posse dessas informações, o volume do reator pode ser calculado pela Equação 11 (CAPASSI *et al.* 2013):

$$V_{\text{reator}} = Q_{\text{méd}} \cdot \text{TRH} \quad (11)$$

onde:

$Q_{\text{méd}}$  é a vazão de afluente média ( $\text{m}^3/\text{dia}$ );

TRH é o tempo de Retenção Hidráulica (dias).

O TRH é um parâmetro que expressa o tempo que o afluente deve permanecer dentro do reator e tem uma relação direta com a temperatura utilizada. De acordo com Barros, Duda e Oliveira (2016), o TRH ideal para a conversão da vinhaça na faixa mesofílica, utilizada neste trabalho, se encontra entre 2,8 e 1,8 dias. Com base nisto, foi determinado um tempo médio de 2,3 dias. Multiplicando-se este valor pela vazão de 3.000  $\text{m}^3/\text{dia}$  já definida na Seção 3.3 deste trabalho, obteve-se um volume de 6.900  $\text{m}^3$  para o vaso reator. Para a determinação das dimensões e número de reatores, manteve-se a proporção sugerida por Versiani (2005) para um reator do tipo UASB e a altura do reator limitada a 15 m por questões de viabilidade de transporte e instalação. A Tabela 17 apresenta todas as dimensões dos reatores.

Tabela 17: Dimensionamento do reator UASB.

Dimensionamento do Reator UASB	
Diâmetro (m)	7,7
Altura (m)	15,0
Número de reatores	10
Volume por reator (m <sup>3</sup> )	698,5

Fonte: autoria própria.

## 5.2. Trocadores de Calor

Com intuito de se dimensionar os trocadores de calor utilizados nos processos simulados nos tópicos anteriores, foi utilizada a metodologia apresentada por Seider, Seader e Lewin (2003). A área de troca térmica do equipamento pode ser estimada de maneira simplificada pela Equação 12:

$$Q = U \cdot A_T \cdot \Delta T_{ML} \quad (12)$$

onde:

Q é a taxa de transferência de calor;

U é o coeficiente global de transferência de calor.

$A_T$  é a área de troca térmica;

$\Delta T_{ML}$  é a média logarítmica da diferença de temperaturas.

A taxa de transferência de calor, a área de troca térmica e o coeficiente global de transferência de calor foram obtidos diretamente do simulador, a partir dos valores das temperaturas e pressões de entrada e saída das correntes. Quanto às utilidades, para aquecimento foi adotado vapor saturado e para resfriamento utilizou-se fluido refrigerante disponível no simulador como R134A. Na Tabela 18 estão listados os parâmetros do dimensionamento dos trocadores de calor.

Tabela 18: Parâmetros de dimensionamento dos trocadores de calor.

Trocador de calor C101	U= 850.03 (J/s.K.m <sup>2</sup> ) A= 1,05 m <sup>2</sup>	Utilidade T=-25°C
Trocador de calor H201	U= 79.21 (J/s.K.m <sup>2</sup> ) A= 0,066 m <sup>2</sup>	Utilidade T=175°C
Trocador de calor E301	U= 433.08 (J/s.K.m <sup>2</sup> ) A= 0,35 m <sup>2</sup>	-
Trocador de calor E302	U= 162.852 (J/s.K.m <sup>2</sup> ) A= 17,06 m <sup>2</sup>	-
Trocador de calor E303	U= 684.57 (J/s.K.m <sup>2</sup> ) A= 0,77 m <sup>2</sup>	-
Trocador de calor H401	U=849.97 (J/s.K.m <sup>2</sup> ) A= 0,06 m <sup>2</sup>	Utilidade T=250°C
Trocador de calor H701	U= 426.89 (J/s.K.m <sup>2</sup> ) A= 0,28 m <sup>2</sup>	Utilidade T=125°C
Trocador de calor C701	U= 333.37 (J/s.K.m <sup>2</sup> ) A= 1,61 m <sup>2</sup>	Utilidade T=-25°C
Trocador de calor C1001	U= 849.979 (J/s.K.m <sup>2</sup> ) A= 1,06 m <sup>2</sup>	Utilidade T=-25°C
Trocador de calor C1002	U= 849.979 (J/s.K.m <sup>2</sup> ) A= 2,23 m <sup>2</sup>	Utilidade T=-25°C
Trocador de calor H1001	U= 850.000 (J/s.K.m <sup>2</sup> ) A= 0,42 m <sup>2</sup>	Utilidade T=125°C
Trocador de calor C1101	U= 849.97 (J/s.K.m <sup>2</sup> ) A= 0,54 m <sup>2</sup>	Utilidade T=-25°C

Fonte: autoria própria.

### 5.3. Colunas de Absorção

Todas as colunas de absorção foram projetadas como colunas recheadas. As colunas de baixo número de estágios teóricos foram projetadas com anéis de *Pall* de 2 in como feito por Young (2015). Para o cálculo do diâmetro das colunas, foi utilizado o método de Leva, o mesmo utilizado por West *et al.* (2008). O diâmetro da coluna pode ser estimado de maneira empírica a partir da velocidade de *flooding*, como mostra a Equação 13:

$$D = \sqrt{\frac{4G}{(fU_f)\pi\rho_G}} \quad (13)$$

onde:

$G$  é a vazão mássica de vapor (kg/s);

$f$  é um fator empírico, normalmente assumido igual a 0,7 (YOUNG, 2015);

$U_f$  é a velocidade de inundação ou *flooding* (ft/s);

$\rho_G$  é a densidade da fase vapor (kg/ft<sup>3</sup>).

A correlação de Leva para a velocidade de *flooding* é dada pelas Equações 14 a 18:

$$Y = e^{[-3,7121 - 1,0371(\ln F_{LG}) - 0,1501(\ln F_{LG})^2 - 0,00544(\ln F_{LG})^3]} \quad (14)$$

$$F_{LG} = \frac{L}{G} \sqrt{\left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)} \quad (15)$$

$$Y = \frac{U_f^2 F_P}{g} \rho_G f\{\rho_L\} f\{\mu_L\} \quad (16)$$

$$f\{\rho_L\} = -0,8787 + 2,6776 \left(\frac{1}{\rho_L}\right) - 0,6313 \left(\frac{1}{\rho_L}\right)^2 \quad (17)$$

$$f\{\mu_L\} = 0,96 \mu_L^{0,19} \quad (18)$$

onde:

$L$  é a vazão mássica de fase líquida (kg/s);

$\rho_L$  é a densidade da fase líquida (kg/ft<sup>3</sup>);

$\mu_L$  é a viscosidade da fase líquida (cP);

$g$  é a aceleração da gravidade ( $g = 32,2 \text{ ft/s}^2$ );

$F_P$  é o fator de empacotamento, relativo ao tipo de recheio (ft<sup>2</sup>/ft<sup>3</sup>).

O fator de empacotamento para colunas com recheio de anéis de *Pall* de 1 polegadas de metal é 56 ft<sup>2</sup>/ft (SEIDER, SEADER e LEWIN, 2003). Os valores de vazões mássicas da fase líquida e vapor, assim como propriedades das fases, densidade e viscosidade, foram obtidos a partir da simulação de absorção de cada processo.

Geralmente, de forma rigorosa, o diâmetro de uma coluna de absorção é calculado estágio a estágio, porém, como o objetivo desse dimensionamento é ter uma estimativa de custos, não se verifica a necessidade de seguir esse procedimento. Portanto, optou-se em expressar o diâmetro como a média dos diâmetros do topo, meio e fundo, sendo então necessária apenas as informações dessas três regiões, com exceção das colunas de absorção com aminas, onde, por questão de simplificação, calculou-se o diâmetro utilizando apenas informações de topo e fundo, e as colunas de regeneração desses mesmos processos, para as quais se calculou apenas um diâmetro para a coluna.

A fim de se determinar a altura das colunas de absorção, utilizou-se da altura equivalente de prato teórico (HETP, da sigla em inglês). Para se obter o valor de HETP dos dois tipos de recheio utilizados, usou-se a fórmula empírica apresentada por Seider *et al.* (2003), que consta na Equação 19:

$$\text{HETP} = 1,5 D_p \quad (19)$$

onde:

HETP é a altura equivalente de prato teórico, ft;

$D_p$  é o diâmetro nominal do recheio utilizado, in.

Na Tabela 19 encontram-se especificações e condições operacionais para cada processo de absorção seguindo os dados encontrados na literatura e obtidos nas simulações. Os valores obtidos para a coluna T501 estão de acordo com o relatado por Frare *et al.* (2009), e os valores obtidos para as colunas T701 e T702 estão de acordo com o que foi dito por Mendieta (2011).

Tabela 19: Especificações das colunas de absorção.

	T301	T501	T601	T602	T1001	T1002
Diâmetro da coluna (m)	0,27	0,61	0,29	0,16	0,25	0,57
Altura da Coluna (m)	4,57	0,91	5,73	5,03	4,57	4,57
HETP (m)	0,92	0,46	0,46	0,46	0,92	0,92
Número de estágios	5	2	11	11	5	5
Pressão no topo (kPa)	1,013	100	1000,3	1000	1000	200
Pressão no fundo (kPa)	2,026	101,3	1000,3	1000	1000	200

Fonte: Simulador comercial Aspen Plus<sup>®</sup> v8.8, Mendieta (2011), Frare, Gimenes e Pereira (2009).

#### 5.4. Vasos de Flash

Para o dimensionamento dos vasos de *flash* foi empregada a metodologia apresentada por Towler e Sinnott (2008), em que discute-se que o diâmetro do vaso precisa ser grande o suficiente para que a velocidade da fase gasosa seja reduzida abaixo da velocidade de separação das gotículas de líquido. O cálculo do diâmetro é então realizado a partir da Equação 20:

$$D = \sqrt{\frac{4G}{\pi u_s}} \quad (20)$$

onde:

G é a vazão volumétrica de vapor (m<sup>3</sup>/s);

u<sub>s</sub> é a velocidade de separação das gotículas de líquido (m/s).

Por sua vez, o cálculo de s é realizado a partir da Equação 21:

$$u_s = 0,07 \left( \frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^2 \quad (21)$$

onde:

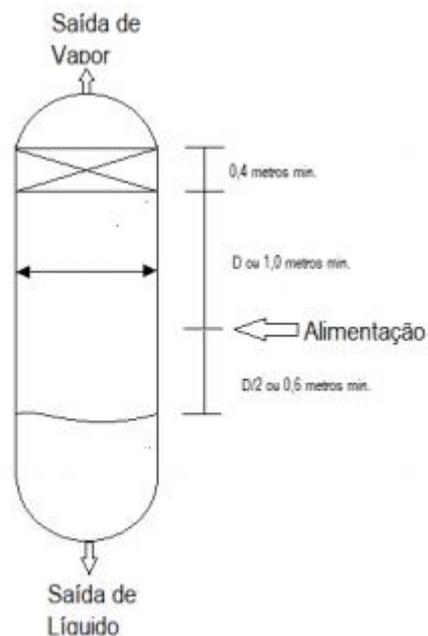
$\rho_L$  é a densidade da fase líquida ( $\text{kg}/\text{m}^3$ );

$\rho_G$  é a densidade da fase gasosa ( $\text{kg}/\text{m}^3$ ).

