

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS
CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA

Gustavo Cestari Morales

ANÁLISE TÉCNICO-ECONÔMICA DE
TECNOLOGIAS PARA DESTINAÇÃO DA VINHAÇA

SÃO CARLOS -SP

2024



ANÁLISE TÉCNICO-ECONÔMICA DE TECNOLOGIAS PARA DESTINAÇÃO DA VINHAÇA

Trabalho de conclusão de curso apresentado ao Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal de São Carlos, para obtenção do título de bacharel em Engenharia Química.

Orientador: Prof^o Dr. André Bernardo

São Carlos-SP

2024

AGRADECIMENTOS

Gostaria de expressar minha profunda gratidão a todas as pessoas que tornaram possível a conclusão deste trabalho.

Primeiramente, agradeço de coração aos meus pais, Elaine e Renato, pelo amor incondicional, apoio inabalável e por serem minha inspiração diária. Aos meus avós Felipe, Angelica, Miguel e Luzia, pela sabedoria, incentivo e exemplos de vida que sempre me guiaram.

Agradeço também aos meus queridos tios, padrinhos, primos e primas, cujo suporte e encorajamento foram fundamentais.

Aos meus amigos de graduação, Zarif, Tuic, Ale, Buxexa, Marília, Leo, Sheetos, Raposo e Polar, agradeço por compartilharem risos, desafios e momentos memoráveis durante estes anos. Vocês foram não apenas colegas, mas uma verdadeira fonte de apoio e amizade.

Um agradecimento especial à minha esposa Bianca, por estar ao meu lado em todos os altos e baixos desta jornada. Sua compreensão, paciência e amor foram essenciais.

Aos amigos do PET (Programa de Educação Tutorial) e da SEQ (Semana de Engenharia Química), por compartilharem conhecimento, experiências e por contribuírem significativamente para minha formação.

Por fim, expresso minha gratidão a todos os docentes do Departamento de Engenharia Química, em particular ao professor André Bernardo, pela orientação acadêmica, insights valiosos e pelo incentivo constante ao meu desenvolvimento como estudante e profissional.

A todos vocês, minha mais sincera gratidão por fazerem parte desta conquista.

RESUMO

Este trabalho traz uma avaliação de viabilidade técnico-econômica de diferentes alternativas de destinação da vinhaça. Todas partem de simulações realizadas no software computacional DWSim versão 7.1.2. Atualmente, de modo majoritário, a vinhaça é destinada *in natura* para a fertirrigação da cana de açúcar. No entanto, existem alternativas que reduzem o custo de transporte e o impacto ambiental gerado com a disposição da vinhaça *in natura*, além de agregar valor com a geração de energia elétrica e créditos de descarbonização. As diferentes alternativas avaliadas incluem a concentração da vinhaça em 3, 4, 5 e 6 vezes o seu volume, onde cada nível de concentração foi considerado como uma alternativa distinta. Além disso, foram avaliadas a biodigestão da vinhaça *in natura* associada à cogeração, e a concentração (3x, 4x, 5x e 6x) seguida de biodigestão e cogeração. O objetivo da avaliação foi determinar se alguma dessas alternativas seria economicamente viável, utilizando como critério o tempo de retorno do investimento, considerando os custos capitais, operacionais e as receitas associadas. As análises também consideraram a sensibilidade às variações das commodities e do câmbio internacional. O uso da biodigestão e cogeração é viável apenas quando a vinhaça é concentrada, sendo gradativamente mais viável conforme a vinhaça tem seu volume reduzido, atingindo o menor valor de tempo de retorno em 8,7 anos. O uso da concentração de forma isolada é mais viável uma vez que a principal fonte de receita das alternativas é a redução do custo de transporte da vinhaça por caminhões tanque. Assim como na alternativa anterior, o tempo de retorno de investimento é gradativamente reduzido conforme a vinhaça é concentrada, atingindo o valor de 8,1 anos quando concentrada em 6X. O uso da vinhaça *in natura* para biodigestão é inviável não tendo um retorno do investimento em razão do alto custo de implementação, devido ao grande tamanho dos equipamentos.

Palavras-Chave: Vinhaça. Simulação. Biodigestão. Concentração. Análise Econômica.