Uma vez determinado o diâmetro do vaso, é possível determinar a altura suficiente para que a separação seja realizada. A metodologia usada sugere que a altura do vaso seja igual ao diâmetro, ou igual a 1 m caso o diâmetro seja inferior a essa medida. O tempo de *hold up* recomendado é de 10 minutos. Com esses dados de tempo, diâmetro do vaso e vazão de saída do líquido obtida diretamente do simulador, é possível calcular a altura da fase líquida.

A Figura 25 ilustra o cálculo de dimensionamento de um vaso de *flash* conforme a metodologia usada.

Figura 25: Esquema de dimensionamento de um vaso de *flash*.



Fonte: Towler e Sinnott (2008), adaptado por Jimbo (2018).

## 5.5. Adsorvedores

Para os módulos de adsorção foram usados vasos de adsorção com recheio específico para cada processo. Ao todo são 4 processos de adsorção com leito fixo: adsorção com sílica gel, adsorção com carvão ativado, adsorção com óxidos metálicos e PSA.

O módulo PSA consiste em diversos vasos que são modulados com diferentes pressões e possuem leito fixo, que no caso do referido trabalho é carvão ativado. Esse tratamento possui um maior gasto energético se comparado aos demais adsorvedores, que foi considerado no cálculo do custo de compressores.

Para o dimensionamento de um adsorvedor foram utilizadas as seguintes Equações (SEIDER, SEADER e LEWIN, 2003):

$$V_{\text{recheio}} = \frac{\text{massa do recheio}}{\text{densidade do recheio}} \quad (22)$$

$$D_v = \sqrt[3]{\frac{(V_{\text{recheio}} + 28,31685)}{1000 \cdot 3\pi}} \quad (23)$$

$$h_v = 3D_v \quad (24)$$

$$V_v = \left( \frac{(\pi D_v^2)}{4} \right) h_v \quad (25)$$

onde:

$V_{\text{recheio}}$  é o volume do recheio requerido;

$D_v$  é o diâmetro do vaso;

$h_v$  é a altura do vaso;

$V_v$  volume do vaso.

A massa do recheio é calculada a partir das especificações do recheio e operacionais, como tempo de operação e remoção desejada, conforme a Tabela 20.

Tabela 20: Informações dos recheios dos adsorvedores.

Recheio	Sílica Gel	Carvão ativado	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	PSA (Carvão ativado)
Porosidade (%)	0,5	0,6	0,5	0,6
Densidade (kg/L)	0,72	0,5	5,24	0,5
Tamanho dos poros (nm)	2,5	0,67	0,60	0,67
Área superficial (km <sup>2</sup> /kg)	0,7	0	0,017	0
Capacidade de adsorção	0,48	0,3	0,5	0,3
Tempo de Troca (meses)	6	7	6	7
Preço (US\$/kg)	1,8	0,35	0,40	1,3
Fornecedor	Zibo Yinghe Chemical Co., Ltd	Ganzhou Binbin Carbon Industry Co., Ltd.	Changsha Easchem Co., Limited	Henan Lvyuan Water Treatment Technology Co., Ltd

Fonte: autoria própria.

## 5.6. Módulo de Membranas

Para estimação do custo do módulo de adsorção com membranas não é necessário o dimensionamento convencional utilizando equações de projeto como as apresentadas nas últimas seções. É necessário apenas o conhecimento da variável de projeto, que no caso é a área superficial.

## 6. ANÁLISE ECONÔMICA

A análise econômica do presente trabalho leva em consideração a construção dos fluxogramas de cada etapa do processo de produção e tratamento do biogás, a resolução dos seus balanços de massa e energia, além do dimensionamento prévio dos equipamentos. A partir de um Cenário Base, foram avaliadas 10 alternativas de tratamento com diferentes finalidades, dando origem a 12 diferentes rotas para a obtenção do produto final, conforme a Tabela 21. Cada uma dessas rotas constitui-se de uma certa combinação dos tratamentos distribuídos na superestrutura da Figura 5. Vale destacar que no Cenário Base é considerado um tratamento preliminar para remoção parcial de água (condensação - 1b), o que foi escolhido pelas autoras apesar de não ser obrigatório numa planta industrial.

Tabela 21: Possíveis rotas de purificação do biogás.

ROTA	Processos			
	1	1b	2a	3a
2	1b	2a	3b	-
3	1b	2a	3d	4c
4	1b	2a	3c	-
5	1b	2b	3a	-
6	1b	2b	3b	-
7	1b	2b	3d	4c
8	1b	2b	3c	-
9	1b	2a	3d	4a
10	1b	2a	3d	4b
11	1b	2b	3d	4a
12	1b	2b	3d	4b

Fonte: autoria própria.

O objetivo deste capítulo é deduzir o investimento necessário e os custos de produção relativos a cada uma das rotas, de modo que seja possível comparar as diferentes tecnologias de tratamento e se verificar quais são as mais interessantes para uma planta de produção e purificação de biogás de vinhaça. A metodologia seguida neste capítulo é classificada como um *Study Estimate* (SEIDER et al., 2003), que apresenta margem de erro de 35 %, de modo que não se deve fiar nos valores absolutos obtidos, mas que é perfeitamente aplicável na comparação de diferentes tecnologias.

A partir dos dados citados anteriormente, com uma vazão de 125 m<sup>3</sup>/h de vinhaça, correspondente a uma planta de etanol média brasileira, são gerados aproximadamente 4.440 kg/h de biogás nas CNTP. Para fins de cálculo foi considerado um fator de operação de 7.920 h/ano, correspondente a 330 dias trabalhados, aproximadamente 90 % dos dias do ano.

Os preços de todos os componentes envolvidos, solventes, preço de venda do produto final, utilidades e a matéria-prima, foram baseados no cenário econômico relativo ao final do ano de 2020.

## 6.1. Investimento

Visando-se estimar o investimento total necessário para construção de uma unidade produtora de biogás proveniente da vinhaça, foi escolhido o Método de Lang. A fim de se calcular o investimento fixo, é necessário calcular o preço F.O.B de aquisição de cada equipamento, através de fórmulas empíricas disponíveis na literatura. Esse custo deve ser atualizado para o ano de execução do trabalho por meio do *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CE, 2014; HAMEED, LAI e CHIN, 2009). Com o valor dos equipamentos atualizados, é necessário adicionar um fator referente ao transporte desses equipamentos ao local da planta, multiplicando-se por 1,05. Para obter o investimento fixo é necessário multiplicar o custo total dos equipamentos pelo Fator de Lang ( $f_L$ ), que depende diretamente do tipo de processo. Esse procedimento é resumido na Equação 26. O Fator de Lang para um processo envolvendo sólidos e fluidos é igual a 4,28 (SEIDER *et al.*, 2003) e esse foi o valor usado neste trabalho. Foi adotado PCI igual a 603,1, referente ao segundo semestre de 2019, valor mais recente ao qual se teve acesso.

$$I_F = 1,05 f_L \sum_i \frac{(PCI)}{(PCI_b)} C_i \quad (26)$$

onde:

$I_F$  é o investimento fixo;

$f_L$  é o fator de Lang;

CPI é o *Plant Cost Index* para o ano de projeto;

$CPI_b$  é o *Plant Cost Index* para o ano base;

$C_i$  é o custo f.o.b. de aquisição do equipamento  $i$ .

O investimento total é estimado considerando-se a destinação de 15 % como capital de giro (Seider *et al.*, 2003).

## 6.2. Custos de equipamentos

### 6.2.1. Bombas

O custo base de bombas pode ser calculado pela Equação 27 e é dependente do fator S expresso na Equação 28 (SEIDER, SEADER e LEWIN, 2003):

$$C_B = \exp\{9,2951 - 0,6019 [\ln(S)] + 0,0519 [\ln(S)]^2\} \quad (27)$$

$$S = Q H^{0,5} \quad (28)$$

onde:

$C_B$  é o custo da bomba;

S é fator de tamanho da bomba;

H é a altura manométrica em ft;

Q é a vazão que passa pela bomba em gpm.

O custo final da bomba então é calculado através da Equação 29, em que o fator de material ( $f_M$ ) é 1 para ferro, 1,35 para bombas de aço inoxidável ele é igual 2 (SEIDER, SEADER e LEWIN, 2003). E o fator de tipo de bomba ( $f_T$ ) para bombas centrífugas é igual a 1. O custo dos motores elétricos das bombas pode ser calculado através da Equação 30 (SEIDER, SEADER e LEWIN, 2003):

$$C_P = f_T f_M C_B \quad (29)$$

$$C_B = \exp\{5,8259 + 0,13141 [\ln(P_C)] + 0,053255 [\ln(P_C)]^2\} \quad (30)$$

onde  $P_C$  é o consumo energético do motor em hp, calculado pela Equação 31, a qual depende da potência da bomba ( $P_B$ ) em hp e da eficiência do motor ( $n_M$ ), obtida pela Equação 32:

$$P_C = P \frac{P_B}{n_M} \quad (31)$$

$$n_M = 0,8 + 0,0319 [\ln(P_B)] - 0,00182 [\ln(P_B)]^2 \quad (32)$$

### 6.2.2. Trocadores de calor

Os custos dos trocadores de casco e tubo são obtidos pelas Equações 33 e 34 (SEIDER, SEADER e LEWIN, 2003). Nas equações o termo  $A_T$  representa a área externa dos tubos, tomada como referência para a troca térmica.

$$C_{TC} = F_P F_M F_L C_B \quad (33)$$

$$C_B = \exp \{11,667 - 0,8709 [\ln(A_T)] + 0,09005 [\ln(A_T)]^2\} \quad (34)$$

O fator  $F_M$  está ligado aos materiais de construção dos trocadores e é dado pela Equação 35:

$$F_M = a + \left(\frac{A}{100}\right)^b \quad (35)$$

A maioria dos trocadores de calor das plantas são construídos unicamente com aço

carbono. Nesse caso, tanto  $a$  quanto  $b$  são iguais a zero.  $F_p$  é um fator de correção de custo referente ao reforço em caso de pressão no lado do casco. No caso dos trocadores de calor trabalhados esse fator é 1.

Considerando tubo de 8 ft, o valor de  $(F_L)$  é de 1,25. Para trocadores de calor com área menor que 200 ft<sup>2</sup> e para os sistemas de resfriamento ou aquecimento dos reatores e vasos de *flash*, a Equação 33 também pode ser usada, porém o cálculo do  $C_B$  deve ser feito mediante a Equação 36:

$$C_B = \exp\{7,1460 + 0,16 \ln(A)\} \quad (36)$$

### 6.2.3. Reatores, colunas de absorção e adsorvedores de leito fixo

O custo dos reatores e colunas ( $C_{CD}$ ) é dado pela Equação 37 (SEIDER, SEADER e LEWIN, 2003):

$$C_{CD} = F_M C_V + C_{PL} \quad (37)$$

onde:

$F_M$  é o fator material (igual a 1);

$C_V$  é custo do vaso;

$C_{PL}$  é o custo de instalação.