ABSTRACT

This work presents a techno-economic feasibility assessment of different alternatives for vinasse disposal, all based on simulations performed using the DWSim software, version 7.1.2. Currently, vinasse is predominantly used untreated for fertigation of sugarcane. However, there are alternatives that can reduce transportation costs, and the environmental impact caused by the disposal of untreated vinasse, in addition to adding value through electricity generation and decarbonization credits. The different alternatives evaluated include vinasse concentration at 3, 4, 5, and 6 times its volume, where each concentration level was considered as a distinct alternative. Additionally, fresh vinasse biodigestion associated with cogeneration and concentration (3x, 4x, 5x, and 6x) followed by biodigestion and cogeneration were evaluated. The objective of the evaluation was to determine whether any of these alternatives would be economically viable, using payback time as criteria, considering capital and operational costs as well as the associated revenues. The analysis also considered sensitivity to commodity and international exchange rate fluctuations. The use of biodigestion and cogeneration is only viable when the vinasse is concentrated, becoming progressively more viable as its volume is reduced, reaching the lowest payback time of 8.7 years. The use of concentration alone is more viable, as the primary source of revenue from these alternatives comes from reducing the cost of transporting vinasse by tanker trucks. Similarly, the payback time is gradually reduced as vinasse concentration increases, reaching a value of 8.1 years when concentrated 6x. The use of untreated vinasse for biodigestion is unfeasible, with no return on investment due to the high implementation costs caused by the large equipment sizes required.

Keywords: Vinasse. Simulation. Biodigestion. Concentration. Economic Analysis.

Sumário

1. Introdução:.....	12
2. Revisão Bibliográfica:	14
2.1 Processo de Concentração do Caldo:	14
2.2 Fermentação Alcoólica:	14
2.3 Destilação:.....	15
2.4 Vinhaça:	15
2.4.1 Biodigestão da Vinhaça:	16
2.4.2 Concentração da Vinhaça:	17
2.5 Cogeração:	18
2.6 Transporte da Vinhaça por Caminhões Tanque:.....	18
2.7 Estimativa de Custo de Capital e Operacional:.....	19
2.7.1 Custo de Capital e Operacional unidade de Concentração:.....	19
2.7.2 Custo de Capital e Operacional da unidade de Biodigestão e Cogeração:	21
2.8 Paridade do Poder de Compra:	21
2.9 Valor Presente Líquido:	22
2.10 Créditos de Descarbonização (CBIO):	22
3. Metodologia:.....	23
3.1 Simulação:	23
3.1.1 Concentração do caldo:	24
3.1.2 Hidrólise e Fermentação:.....	25
3.1.3 Destilação:	26
3.1.4 Biodigestão da Vinhaça:	28
3.1.5 Geração de Energia Elétrica:	29
3.1.6 Concentração da Vinhaça:	30
3.2 Avaliação Econômica:	31
3.2.1 Estimativa do Custo Capital e Operacional:.....	31
3.2.2 Transporte por Caminhões Tanque:	33
3.2.3 Créditos de Descarbonização (CBIO):	34
3.2.4 Tempo de retorno (<i>Payback</i>):	35
4. Resultados e Discussão:.....	36
4.1 Resultados Simulação DWSim:	36
4.2 Resultados Análise Econômica:.....	38
5. Conclusão:	49

6. Referências: 50

Lista de Tabelas

Tabela 1: Composição química média para vinhaça do caldo.....	16
Tabela 2: Parâmetros para determinação do custo de capital dos evaporadores	20
Tabela 3: Custo de Operação e Manutenção	21
Tabela 4: Custos operacionais para unidade de biodigestão	21
Tabela 5: Condições do caldo clarificado.....	24
Tabela 6: Pressão e temperatura nos evaporadores de concentração do caldo.....	24
Tabela 7: Conversão para as reações no fermentador	26
Tabela 8: Disponibilidade de parâmetros termodinâmicos para o modelo NRTL para os pares binários da destilação do vinho.	27
Tabela 9: Configuração da coluna shortcut	27
Tabela 10: Condições da coluna shortcut	28
Tabela 11: Temperatura e pressão dos efeitos para cada redução de volume	31
Tabela 12: Dólar e Paridade de Poder de Compra entre EUA e Brasil em 2014	32
Tabela 13: Fator exponencial “n” – Planta com fluídos	32
Tabela 14: Valores de CEPCI por ano.....	32
Tabela 15: Condições dos evaporadores	36
Tabela 16: Composição do Vinho	36
Tabela 17: Condições da coluna de destilação	36
Tabela 18: Corrente de vinhaça	37
Tabela 19: Vazão de vinhaça, biogás e energia elétrica gerada para todas as rotas avaliadas	37
Tabela 20: Vazão perdida de ácido acético por estágio por cenário	38
Tabela 21: Custo capital para os valores de referência	38
Tabela 22: Custo capital dos quatro evaporadores corrigido pelo CEPCI	39
Tabela 23: OPEX corrigido para 2023	39
Tabela 24: Custo anual individual do motorista de caminhão tanque em real	39
Tabela 25: Variáveis para análise econômica.....	40
Tabela 26: Custo Capital em dólares das plantas de biodigestão e de cogeração para cada cenário de concentração.....	40
Tabela 27: Custo operacional em dólares por ano das plantas de biodigestão e de cogeração para cada cenário de concentração	41

Tabela 28: Receita em dólares por ano para venda de créditos de descarbonização, venda de energia elétrica e economia com o transporte da vinhaça para cada cenário de concentração	41
Tabela 29: Tempo de retorno do investimento em anos para cada uma das rotas	41
Tabela 30: Variáveis para análise econômica.....	45
Tabela 31: Tempo de retorno do investimento em anos para o melhor e pior cenário ..	45
Tabela 32: Tempo de retorno para cada uma das rotas utilizando o valor de energia elétrica renovável	46
Tabela 33: Número de caminhões tanque e emissão dos caminhões tanque em kg de CO ₂ por ano para todas as alternativas de concentração da vinhaça	47

Lista de Figuras

Figura 1: Esquema de um concentrador de vinhaça	18
Figura 2: Diagrama de blocos da simulação.....	23
Figura 3: Fluxograma concentração do caldo (1° e 2° efeito).....	25
Figura 4: Fluxograma de concentração do caldo (3° e 4° efeito)	25
Figura 5: Fluxograma da fermentação	26
Figura 6: Fluxograma de destilação	28
Figura 7: Fluxograma etapa de biodigestão.....	29
Figura 8: Fluxograma queima do biogás e geração de energia elétrica.....	30
Figura 9: Custos e Receitas – Concentração + Biodigestão + Cogeração.....	42
Figura 10: Custos e Receitas: Concentração	42
Figura 11: Distribuição das Receitas por Fonte: CBIO, Energia Elétrica e Economia de Transporte – Sem Concentrar	44
Figura 12: Distribuição das Receitas por Fonte: CBIO, Energia Elétrica e Economia de Transporte – Média Concentrando	44
Figura 13: Comparação entre o tempo de retorno para a energia renovável e a energia convencional.....	46
Figura 14: Impacto da concentração da vinhaça na emissão de CO ₂ dos caminhões tanque por ano.	47

Lista de Siglas

PIB – Produto Interno Bruto

DQO – Demanda Química de Oxigênio

DBO – Demanda Bioquímica de Oxigênio

UASB – *Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor*

CBIO – Crédito de Descarbonização

GEE – Gases causadores do Efeito Estufa

SRK – Soave Redlich-Kwong

NRTL – *Non Random Two Liquids*

LK – *Light Key*

HK – *Heavy Key*

CEPCI – *Chemical Engineering Plant Cost Index*

PPC – Paridade de Poder de Compra

VPL – Valor Presente Líquido

1. Introdução:

O Brasil segue como um dos líderes em produção de etanol no mundo. Em 2023 foram produzidos 34,5 bilhões de litros de etanol, contribuindo substancialmente para o PIB agrícola brasileiro, cerca de 1,7% o que, em valores absolutos, equivale a 20,4 bilhões de reais (ANP, 2024). Segundo o Ministério de Minas e Energia (2024), há uma tendência de expansão desse mercado, com a oferta podendo chegar a 48 bilhões de litros anuais até 2034, impulsionada pela expansão de programas governamentais de incentivo ao biocombustível, como o RenovaBio, que busca expandir o uso de biocombustíveis na matriz energética, e o Programa MOVER, que estimula a descarbonização em veículos leves.