O custo do vaso é obtido através da Equação 38:

$$C_V = \exp\{6,775 + 0,18255[\ln(W)] + 0,02297[\ln(W)]^2\} \quad (38)$$

onde  $W$  é o peso do vaso e pode ser obtido pela Equação 39, dependente da espessura das

paredes ( $t_s$ ), dada pela Equação 40:

$$W = \pi ( D + t_s ) ( L + 0,8D ) t_s \rho_S \quad (39)$$

$$t_s = \frac{10D}{(2 SE-12)} \quad (40)$$

onde:

D é o diâmetro interno do vaso (in);

L é a altura (in);

S é o estresse máximo permitido do material, no caso 13750 psi;

E é a eficiência da solda, estimada em 0,85 (SEIDER, SEADER e LEWIN, 2003);

$\rho_S$  é a densidade do aço carbono, que pode ser tomada igual a 0,284 lb/in<sup>3</sup> para um projeto preliminar (YOUNG, 2015).

Tratando-se da espessura do vaso calculada, por questões de segurança, existe uma especificação de espessura mínima requerida para cada diâmetro, de acordo com a Tabela 22. Além disso, deve-se adicionar 1/8 de polegada para lidar com possíveis desgastes ou corrosão do material.

Tabela 22: Diâmetros mínimos para a parede de vasos verticais.

Diâmetro do Vaso (ft)	Espessura mínima (in)
Até 4	1/4
4-6	5/16
6-8	3/8
8-10	7/16
10-12	1/2

Fonte: Seider, Seader e Lewin (2003).

Já o custo de instalação é obtido pela Equação 41 (SEIDER, SEADER e LEWIN, 2003):

$$C_{PL} = 285,1 (D)^{0,73960} (L)^{0,70684} \quad (41)$$

Entretanto, quando se fala de coluna de absorção é importante incorporar os custos relativos ao recheio. No caso das colunas de absorção utilizadas, foram usados recheios de anéis de *Pall* de metal de 1 polegada, a um custo de 39 US\$/ft<sup>3</sup>. O volume do leito de recheio pode ser obtido a partir do diâmetro interno da coluna e da altura (SEIDER, SEADER e LEWIN, 2003).

Para colunas de adsorção, o custo total do vaso com recheio ( $C_{VR}$ ) segue a Equação 42, que leva em consideração as particularidades de cada processo de adsorção, conforme as propriedades e especificações contidas na Tabela 11.

$$C_{VR} = n (C_{CD} + m C_R) \quad (42)$$

onde:

$C_{CD}$  é o custo do vaso mais instalação;

$C_R$  é o custo do recheio;

$n$  é o número vasos;

$m$  é a massa do recheio.

Para o módulo de membranas, o cálculo de custo só leva em consideração a área superficial, conforme a Equação 43 de Seider, Seader e Lewin (2003).

$$C_M = 60 S \quad (43)$$

onde:

$C_M$  é o custo do módulo de membranas;

$S$  é a área superficial.

#### 6.2.4. Compressores

O custo dos compressores ( $C_B$ ) foi calculado pela Equação 44:

$$C_B = \exp(7,2223 + 0,8\ln(P_C)) \quad (44)$$

onde:

$P_C$  é a potência do compressor em hp.

#### 6.2.5. Vasos de Flash

Para o cálculo do custo referente aos vasos de *flash*, deve ser adotado equacionamento de vasos verticais semelhante ao dos reatores, utilizando-se a Equação 38, porém com sistemas de vácuo. Os vasos de *flash*, por separarem substâncias contendo  $H_2S$ , devem ser constituídos de aço inoxidável. Portanto, no cálculo do custo do vaso deve-se multiplicar pelo fator material 2,1. Além disso, não se deve utilizar os custos de instalações referentes a plataformas e escadas por se estar lidando com vasos menores (YOUNG, 2015).

A Equação 45 descreve o custo do sistema de geração de vácuo ( $C_{v\u00e1cuo}$ ):

$$C_{v\u00e1cuo} = 1,8 \left( \frac{G}{P} \right)^{0,41} 1,3 \quad (45)$$

onde:

$G$  é a vazão mássica no ponto de geração de vácuo (lb/h);

$P$  é a pressão desejada (torr).

### 6.3. Custos de produção

O custo total de produção pode ser dividido em três categorias: custos diretos, custos indiretos e despesas gerais, que estão relacionados ao dia a dia de operação de uma planta, como detalhado na Tabela 23.

Tabela 23: Custos diretos, indiretos e despesas gerais de produção.

Custos Diretos	Custos Indiretos	Despesas Gerais
Matéria-Prima	Empacotamento e Estocagem	Custos Administrativos
Catalisador	Impostos Locais	Distribuição e venda de produtos
Mão de Obra	Seguro	Pesquisa e Desenvolvimento
Supervisão Técnica	Distribuição e Venda dos Produtos	
Utilidades		
Manutenção e Reparos		
Suprimentos Operacionais		
Encargos de Laboratório		

Fonte: Turton *et al.* (2009).

Os custos diretos envolvem os preços das matérias-primas, utilidades e catalisadores que se encontram resumidos na Tabela 24.

Tabela 24: Custos dos produtos e matérias-primas envolvidos no processo.

<b>Utilidades</b>	<b>Preço (USD/Kg)</b>	<b>Fornecedor / Referência</b>
Vapor LP	0,0042	AspenPlus® v8.8
Vapor HP	0,0043	AspenPlus® v8.8
Refrigerante 1	0,00001	AspenPlus® v8.8
Eletricidade	0,089	ANEEL
<b>Matéria-Prima</b>		
Vinhaça	0	
<b>Solventes</b>		
Fe/EDTA	0,41	Tianjin Yuanlong Chemical Industry Co., Ltd.
TEG	1,58	Comex Stat
DEA	0,60	Kunshan Yalong Trading Co., Ltd.
<b>Produtos</b>		
Enxofre elementar	2,55	Tecnocampo- agronegócio
Biometano	0,5714	Ministério de Minas e Energia

Fonte: autoria própria.

O preço estipulado para o biometano foi uma média anual calculada com base na edição nº164 de outubro de 2020 do Boletim Mensal de Acompanhamento da Indústria de Gás Natural do Ministério de Minas e Energia. Os preços das utilidades utilizadas nos processos foram retirados do simulador AspenPlus® v8.8. Os preços dos solventes, exceto o TEG, foram retirados de diferentes fornecedores conforme a Tabela 24. O preço do TEG foi calculado com base na média do ano 2019 da plataforma de Comércio Exterior, Indústria e Serviços do Governo Federal, *Comex Stat* (COMEX STAT, 2019). O preço da matéria-prima, por se tratar de um resíduo da planta de etanol, foi considerado igual a zero. Enxofre elementar, que é obtido como produto intermediário, é passível de venda, e teve seu custo estimado a partir do fornecedor Tecnocampo-agronegócio (“TECNOCAMPO-AGRONEGÓCIO”, 2020). Para a eletricidade, o custo foi obtido através da Agência Nacional de Energia Elétrica (ANEEL) utilizando-se a média do setor industrial brasileiro em 2020 (ANEEL, 2020).

Ainda tratando-se de custos diretos, os gastos com a mão de obra podem ser obtidos através de uma estimativa do número de operadores ( $N_{OP}$ ) requeridos por turno na planta,

calculado pela Equação 43:

$$N_{OP} = (6,29 + 31,7P^2 + 0,23N_{NP})^{0,5} \quad (43)$$

onde:

P é o número de processos envolvendo transporte e distribuição;

$N_{NP}$  é o número de equipamentos como colunas, reatores e trocadores de calor (bombas e vasos em geral não entram nessa contagem) (TURTON *et al.*, 2009).

O custo de mão de obra é obtido multiplicando-se o número de operários por turno pelo fator de operação e pelo salário de cada operário por hora. O salário médio brasileiro para operários industriais foi considerado de 20 reais por hora (GLASSDOOR, 2021) e foram considerados 5 turnos, conforme recomendado por Seider, Seader e Lewin (2003). Os custos de produção restantes foram estimados a partir de correlações disponíveis em Turton *et al.*, (2009), como descrito na Tabela 25.

Tabela 25: Correlações para o cálculo dos diferentes custos de produção.

Custo	Correlação
Supervisão Técnica	0,1 da Mão de Obra
Manutenção e reparos	0,06 do Investimento Fixo
Suprimentos operacionais	0,15 do Custo de Manutenção e Reparos
Encargos de laboratório	0,15 da Mão de Obra
Empacotamento e estocagem	0,6 de (Supervisão Técnica + Mão de Obra + Manutenção e Reparos)
Impostos locais	0,015 do investimento fixo
Seguro	0,005 do investimento fixo
Custos administrativos	0,02 das vendas anuais
Distribuição e venda dos produtos	0,02 das vendas anuais
Pesquisa e Desenvolvimento	0,05 do custo total

Fonte: Turton *et al.*, (2009).

## **7. RESULTADOS E DISCUSSÃO**

Para iniciar a discussão da análise econômica é importante se ater primeiramente ao Cenário Base, que consiste nas 12 rotas de remoção de contaminantes apresentadas na Tabela 21.

### **7.1. Cenário Base**

As Tabela 26 e Tabela 27 contêm os custos dos equipamentos utilizados no processo de produção e purificação de biogás para as 12 rotas propostas. Esses valores foram calculados utilizando a metodologia descrita na Seção 6.2. As Tabelas 26 e 27 apresentam as estimativas dos custos diretos, indiretos e despesas gerais. O preço para a venda do biometano foi estimado a partir dos dados obtidos no Boletim Mensal de Acompanhamento da Indústria de Gás Natural do Ministério de Minas e Energia (BRASIL, 2020).

Tabela 26: Resultados econômicos para o Cenário Base: Rotas 1 a 6.