Tendo em vista a abrangência do etanol no Brasil é preciso dar atenção aos subprodutos dessa cadeia produtiva. Um dos principais é a vinhaça, que desempenha um papel muito importante na produção da cana de açúcar. A presença de grandes quantidades de fósforo, potássio e nitrogênio fazem da vinhaça um ótimo fertilizante e, já que é composta por 97% de água pode ser diretamente aplicada no campo na forma de fertirrigação *in natura* (Marques et al., 2006).

Apesar dos seus benefícios, a aplicação da vinhaça por meio da fertirrigação tem seus riscos e deve ser feita conforme a Norma Técnica CETESB P4.231, para evitar contaminação dos recursos hídricos e deterioração do solo (CETESB, 2014). O não cumprimento da norma pode resultar na alteração de características químicas e físicas do solo, como, a salinização do solo e a contaminação de águas subterrâneas devido a lixiviação de nutrientes (Silva et al., 2005). Tendo em vista estes riscos, e altos custos associados ao transporte e manejo da vinhaça, é importante avaliar alternativas e possibilidades disponíveis para destinação desse subproduto.

Um dos cenários possíveis é a utilização de biodigestores, que empregam microrganismos para degradar a matéria orgânica da vinhaça e gerar biogás, rico em metano (CH₄). Uma das vantagens dessa tecnologia é a possibilidade de ser executada diretamente no local de produção. Esse processo gera gás combustível possibilitando recuperação de energia. Além disso, o lodo residual da biodigestão da vinhaça pode ser utilizado como um fertilizante, com pH quase neutro, preservando o potássio e outros nutrientes minerais presentes na vinhaça *in natura*. Adicionalmente, a demanda química de oxigênio (DQO) do efluente gerado é menor em comparação a vinhaça, sendo da

ordem de 5000 ppm enquanto a vinhaça tem valores superiores a 22 kg/m³ (Santos; Borém; Caldas, 2015, p. 379.).

De acordo com Silva et. al (2015, p. 15, apud Sousa 2018, p. 36) outra tecnologia, eficaz para a redução do volume da vinhaça e, por consequência, redução dos custos de transporte da usina para campo, é a concentração da vinhaça em múltiplos efeitos de evaporação. Uma vantagem de construir a planta de concentração anexa a destilaria é de que todo vapor necessário neste processo pode ser aproveitado da usina. Além disso, concentrar a vinhaça não altera suas características fertilizantes, mantendo a possibilidade de ela ser utilizada para fertirrigação ou biodigestão após ser concentrada (Amaral et al., 2016).

Tendo em vista que há diferentes formas de tratar a vinhaça, é importante verificar também a viabilidade econômica dessas alternativas. No presente trabalho foram realizadas simulações da concentração do caldo, fermentação alcoólica e destilação do vinho a fim de gerar uma vinhaça para a qual pôde ser avaliado diferentes cenários do seu uso, com o objetivo de avaliar tecnicamente e economicamente se existe alguma possibilidade viável, utilizando como critério o tempo de retorno do investimento. Para avaliação técnica contou-se com o auxílio do software de simulação de processos químicos *open source* DWSim v 7.1.2. Após obtenção da vinhaça as simulações foram realizadas seguindo as diferentes hipóteses:

- Unidade de biodigestão associada a uma planta de geração de energia elétrica (cogeração).
- Unidade de concentração, na qual o volume de vinhaça foi reduzido em 6x, 5x, 4x ou 3x.
- Unidade de concentração em conjunto a uma unidade de biodigestão associada a uma planta de geração de energia elétrica (cogeração).

Já para avaliação econômica considerou-se os custos capitais, operacionais e receitas para cada uma das alternativas e com o auxílio de uma planilha eletrônica buscou determinar o tempo de retorno do investimento.

2. Revisão Bibliográfica:

O capítulo de revisão bibliográfica trará uma fundamentação teórica que servirá de base para suportar o capítulo de metodologia do trabalho. A revisão tem como objetivo contextualizar o tema dentro do escopo do trabalho, discorrer sobre o processo simplificado da produção do etanol da cana de açúcar, sobre a biodigestão da vinhaça, geração de energia elétrica a partir do biogás, concentração da vinhaça e formas de se calcular as receitas e custos de implementação e operação dos equipamentos das tecnologias propostas.

2.1 Processo de Concentração do Caldo:

O caldo clarificado é o resultado da extração do caldo da cana de açúcar, após tratamento físico e químico, sua alta concentração de açúcares será fonte para produção de etanol na etapa de fermentação. No entanto, para aumentar o rendimento do processo é necessário concentrar o caldo, aumentando a quantidade de sólidos solúveis como o açúcar, de 15° Brix para 20°Brix.

A concentração do caldo é feita em evaporadores, costumeiramente em quatro ou cinco efeitos de vapor. Apenas uma parte do caldo é concentrada até 50°Brix, em razão do alto volume do caldo clarificado, e posteriormente, misturada com o restante do caldo com concentração de 15°Brix, resultando em um caldo com concentração 20°Brix. Esse caldo concentrado é chamado de mosto e será destinado para a etapa de fermentação (Dias, 2008).

2.2 Fermentação Alcoólica:

A fermentação do mosto é a etapa de conversão dos açúcares presente na mistura em etanol, realizada pelo microrganismo *Saccharomyces cerevisae*. O processo fermentativo se dá em condições de anaerobiose e as equações químicas podem ser descritas conforme abaixo.

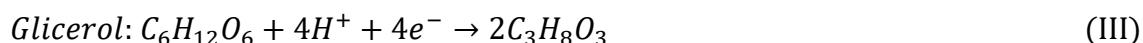
Inicialmente o mosto, rico em sacarose, é hidrolisado formando glicose, segundo a Equação I.

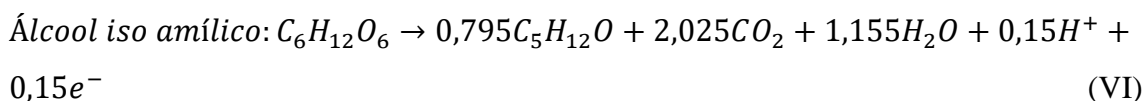
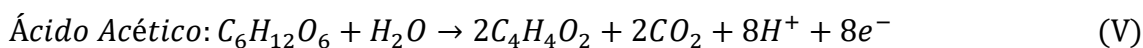
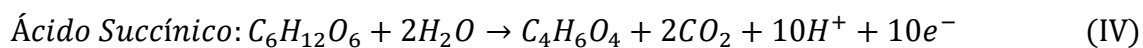


Já o etanol é produzido subsequentemente a partir da seguinte Equação II.



Além disso, são formados outros subprodutos durante a fermentação. A partir das seguintes Equações III, IV, V e VI.





Na indústria é observado uma conversão de aproximadamente 90% no produto de interesse, ou seja, o etanol. Essa mistura de álcoois, açúcares não convertidos e células é chamado de vinho e deve ser levado para uma etapa de separação a fim de obter o produto de interesse em sua forma comercializável (Dias, 2008).

2.3 Destilação:

O vinho resultante da fermentação apresenta ente 7% e 10% em massa de etanol. A destilação do vinho tem como objetivo purificar o etanol produzindo o álcool etílico hidratado que possui entre 92% e 94% de etanol em massa (ANP, 2005).

Um dos desafios desse processo, é que o sistema água-álcool forma um azeótropo quando a porcentagem mássica de etanol é de 95,6%. Um azeótropo é uma mistura de componentes que apresentam mesma concentração nas fases líquida e vapor no equilíbrio, impossibilitando o processo de separação além do ponto de azeotropia por destilação convencional (Smith, Van Ness e Abbott, 2005). Portanto, a máxima concentração de etanol que se pode chegar por meio da destilação convencional é de 95,6% em base mássica.

As colunas de destilação de usinas sucroalcooleiras utilizam costumeiramente a injeção direta de vapor no refeedor. Esse sistema mantém a coluna mais simples, apresenta uma maior eficiência energética e controle de temperatura mais preciso, entretanto, aumenta o volume do produto de fundo (Jacques; Lyons; Kelsall, 2003).