<b>Custos</b>	<b>ROTA 1</b>	<b>ROTA 2</b>	<b>ROTA 3</b>	<b>ROTA 4</b>	<b>ROTA 5</b>	<b>ROTA 6</b>
Investimento (US\$ x 10 <sup>6</sup> )						
Custo total dos equipamentos	3,16	4,92	3,01	3,06	2,92	4,67
Investimento fixo	12,77	11,67	12,15	12,35	11,78	10,68
Capital de giro	2,99	2,73	2,84	2,89	2,76	2,50
Investimento total	18,92	19,32	17,99	18,30	17,46	17,86
Custo direto ((US\$ x 10 <sup>6</sup> ) / ano)						
Matéria prima						
Vinhaça	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Solventes						
TEG	0,89	0,89	0,89	0,89		
DEA				0,10		
Mão de obra	0,07	0,10	0,13	0,10	0,10	0,10
Supervisão técnica	0,01	0,01	0,02	0,02	0,01	0,01
Utilidades						
Vapor	0,01	0,01	0,01	0,01	0,00	0,00
Refrigerante 1	0,04	0,04	0,04	0,07	0,04	0,04
Eletricidade	0,05	0,05	0,05	0,12	0,05	0,05
Manutenção e Reparos (CMR)	0,16	0,26	0,42	0,31	0,27	0,19
Suprimentos Operacionais (CSO)	0,02	0,04	0,06	0,05	0,04	0,03
Encargos de Laboratório (CLAB)	0,03	0,01	0,02	0,02	0,01	0,01
Patentes e Royalties (CPR)	0,36	0,07	0,08	0,08	0,03	0,03
Subtotal	1,65	1,48	1,72	1,76	0,56	0,46
Custos Indiretos						
Empacotamento e Estocagem (CEE)	0,18	0,22	0,34	0,26	0,23	0,18
Impostos Locais (CIL)	0,05	0,07	0,10	0,08	0,07	0,05
Seguro	0,23	0,02	0,03	0,03	0,02	0,02
Subtotal	0,46	0,31	0,48	0,36	0,32	0,24
Despesas-Gerais						
Custos Administrativos (CADM)	0,10	0,06	0,08	0,06	0,06	0,04
Distribuição e Venda dos Produtos (CDIST)	0,21	0,22	0,27	0,26	0,11	0,09
Pesquisa e Desenvolvimento (CP&D)	0,22	0,11	0,14	0,13	0,06	0,04
Subtotal	0,53	0,38	0,49	0,45	0,22	0,18
Custo Total de produção	2,25	2,18	2,69	2,57	1,10	0,87
Receita						
Venda anual de CH <sub>4</sub>	2,83	2,83	2,83	2,83	2,83	2,83
Venda de Enxofre elementar		0,20	0,19			0,20
Receita Total	2,83	3,03	3,02	2,83	2,83	3,03
Lucro Líquido anual	0,58	0,85	0,33	0,26	1,73	2,16

Fonte: autoria própria.

Tabela 27: Resultados econômicos para o Cenário Base: Rotas 7 a 12.

<b>Custos</b>	<b>ROTA 7</b>	<b>ROTA 8</b>	<b>ROTA 9</b>	<b>ROTA 10</b>	<b>ROTA 11</b>	<b>ROTA 12</b>
Investimento (US\$ x 10 <sup>6</sup> )						
Custo total dos equipamentos	2,76	2,81	3,09	3,07	2,85	2,83
Investimento fixo	11,16	11,36	12,49	12,40	11,50	11,41
Capital de giro	2,61	2,66	2,92	2,90	2,69	2,67
Investimento total	16,53	16,83	18,50	18,37	17,04	16,91
Custo direto ((US\$ x 10 <sup>6</sup> ) / ano)						
Matéria prima						
Vinhaça	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Solventes						
TEG			0,89	0,89		
DEA		0,10				
Mão de obra	0,13	0,10	0,13	0,13	0,13	0,13
Supervisão técnica	0,02	0,01	0,02	0,02	0,02	0,02
Utilidades						
Vapor	0,00	0,00	0,01	0,01	0,00	0,00
Refrigerante 1	0,04	0,07	0,16	0,05	0,16	0,05
Eletricidade	0,05	0,12	0,11	0,10	0,11	0,10
Manutenção e Reparos (CMR)	0,35	0,24	0,45		0,37	0,36
Suprimentos Operacionais (CSO)	0,05	0,04	0,07	0,44	0,06	0,05
Encargos de Laboratório (CLAB)	0,02	0,01	0,02	0,07	0,02	0,02
Patentes e Royalties (CPR)	0,04	0,04	0,09	0,02	0,05	0,05
Subtotal	0,69	0,73	1,94	0,09	0,91	0,79
Custos Indiretos				1,81		
Empacotamento e Estocagem (CEE)	0,29	0,21	0,36	0,35	0,31	0,31
Impostos Locais (CIL)	0,09	0,06	0,11	0,11	0,09	0,09
Seguro	0,03	0,02	0,04	0,04	0,03	0,03
Subtotal	0,41	0,29	0,51	0,50	0,44	0,43
Despesas-Gerais						
Custos Administrativos (CADM)	0,07	0,05	0,09	0,09	0,08	0,08
Distribuição e Venda dos Produtos (CDIST)	0,14	0,13	0,30	0,29	0,17	0,16
Pesquisa e Desenvolvimento (CP&D)	0,07	0,06	0,15	0,14	0,09	0,08
Subtotal	0,29	0,25	0,54	0,52	0,34	0,31
Custo Total de produção	1,38	1,27	2,98	2,82	1,68	1,52
Receita						
Venda anual de CH4	2,83	2,83	2,83	2,83	2,83	2,83
Venda de Enxofre elementar	0,19		0,19	0,19	0,19	0,19
Receita Total	3,02	2,83	3,02	3,02	3,02	3,02
Lucro Líquido anual	1,64	1,56	0,04	0,20	1,34	1,50

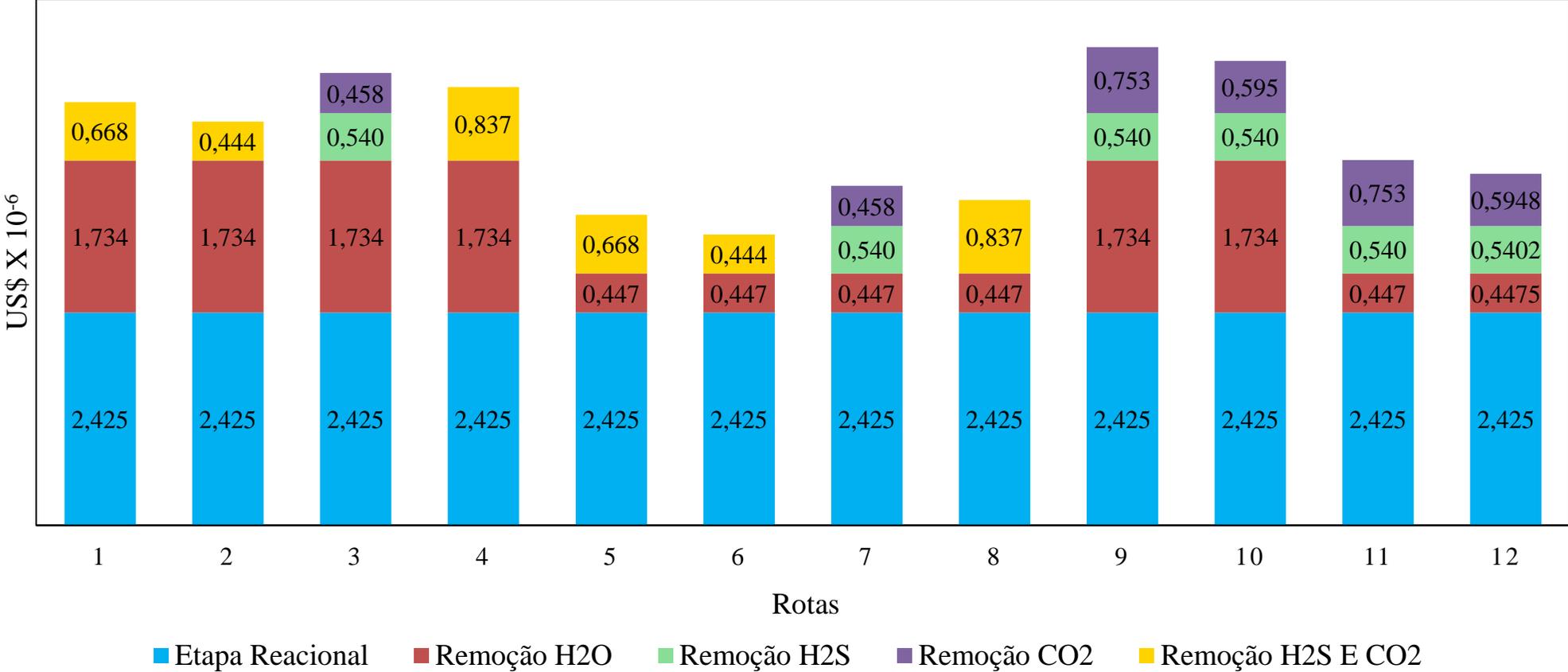
Fonte: autoria própria.

Vale ressaltar que o custo referente aos solventes foi contabilizado considerando-se as respectivas taxas de regeneração, sendo de 98 % para o TEG e 80 % para DEA. No caso do Fe/EDTA, estes não são contabilizados em custos de produção devido à sua alta capacidade de regeneração, que no presente trabalho foi considerada de 100 %, sendo necessária sua aquisição somente na partida da planta. Portanto, o preço referente ao Fe/EDTA foi adicionado somente ao custo de capital.

Nas Tabela 26 e Tabela 27 observa-se que todas as rotas possuem Lucro Líquido Anual positivo, mas isso não garante que todas as plantas apresentem viabilidade econômica, porque ainda não foi verificada a compensação do investimento. Isso pode ser feito através de uma análise de fluxo de caixa, onde a viabilidade econômica pode ser avaliada a partir do cálculo do Valor Presente Líquido (VPL) e do tempo de retorno do investimento (*Payback*).

A Figura 26 apresenta a distribuição dos custos dos equipamentos por etapa de tratamento para cada uma das rotas.

Figura 26: Análise do custo dos equipamentos por etapa de tratamento.



Fonte: autoria própria.