2.4 Vinhaça:

A vinhaça é obtida como produto de fundo na etapa de destilação do vinho, e gerada na proporção de 10 a 15 litros por litro etanol. Além do mal cheiro, a vinhaça apresenta baixo pH, entre 3,5 – 5,0, corrosividade alta, alto teor de potássio e grande risco para corpos hídricos devido às altas DBO (Demanda bioquímica de oxigênio) e DQO (Demanda Química de Oxigênio) (Andrade, 2009).

A composição da vinhaça pode variar em razão do momento da safra e método de destilação, mas em geral, possui aproximadamente 93% de água e 7% de compostos orgânicos e inorgânicos (Laime et al., 2011). A Tabela 1 apresenta valores típicos para a caracterização da vinhaça segundo (Santos; Borém; Caldas, 2015, p. 378.).

Tabela 1: Composição química média para vinhaça do caldo

Parâmetro	Valor
N (kg/m ³)	0,28
P ₂ O ₅ (kg/m ³)	0,20
K ₂ O (kg/m ³)	1,47
CaO (kg/m ³)	0,46
MgO (kg/m ³)	0,29
SO ₄ (kg/m ³)	1,32
DBO (kg/m ³)	13,38
DQO (kg/m ³)	22,06
Fe (ppm)	69,00
Cu (ppm)	7,00
Zn (ppm)	2,00
Mn (ppm)	7,00
pH	3,7

Fonte: Santos; Borém; Caldas (2015).

2.4.1 Biodigestão da Vinhaça:

A biodigestão anaeróbica da vinhaça ocorre em duas etapas: acidogênica e metanogênica. Na primeira, compostos orgânicos complexos são hidrolisados e oxidados, formando ácidos orgânicos como acético e propiônico, através da ação de bactérias anaeróbicas. Na fase metanogênica, esses ácidos são convertidos em metano e dióxido de carbono, resultando em biogás (Cortez, 2007).

No Brasil, é possível realizar a biodigestão da vinhaça em reatores UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*) sendo favorecida pela temperatura média anual das regiões produtoras de cana-de-açúcar, que variam entre 22 °C e 27 °C, chegando a 35°C no verão. Essas condições climáticas, predominantes nas regiões Sudeste, Centro-Oeste e Nordeste, proporcionam um ambiente propício para o processo de biodigestão anaeróbia (INMET, 2023; Chernicharo, 2007).

Além disso, operando em condições de temperatura entre 20 °C e 27 °C o reator UASB apresenta um rendimento de remoção de DBO de até 90% gerando um lodo estável (Chernicharo, 2007; Del Nery et al., 2018; Barbosa et al., 2022). O biogás resultante da biodigestão, por sua vez, pode ser tratado e aproveitado como fonte de energia na geração

de energia elétrica, diminuindo a necessidade de recursos não renováveis e contribuindo para o abatimento de emissões de gases do efeito estufa (GEE) (ANP, 2019).

No entanto, apesar de ser uma tecnologia validada tecnicamente, quando anexa a uma planta de etanol visando a biodigestão da vinhaça, seu alto custo de implementação e operação são uma barreira para a indústria. No Brasil há apenas um caso de um reator em escala industrial (5200 m³) anexo a uma refinaria que opera abaixo da sua capacidade plena (Santos; Borém; Caldas, 2015, p. 379.; Fuess et al., 2022; Moraes et al., 2014).

2.4.2 Concentração da Vinhaça:

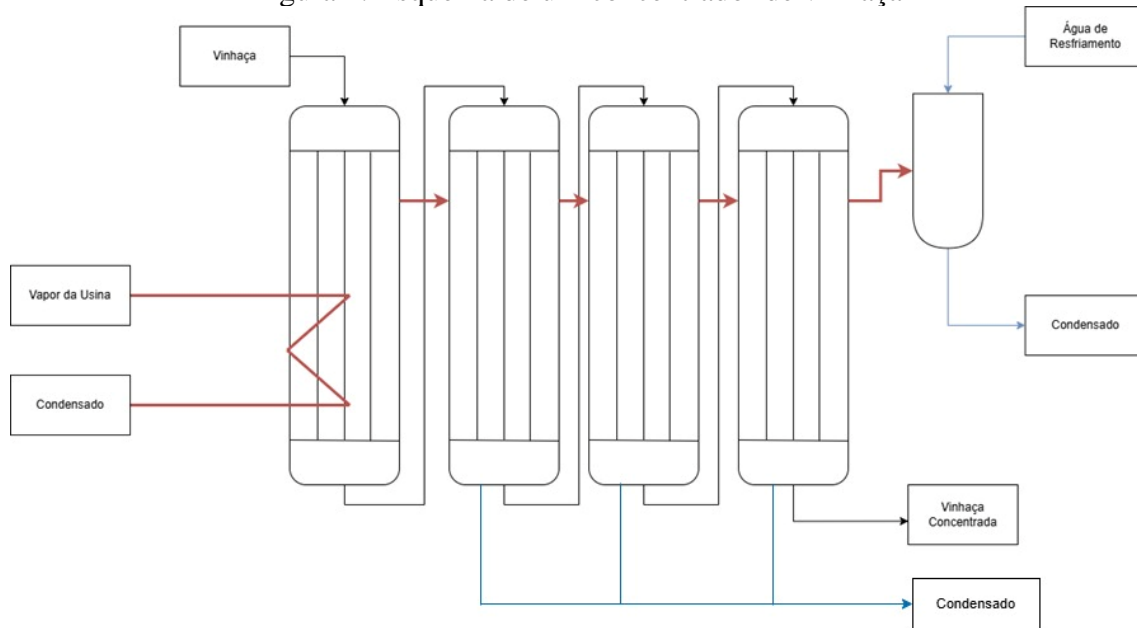
O emprego da concentração térmica da vinhaça é uma alternativa viável para reduzir os custos de seu manejo. De modo geral, no processo de concentração da vinhaça, são utilizados evaporadores de múltiplos efeitos (geralmente 4), o que reduz a quantidade de vapor necessário, em comparação a um sistema de efeito único. No entanto, embora o aumento do número de efeitos reduza a demanda energética para concentrar a vinhaça, isso também eleva os custos de capital e operacionais do equipamento (Nakashima, 2020).

Segundo Silva et al. (2015) e Fukushima et al. (2019), o funcionamento de um concentrador de vinhaça é simples. O vapor advindo do processo, podendo ser tanto da queima do bagaço (sistema de cogeração da usina) quanto da concentração do caldo, fornece energia térmica suficiente para evaporar a água presente da vinhaça, esse vapor gerado será utilizado no próximo efeito de evaporação como fonte de calor. A vinhaça concentrada no primeiro efeito é bombeada para o próximo efeito que conta com um vácuo parcial, tornando a temperatura de evaporação da água menor. Assim, o vapor gerado no efeito anterior tem energia térmica o suficiente para evaporar os compostos voláteis da vinhaça no segundo efeito. Esse processo é repetido até o quarto estágio de evaporação. A Figura 1 ilustra o processo de evaporação da vinhaça em múltiplos efeitos.

Contudo, segundo Nakashima (2020), o aumento da concentração de sólidos na vinhaça concentrada aumenta a ocorrência de incrustações dificultando a operação e manutenção destes equipamentos, elevando os custos operacionais.

A concentração da vinhaça já é uma tecnologia mais consolidada na indústria quando comparada a biodigestão. Existem diversos exemplos de aplicações que tiveram sucesso na indústria, como a aplicação de evaporadores de névoa turbulenta em usinas da Raízen e do Grupo São Martinho (Cherubin, 2018).

Figura 1: Esquema de um concentrador de vinhaça



Fonte: Acervo pessoal.

2.5 Cogeração:

Cogeração é a produção simultânea e sequencial de energia mecânica ou elétrica e energia térmica a partir de uma fonte de energia como o biogás, bagaço da cana, óleo combustível etc. É uma técnica que permite grande utilização da capacidade termodinâmica dos combustíveis e é amplamente empregada em usinas sucroalcooleiras (Pazian, 2004).