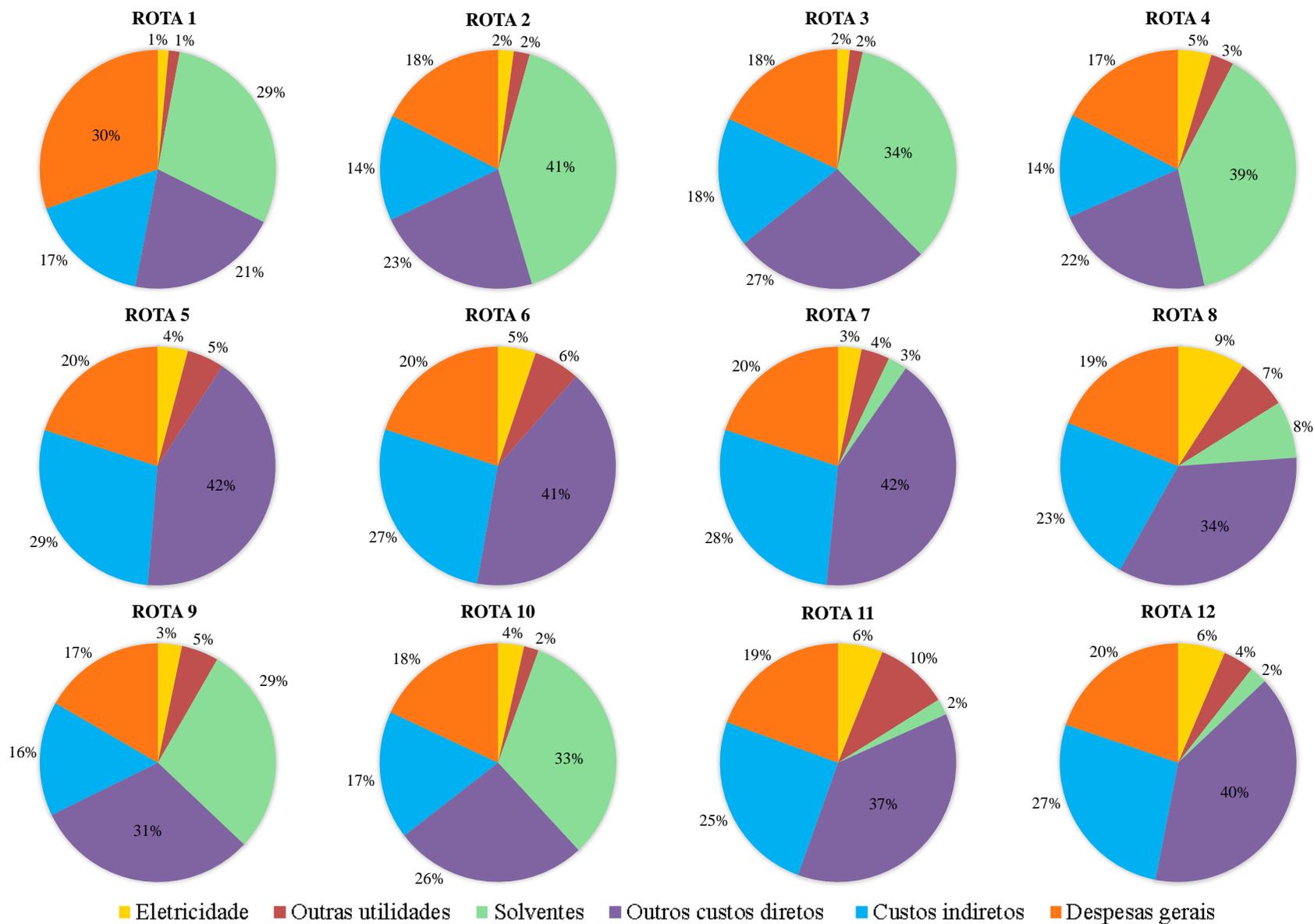
No gráfico da Figura 26 identifica-se em todas as rotas estudadas que o maior custo é relativo à etapa reacional. Isso se deve, principalmente, a uma alta carga volumétrica de entrada de vinhaça nos reatores, fazendo-se necessária uma bateria de 10 reatores para a conversão desejada do efluente escolhido.

Outra etapa que se destaca é a de remoção de água. Para entender o motivo que encarece essa fase do tratamento, pode-se analisar as rotas que utilizam alternativas em comum. Nos processos 1 a 4, 9 e 10 há a absorção com TEG, onde o custo de aquisição desse solvente é alto, principalmente devido ao grande volume necessário. De fato, comparando-se as rotas, o investimento inicial no processo de desidratação com solvente TEG é muito superior ao investimento inicial das demais alternativas de remoção de água. Vale ressaltar que nessa etapa há dois estágios de tratamento, sendo um deles a condensação, que realiza a secagem parcial em todas as rotas.

O gráfico também indica que, independente das tecnologias usadas (3a, 3b e 3c), a remoção conjunta de  $H_2S$  e  $CO_2$  é sempre menos onerosa que a remoção em separado em termos de custo de capital. Isso acontece devido ao menor custo com equipamentos que uma única etapa requer em relação a duas etapas somadas.

A Figura 27 apresenta a distribuição dos custos de produção para as diferentes rotas.

Figura 27: Análise do custo de produção.



Fonte: autoria própria.

Os gráficos de custo de produção da Figura 27 mostram a distribuição dos gastos após a partida da planta, que incluem despesas operacionais, despesas gerais, custos diretos e indiretos. Em todas as 12 rotas destaca-se a categoria “outros custos diretos”, que representa gastos com mão de obra, supervisão técnica, laboratório e patentes, manutenção e reparos, e suprimentos operacionais.

Observa-se que nas Rotas 1 a 4, 9 e 10 o custo de produção que se evidencia é o de solventes. As Rotas 1 a 3, 9 e 10 apresentam um gasto de 100 % relacionado ao TEG, enquanto na Rota 4 há uma pequena parcela de 10 % de DEA. Já as Rotas 5 a 9, 11 e 12 possuem maiores gastos com manutenção e reparos, que equivalem em média a 57 % da categoria “outros custos diretos”. Vale ressaltar que o CMR corresponde a 6 % do investimento fixo.

Para o cálculo do VPL e do *Payback*, foi considerado um horizonte de operação de 20 anos e a Taxa Mínima de Atratividade (TMA) utilizada foi de 10 %. Os resultados obtidos se encontram na Tabela 28.

Tabela 28: Resultado da análise de viabilidade do investimento no Cenário Base.

Rotas	VPL (US\$)	Payback (anos)
1	-11.001.593,06	>20
2	-7.306.766,49	>20
3	-12.328.891,76	>20
4	-13.228.575,18	>20
5	29.955,87	20
6	5.031.567,86	11
7	9.442,29	20
8	-890.241,13	>20
9	-13.957.647,87	>20
10	-3.090.779,06	>20
11	-2.934.126,85	>20
12	-3.090.779,06	>20

Fonte: autoria própria.

As Rotas 5 a 7 foram as únicas que apresentaram um VPL positivo, sendo economicamente viável, mas não interessantes, uma vez que todas apresentam um alto tempo de retorno. A Rota 6 apresenta um retorno no 11º ano da planta, as Rotas 5 e 7 no 20º ano de operação, e as demais não tiveram um retorno dentro do horizonte de operação, o que indica a inviabilidade prática dessas plantas.

Do Cenário Base conclui-se que, no contexto econômico avaliado, as melhores alternativas processuais para o tratamento do biogás seriam adsorção com sílica gel (2b; para remoção de água) e absorção com solução de Fe/EDTA (3b; para remoção conjunta de H<sub>2</sub>S e CO<sub>2</sub>). Desse modo, a rota que apresentou o melhor resultado econômico foi a Rota 6, que combina essas tecnologias.

## 7.2. Cenário 1

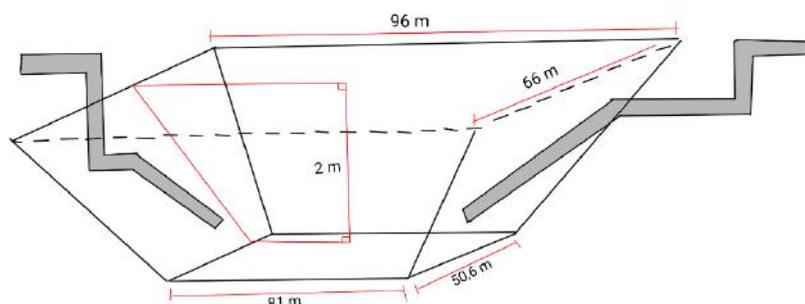
Esse cenário visa diminuir o elevado investimento total que fica evidenciado nas Tabela 26 e Tabela 27. Com a necessidade de um investimento total médio de US\$ 18.600.000 para a implementação de uma planta dessa magnitude, optou-se por realizar um estudo complementar visando reduzir esse alto valor e, como evidenciado na Figura 26, salienta-se que os reatores são os equipamentos que encarecem consideravelmente

essa planta.

Diante do exposto na Seção 2.3.2, que trata dos biodigestores, uma opção de baixo custo e simplicidade operacional são as lagoas anaeróbicas.

Para o dimensionamento e análise econômica deste reator utilizou-se dados da literatura. De acordo com von Sperling (2006), a taxa de conversão a uma temperatura de aproximadamente 30 °C, com um tempo de retenção de 3,5 dias, é em torno de 70 %, o que não interfere significativamente no gás gerado visto que foi utilizada uma taxa de conversão de 71 % para o reator UASB. Seguindo os critérios de construção e realizando-se uma estimativa de custo através de uma extrapolação linear do projeto da Empresa de Pesquisa Agropecuária e Extensão Rural de Santa Catarina (EPAGRI), foram obtidas as dimensões descritas na Figura 28 e o valor final de US\$ 126.000 para a lagoa anaeróbica (RURAL, 2020).

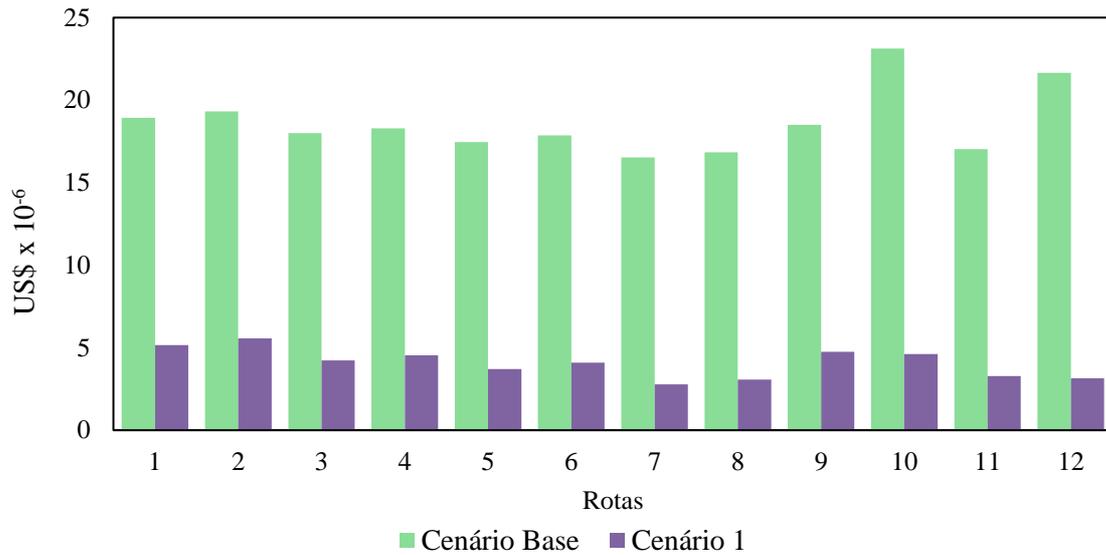
Figura 28: Dimensões da Lagoa Anaeróbica.



Fonte: autoria própria.

Com essa mudança no projeto, o custo dos reatores, que inicialmente era de mais de US\$ 2.400.000, passa a ser de US\$ 126.000, representando uma queda de 94,80 % no custo do reator e 76,85 % em média no custo de capital das rotas, como pode ser visto na Figura 29.

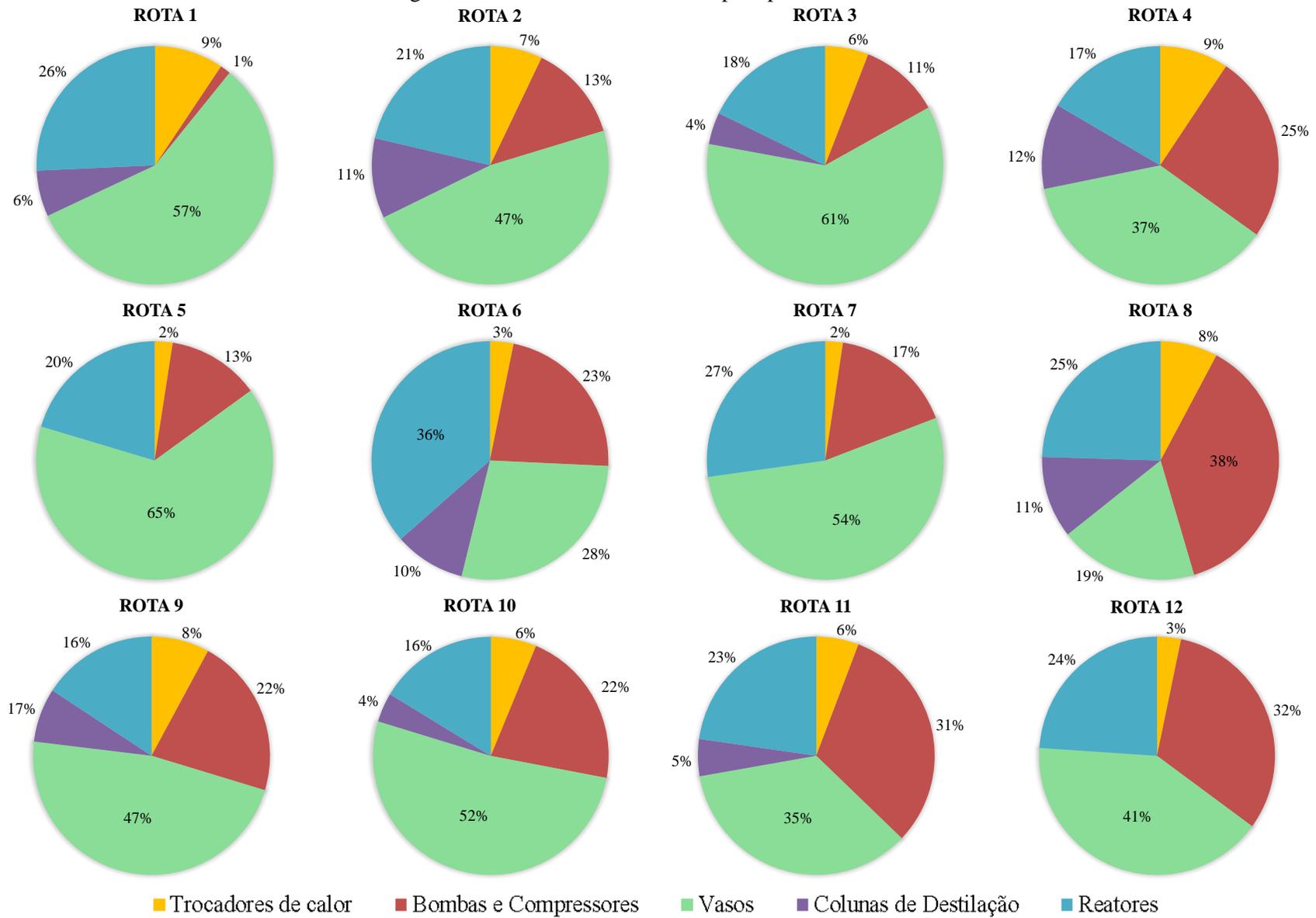
Figura 29: Custo de Capital dos cenários Base e 1 de cada uma das rotas.



Fonte: autoria própria.

Conforme explicitado na Figura 29, a mudança no tipo de reator impacta significativamente no custo de capital. Com o custo do reator no Cenário Base sendo tão maior que os outros equipamentos, este se destacou deixando em segundo plano a comparação entre os processos de purificação. Com isso, foi feita uma segunda análise do custo de capital na Figura 30, agora para o Cenário 1, onde é possível identificar melhor o impacto de cada equipamento no orçamento.

Figura 30: Gráficos dos custos de capital para o Cenário 1.



Fonte: autoria própria.

Com o uso da lagoa anaeróbica chega-se a uma diferente distribuição de gastos com os equipamentos, sendo possível observar que vasos, bombas e compressores ganham destaque nesse novo contexto.

Em todas as Rotas há destaque para os vasos adsorvedores e *flash*, o que se dá por serem mais numerosos. Já as Rotas 4 e 8 a 12 possuem um destaque também em bombas e compressores. As Rotas 4 e 8 também possuem esse gasto elevado, pela presença do processo de absorção com DEA (3c), no qual a coluna deve receber as correntes em alta pressão. Nas Rotas 9 e 11, há a lavagem com água que também requer pressões elevadas. E, por fim, as Rotas 10 e 12 devido à presença do processo de PSA (4b), onde há um ciclo com alternância de pressão.

A fim de se realizar uma nova análise de viabilidade do investimento utilizando os mesmos parâmetros usados no Cenário Base, o VPL e o *Payback* foram calculados para o Cenário 1 resultando nos dados da Tabela 29.

Tabela 29: Resultado da análise de viabilidade do investimento no Cenário 1.

Rota	VPL (US\$)	<i>Payback</i> (anos)
1	584.417,34	15
2	4.279.243,92	5
3	-742.881,36	>20
4	-1.642.564,77	>20
5	11.615.966,28	3
6	16.617.577,97	1
7	11.595.452,69	2
8	10.695.769,28	2
9	-3.686.450,50	>20
10	-2.224.001,67	>20
11	8.651.883,55	3
12	10.114.332,38	3

Fonte: autoria própria

Nesse novo cenário, 6 rotas apresentam retorno de investimento em no máximo 3 anos, reafirmando uma melhora significativa das plantas ao se substituir o reator UASB pela lagoa anaeróbica. Esse cenário indica que 50 % das rotas propostas são economicamente atraentes, e fica demonstrada a necessidade de adoção de lagoas anaeróbicas em aplicações industriais de grande porte. Também se reduz significativamente a quantidade de plantas

inviáveis, sendo estas as Rotas 3, 4, 9 e 10.

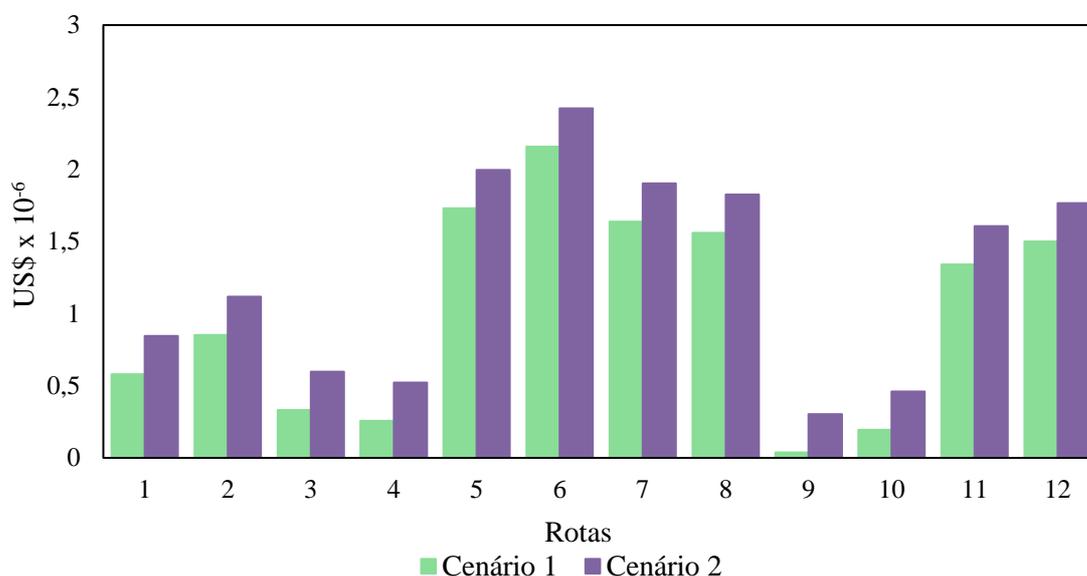
### 7.3. Cenário 2

Visto que no Cenário 1 o custo de capital é mais atrativo que no Cenário Base, as análises para o Cenário 2 levarão em consideração uma lagoa anaeróbica no lugar dos reatores UASB. O custo elevado de produção está relacionado à complexidade dos processos, isto é, quanto mais processos, mais equipamentos e mais mão de obra necessária, o que contribui para o encarecimento da planta. Com o intuito de reduzir o custo de produção, o Cenário 2 apresenta as mesmas 12 rotas, porém com a exclusão da etapa de remoção parcial de água por condensação (1b). Em geral, essa remoção parcial é um tratamento preliminar e opcional que visa facilitar as etapas seguintes de secagem. Para esse estudo não é necessária a análise de custo de capital, já que o mesmo varia pouco com essa alteração.

A exclusão da etapa de Condensação (1b) poderá ter impacto nos custos do segundo estágio de remoção de água, uma vez que menos uma etapa significa um maior rigor requerido posteriormente. Porém este efeito não foi investigado.

A Figura 31 apresenta um comparativo dos Cenários 1 e 2, evidenciando que retirar o processo preliminar de secagem pode ser uma boa opção para reduzir os custos de produção de qualquer uma das rotas escolhidas.

Figura 31: Lucro Líquido Anual comparativo das 12 rotas.



Fonte: autoria própria.

Para fins comparatórios e de análise da viabilidade do investimento neste cenário, foram realizados os cálculos de VPL e *Payback* nos mesmos moldes apresentados no Cenário Base e Cenário 1. Estes resultados se encontram descritos na Tabela 30.

Tabela 30: Resultado da análise de viabilidade do investimento no Cenário 2.

Rotas	VPL (US\$)	<i>Payback</i> (anos)
1	3.298.602,25	7
2	9.326.344,49	1
3	4.452.134,51	2
4	1.071.620,13	11
5	14.330.151,18	2
6	19.331.762,87	1
7	14.309.637,60	2
8	13.409.954,18	2
9	-972.265,59	>20
10	490.183,24	15
11	11.366.068,46	2
12	12.828.517,29	2

Fonte: autoria própria.

Como se pode observar, há 8 rotas com *Payback* inferior a 3 anos de operação. Além disso, há 3 rotas que não são um investimento interessante, pois suas receitas anuais não são suficientes para retornar o valor investido em até 3 anos. Nesse novo cenário, 92 % das rotas propostas no presente trabalho são viáveis, com exceção da Rota 9. Vale ressaltar que o tempo de retorno do investimento em todas as rotas é significativamente menor.

### 7.3.1. Cenário 2.1

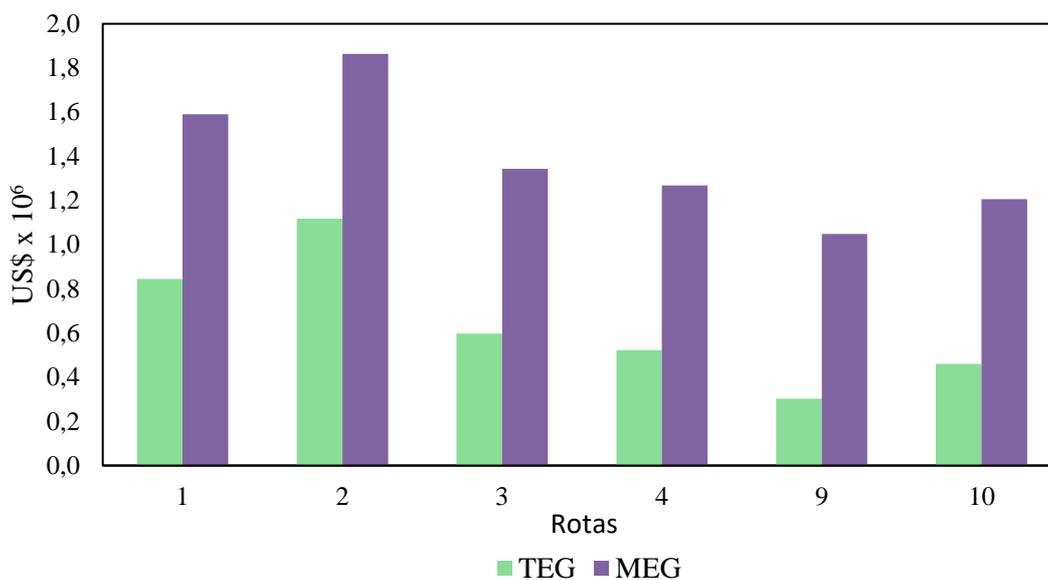
Este cenário visa solucionar o que torna inviável a Rota 9 e não atrativas as Rotas 1, 4 e 10 no Cenário 2, que é a desidratação com TEG (2a), já apontada como a alternativa processual mais cara depois dos reatores UASB. Então, a fim de tornar essas rotas competitivas faz-se necessária a busca por formas de aprimorar essa etapa.

Uma alternativa é a substituição do solvente utilizado. Apesar de apresentar uma eficiência de 99,9 % de remoção de H<sub>2</sub>O (SEVERIANO, 2018), o TEG apresenta o valor mais elevado entre os glicóis, sendo de 1,58 US\$/kg no mercado nacional em dados atuais (COMEX STAT, 2019). MEG (monoetilenoglicol) é um substituto promissor, visto que ele já é bastante utilizado na indústria segundo Telles (2017). O seu preço é de aproximadamente 0,5 US\$/kg considerando o mercado nacional (COMEX STAT, 2019). Quando comparadas suas eficiências, de 99,9 % para o TEG e 93,13 % para o MEG (CASTRO *et al.*, 2019), essa diferença não implica significativamente na pureza do produto final obtido, mantendo-o dentro dos padrões da ANP.

Portanto, a partir dessas informações da literatura e considerando que a diferença de eficiência não impacta no produto final, fez-se uma avaliação econômica considerando o custo do novo solvente, MEG, a vazão similar à do TEG para fins de comparação.

Na Figura 32 estão dispostos os valores de Lucro Líquido Anual das rotas que apresentam o processo de remoção de H<sub>2</sub>O com TEG e seu comparativo trocando o solvente para MEG. Ressalta-se que as Rotas 2 e 3 apesar de possuírem absorção com TEG na etapa de secagem, são atrativas por apresentarem a venda de enxofre elementar como subproduto e por fazerem uso de processos menos onerosos nas outras etapas de tratamento do biogás.

Figura 32: Lucro Líquido Anual para absorção com TEG e MEG.



Fonte: autoria própria.

Na Figura 32 fica evidenciado o impacto do valor do solvente no lucro da planta como um todo. Todas as rotas apresentaram uma melhora significativa no valor final do LLA e isso impacta diretamente na viabilidade dessas rotas. De forma a entender melhor o impacto dessa substituição, a Tabela 31 traz os valores de VPL e o tempo de retorno atualizado com a alteração do solvente.

Tabela 31: Resultado da análise de viabilidade do investimento no Cenário 2.1.

Rotas	VPL (US\$)	Payback (anos)
1	9.648.292,17	3
4	7.421.310,05	4
9	4.325.646,16	5
10	6.839.873,16	4

Fonte: autoria própria.

É visível que a mudança no solvente é uma solução muito eficiente já que, conforme citado, o etilenoglicol é um solvente comumente usado na indústria de gás natural para realização da desidratação do gás, e apresenta valores muito mais atrativos. Todas as rotas passaram a apresentar viabilidade, embora somente a Rota 1 se possa ser considerada de fato economicamente interessante (*Payback* inferior a 3 anos).

## 8. CONCLUSÃO

No presente trabalho, foi simulada no *software* Aspen Plus® v8.8 a produção e a purificação do biogás a partir da biodigestão anaeróbica da vinhaça. A produção foi estimada de acordo com a média nacional de 125 m<sup>3</sup>/h de vinhaça, produzindo 1.077 m<sup>3</sup>/h de biogás. Os balanços de massa e energia foram resolvidos com o simulador comercial e os dados foram utilizados para o dimensionamento dos equipamentos de acordo com a metodologia apresentada no Capítulo 5. Com as especificações dos equipamentos e vazões do processo, foi feita a avaliação econômica de acordo com a metodologia detalhada no Capítulo 6 para a realização da comparação entre as diferentes alternativas de purificação do biogás e visando determinar a viabilidade econômica das plantas.

No Cenário Base, 9 das 12 plantas apresentaram inviabilidade econômica, pois obtiveram um LLA negativo se for considerado um preço para o produto final em conformidade com o mercado. As demais rotas apresentam um tempo de *Payback* maior que 10 anos, não sendo economicamente competitivas. Concluiu-se que esse fato se devia ao elevado custo dos reatores UASB utilizados. Desse modo, dois outros cenários foram propostos.

Para o Cenário 1, os reatores UASB foram substituídos por uma lagoa anaeróbica. Essa mudança resultou em uma melhora significativa, com 8 rotas vindo a apresentar viabilidade econômica, sendo 6 dessas atrativas em termos de *Payback*. Visando tornar mais rotas interessantes, foi criado o Cenário 2, em que foi retirada a etapa preliminar de secagem por condensação. Com essa mudança, 11 das 12 rotas se tornaram economicamente viáveis, sendo as Rotas 2, 3, 5 a 7, 11 e 12 economicamente atrativas e a Rota 9 inviável. Para as demais plantas que no Cenário 2 não eram interessantes - Rotas 1, 4, 9 e 10 -, foi concluído que o solvente TEG era responsável pela não atratividade. Portanto, foi verificado o potencial de sua substituição por MEG no Cenário 2.1, o que reduziu os custos de produção, melhorando o LLA das plantas e, conseqüente, tornando-as mais competitivas.

Em resumo, para a etapa reacional, onde ocorre a conversão da vinhaça a biogás, a alternativa que se torna mais atrativa do ponto de vista econômico é a lagoa anaeróbica. Para a purificação do biogás a biometano deve-se remover água, H<sub>2</sub>S e CO<sub>2</sub>. Para a etapa de remoção de água, verificou-se que o melhor tratamento é a adsorção com sílica gel. Para a remoção de H<sub>2</sub>S e CO<sub>2</sub>, concluiu-se que a utilização de apenas um tratamento para remoção

simultânea é mais indicado. Dentre os tratamentos que realizam a purificação destes em conjunto, a absorção com Fe-EDTA apresentou o melhor resultado econômico. Portanto, a partir dos estudos realizados, pôde-se concluir que a Rota 6 apresentou o melhor resultado. Essa rota possui um *Payback* no primeiro ano de operação, com Investimento de 3,6 milhões de dólares e Lucro Líquido Anual de 1,99 milhões de dólares. Vale ressaltar que essas conclusões se limitam ao contexto econômico analisado, considerando-se o valor de preço médio do produto final em conformidade com o mercado de gás atual.

## 9. REFERÊNCIAS

- ABEGÁS, R. **Gás Verde inaugura unidades de biogás no Rio**. Disponível em: <<https://www.abegas.org.br/arquivos/73011>>. Acesso em: 25 abr. 2020.
- ABREU, É. F. **Estudo da Diversidade Microbiana Metanogênica em Reatores UASB Tratando Esgoto Sanitário**. Programa de Pós-Graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos, p. 105, 2007.
- ANEEL. **Relatórios de Consumo e Receita de Distribuição**. Disponível em: <<https://www.aneel.gov.br/relatorios-de-consumo-e-receita>>. Acesso em: 6 jun. 2020.
- AQUINO, S. F.; SILVA, S. Q; CHERNICHARO, C. A. L. **Considerações práticas sobre o teste de demanda química de oxigênio (DQO) aplicado a análise de efluentes anaeróbios**. Engenharia Sanitária e Ambiental, v. 11, p. 295-304, 2006.
- BARROS, V. G. ; DUDA, R. M.; OLIVEIRA, R. A. **Biomethane production from vinasse in upflow anaerobic sludge blanket reactors inoculated with granular sludge**. Brazilian Journal of Microbiology, v. 47, n. 3, p. 628–639, 2016.
- BONATTO, I. C. **Remoção de H<sub>2</sub>S através de adsorção por carvão ativado**. 2013, Universidade Federal de Santa Catarina, Brasil.
- BRASIL. Ministério de Minas e Energia. **Boletim Mensal de Acompanhamento da Indústria de Gás Natural**. Edição nº 164, outubro de 2020, Brasil. 2020.
- CAPASSI, C. M., COSTA, J. C., CANTIL, M. E. S., NAVARRO, R. S., ROMERA, Y. F., SUBTIL, E. L., & CHAGAS, R. K. **Dimensionamento de um reator UASB para o tratamento de águas residuárias de suinocultura**. InterfacEHS, v. 8, n. 2, 2013.
- C. F. CARNIATO, G. F. LOPES, L. M. M. JORGE, P. R. PARAÍSO. **Modelagem e Simulação da Produção de Biogás a Partir da Vinhaça de uma Destilaria de Etanol**. p. 2695–2701, 2019.
- CASTRO, K. P. T., SILVA, G. F., ALVES, R. N., CESAR, J. F., & PENEDO, P. L. M. **Simulação da desidratação do gás natural, com o uso do solvente etileno glicol**. Brazilian Journal of Development, v. 5, n. 10, p. 20297–20303, 2019.
- CERVEIRA, G. S. **Remoção de CO<sub>2</sub> do biogás por permeação em membranas**. Universidade Federal do Rio de Janeiro, Brasil, p. 136, 2016.

COLTURATO, L. F. D. D. B. **Dessulfuração de Biogás da Metanização da Vinhaça: Uma Nova Abordagem para Remoção de Altas Concentrações de H<sub>2</sub>S**. Universidade Federal de Minas Gerais, p. 224, 2015.

COMEX STAT. **Exportação e Importação Geral**. Disponível em: <<http://comexstat.mdic.gov.br/pt/geral>>. Acesso em: 15 jun. 2020.

COSTA, R. F. S. **Produção de Biogás a partir de vinhaça**. Fundação Educacional do Município de Assis Produção De Biogás a Partir De Vinhaça. p. 62, 2014.

CRISTIANO, D. M. **Remoção de H<sub>2</sub>S com Óxido de Ferro Nanoestruturado para fins de Purificação do Biogás**. Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, p.160, 2015.

CRUZ, L. F. L. S. **Viabilidade técnica/econômica/ambiental das atuais formas de aproveitamento da vinhaça para o setor sucroenergético do estado de São Paulo**. p.138 Universidade de São Paulo, 2011.

DALPAZ, R. **Avaliação energética do biogás com diferentes percentuais de metano na produção de energia térmica e elétrica**. Universidade do Vale do Taquari, p.91, 2019.

ELAIUY, M. L. C. **Biodigestão anaeróbia da vinhaça de cana-de-açúcar: abordagem do modelo ADM1 e eficiência de biodegradação no solo**. Universidade Estadual de Campinas, São Paulo, p. 162, 2016.

FAHIM, N. A.; AL-SAHHAF, T. A.; ELKILANI, **Petroleum and Gas Field Processing** 1ed, Nova York, CRC Press, 2003.

FERNANDES, G.; MARIANI, L. **O alto potencial de produção e uso fará do biogás a próxima fronteira da energia renovável no brasil?** FGV Energia, p. 1–12, 2019.

FOLHANIT. **Morro do Céu Terá Usina de Biogás**. Disponível em: <<https://www.folhanit.com.br/2019/08/24/morro-do-ceu-tera-usina-de-biogas/>>. Acesso em: 25 abr. 2020.

FRARE, L. M.; GIMENES, M. L.; PEREIRA, N. C. **Processo para remoção de ácido sulfídrico de biogás**. Engenharia Sanitaria e Ambiental, v. 14, n. 2, p. 167–172, 2009.

FREDDO, A. **Estudo da remoção de dióxido de carbono e sulfeto de hidrogênio de biogás utilizando soluções absorvedoras**. Dissertação de Mestrado. Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Brasil, p.128, 2017.

FREITAS, Patricia A. M. **Adsorção de Di-2-piridil cetona saliciloilhidrazona (DPKSH) em sílica-gel**. Tese de Doutorado. Universidade de São Paulo.

GARCILASSO, V. P.; JUNIOR, A. D. N. F.; SANTOS, M. M.; JOPPERT, C. L. **Tecnologias de produção e uso de biogás e biometano**. v. 3, Synergia Editora, 1ª ed, São Paulo, 2018.

GLASSDOOR. **Salário mensal de Operador de Máquinas**. Disponível em: <[https://www.glassdoor.com.br/Pagamento-mensal/Raízen-Operador-De-Máquinas-Pagamento-mensal-E785355\\_D\\_KO7,27.htm](https://www.glassdoor.com.br/Pagamento-mensal/Raízen-Operador-De-Máquinas-Pagamento-mensal-E785355_D_KO7,27.htm)>. Acesso em: 3 fev. 2021.

GRANATO, E. F.; SILVA, C. L. **Geração de Energia elétrica a partir do Biogás**. p. 194, 2002. 4., Campinas. Disponível em: <[http://www.proceedings.scielo.br/scielo.php?script=sci\\_arttext&pid=MSC0000000022002000200006&lng=en&nrm=abn](http://www.proceedings.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=MSC0000000022002000200006&lng=en&nrm=abn)>. Acessado em: 25 de abril 2020.

HAMERSKI, F. **Partida de um reator anaeróbico de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) no tratamento de efluentes provenientes de uma indústria de laticínios**. Universidade Federal de Santa Maria, Brasil, p.77, 2012.

JIMBO, R. X. J **Avaliação Técnico-Econômico da Produção de 1,2-propanodiol a partir do glicerol**, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Brasil, p.108, 2018.

KOCH, F. F. **Avaliação da viabilidade técnica quanto a obtenção de biometano através da purificação de biogás em meio aquoso: um estudo de caso do projeto consórcio verde brasil**. Universidade do Vale do Taquari, Rio Grande do Sul, p.108, 2014.

LAMONICA, H. M. **Potencial De Geração De Excedentes De Energia Elétrica Com O Biogás Produzido a Partir Da Biodigestão Da Vinhaça Na Indústria Sucro-Alcooleira Brasileira**. ENCONTRO DE ENERGIA NO MEIO RURAL, 6., 2006, Campinas.

Disponível em:

<[http://www.proceedings.scielo.br/scielo.php?script=sci\\_arttext&pid=MSC0000000022006000200027&lng=en&nrm=abn](http://www.proceedings.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=MSC0000000022006000200027&lng=en&nrm=abn)>. Acessado em 25 de abril de 2020.

LUDOVICE, M. T. F. **Estudo do Efeito Poluente da Vinhaça Infiltrada em Canal Condutor de Terra sobre o Lençol Freático**, Universidade Estadual de Campinas, São Paulo, Brasil, p.117, 1997.

MAIA, D. C. S.; LENZI, G. G.; ARROYO, P. A.; FRARE, L. M.; GIMENES, M. L.; PEREIRA, N. C. **Desenvolvimento de um sistema para purificação de biogás utilizando**

**Fe/EDTA comk absorvente.** Engevista, p.219-231, 2015. Disponível em: <<https://periodicos.uff.br/engevista/article/view/9020>> Acessado em: 10 julho de 2020.

**.MARTIELLO, S. Avaliação da eficiência de um filtro de adsorção com carvão ativado na purificação de biogás proveniente da fração orgânica dos resíduos sólidos urbanos.** Universidade Federal de Rondônia, Porto Velho, Brasil, p.75, 2017.

**MEDEIROS, J. L.; ARAÚJO, O. Q. F.; VERSIANI, B. M. Modelagem e simulação de processos de purificação de gás natural com tecnologias combinadas em membranas.H2CIN,** Universidade Federal do Rio de Janeiro, Brasil, p. 70, 2008.

**MENDIETA, L. F. F. Estudo da absorção de H<sub>2</sub>S e CO<sub>2</sub> do gás combustível.** Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Rio Grande do Sul. p.35 , 2011.

**MONTEIRO, S. D. S. C. Produção de Biometano: Análise de Mercado e Estudo da Separação por PSA.** Universidade do Porto, Portugal, P.55, 2011.

**MOURA, M. B. T. Processo combinado para purificação do biogás por contactores com membranas e regeneração do líquido absorvente por eletrólise.** Centro universitário universitário FEI, São Bernardo do Campo, São Paulo, Brasil, p. 113, 2016.

**PARANHOS, J. F. Método dos Modelos Termodinâmicos Simplificados (MMTS): Uma Abordagem Eficiente para Descrever o Equilíbrio Líquido-Vapor.** Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, Brasil, p.78 , 2014.

**PERLINGEIRO, C. A. G. Biocombustíveis no Brasil: Fundamentos, aplicações e perspectivas.** Synergia, P. 135-167, 2014.

**RAÍZEN. Raízen inaugura planta de biogás e consolida portfólio de energias renováveis.** < <https://www.raizen.com.br/sala-de-imprensa/raizen-inaugura-planta-de-biogas-e-consolida-portfolio-de-energias-renovaveis>>. Acesso em: 16 de outubro de 2021.

**RAMOS, C. E. Concentração de vinhaça.** São Martinho, p. 35, 2015.

**REIS, L. Biogás no Brasil, história e perspectiva de futuro.** Disponível em: <<https://cibiogas.org/blog-post/biogas-no-brasil-historia-e-perspectiva-de-futuro/>>. Acesso em: 10 maio. 2020.

**RURAL, C. Confira como construir um biodigestor de baixo custo.** Disponível em: <<https://www.canalrural.com.br/noticias/pecuaria/tutorial-biodigestor-baixo-custo/>>. Acesso em: 6 de maio de 2020.

SCARLAT, N.; DALLEMAND, J. F.; FAHL, F. Biogas: Developments and perspectives in Europe. **Renewable Energy**, v. 129, p. 457–472, 2018.

SCHULTZ, E. L. Reforma do biogás. **Embrapa**, p. 35–40, 2014.

SEIDER, W. D.; SEADER, J. D.; LEWIN, D. R. **Product and Process Design Principles : Synthesis, Analysis, and Evaluation**. Wiley, v.4, 2004.

SEVERIANO, F. M. C. **Estudo da desidratação do gás natural por absorção**. Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Rio Grande do Norte, Brasil, p.44, 2018.

SILVA, M. A. S.; GRIEBELER, N. P.; BORGES, L. C. **Uso de vinhaça e impactos nas propriedades do solo e lençol freático**. Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental, v. 11, n. 1, p. 108–114, 2007.

SILVEIRA, S. V. **Remoção de poluentes gasosos por adsorção - Tratamento Numérico**. Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, Brasil, p.128, 2001.

SOUSA, E. A. F. **Simulador do reator UASB para conversão de vinhaça em biogás**. Universidade Federal do Triângulo Mineiro, Uberaba, Brasil, 2014.

Tecnocampo-Agronegócio. **Preço do Enxofre Elementar**. Disponível em: <<https://www.mercadolivre.com.br/perfil/TECNOCAMPO-AGRONEGOCIO>>. Acesso em: 6 jun. 2020.

TELLES, G. **Construção de um mini-biodigestor para fins didáticos**. Universidade Federal da Grande Dourados, Dourados, Mato Grosso do Sul, p.120, 2017.

TOWLER, G.; SINNOTT, R. **Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design**. Elsevier Inc., 2008.

TURTON, R., BAILIE R. C., WHITING, W. B., SHAEIWITZ J. A., **Analysis, Synthesis and Design of chemical processes**, 3 ed., Boston, Estados Unidos, Prentice Hall,

TUNES, C. R. **Produção de biogás a partir da digestão anaeróbica de efluentes orgânicos em reator uasb**. Universidade Federal do Tocantins, Tocantins, Brasil, p. 75, 2017.

VERSIANI, B. M. **Desempenho de um Reator UASB Submetido a Diferentes Condições Operacionais Tratando Esgotos Sanitários do Campus da UFRJ**, Rio de Janeiro, Brasil, p. 78, 2005.

VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**, v.1, editora UFMG, 1996.

YOUNG, A. F. **Comparação de Rotas Consolidadas para a Produção de Biodiesel a partir dos Óleos de Soja e de Dendê via Catálise Homogênea Alcalina**, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, Brasil, p. 108, 2015.