Segundo Pazian (2004), a energia térmica é gerada a partir da queima do biogás, utilizada para aquecer vapor que será a força motriz para geração da energia elétrica, os gases residuais podem ser aproveitados como utilidade quente no processo.

2.6 Transporte da Vinhaça por Caminhões Tanque:

Para a aplicação no campo, a usina utiliza veículos tanque que transportam a vinhaça diretamente da destilaria para os talhões, permitindo uma distribuição uniforme. Esse é o método mais amplamente utilizado para a dispersão da vinhaça (Silva, 2015).

A usina dispõe de caminhões com aproximadamente 45 m³ de capacidade que podem trabalhar em até três turnos. A média de consumo de combustível é de 1,7 litros de diesel por quilômetro percorrido e a distância máxima percorrida por cada caminhão é de 210 quilômetros por dia. Além disso, estima-se que a depreciação e manutenção dos caminhões fique em torno de R\$ 4.800,00 por mês (Oliveira, 2014).

Já os custos com os funcionários giram em torno de R\$ 3.352,42 cada por mês, contabilizados o salário, encargos e materiais de proteção individual. A estimativa do

número de funcionários é realizada com um fator de 1,2 para quando é trabalhado em um só turno, 2,4 para dois turnos e 3,6 para três turnos. A diferença de 0,2 funcionários serve de margem para contabilizar folgas e faltas. (Gomes, 2014).

2.7 Estimativa de Custo de Capital e Operacional:

O custo capital de uma unidade pode ser estimado a partir de uma unidade parecida com capacidade produtiva diferente, como mostra a Equação 1 (Perry, 1999).

$$C_2 = C_1 * \left(\frac{q_2}{q_1}\right)^n \quad (1)$$

Onde q_1 é a capacidade da unidade de referência, C_1 é o custo da unidade de referência, q_2 é a capacidade da unidade a ser estimada e C_2 é o custo estimado da unidade. O fator exponencial “n” depende do tipo da planta ou equipamento. Além disso, o custo estimado C_2 representará o custo da planta referente ao ano em que se tem disponível o valor de referência C_1 .

Para corrigir os valores no tempo utiliza-se o índice CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*) que leva em consideração a inflação ou deflação dos custos da indústria química norte-americana no passar dos anos.

$$C_{ano\ B} = C_{ano\ A} * \frac{CEPCI_{ano\ B}}{CEPCI_{ano\ A}} \quad (2)$$

Onde, $C_{ano\ B}$ é o custo da planta atualizado no tempo, $C_{ano\ A}$ é o valor da planta em um ano anterior, $CEPCI_{ano\ B}$ é o índice no ano desejável e $CEPCI_{ano\ A}$ é o índice no ano dos valores de referência.

No entanto, existem casos em que não se tem um valor de referência para a unidade produtiva inteira. Assim, é possível estimar estes valores através de correlações envolvendo os principais equipamentos que compõem o processo em questão.

2.7.1 Custo de Capital e Operacional unidade de Concentração:

O custo capital da unidade de concentração da vinhaça pode ser determinado através de correlações envolvendo os principais equipamentos (evaporadores). Todavia, as estimativas apresentam uma certa defasagem de custo em relação ao presente, sendo necessário corrigir temporalmente estes valores com auxílio do CEPCI segundo a Equação 2.

O custo dos evaporadores pode ser calculado através do programa CAPCOST (Peters, Timmerhaus & West, 2003), o qual utiliza a correlação apresentada na Equação 3.

$$CUSTO = 10^{[K_1 + K_2 * \log(S) + K_3 * \log(S)^2]} * Fp \quad (3)$$

Onde F_p é o fator de pressão apresentado na Equação 5, S é a área de troca térmica em m^2 e K são parâmetros da correlação individuais para cada equipamento, apresentados na Tabela 2.

$$Fp = 10^{[C1 + C2 * \log(P) + C3 * [\log(P)^2]} \quad (4)$$

Onde C_n são constantes apresentadas na Tabela 2 e P é a pressão em Bar.

Já a correção do CEPCI deve levar em consideração o CEPCI do ano de referência (2003). De acordo com a *Chemical Engineering Magazine* o CEPCI de 2003 era de 402.

Tabela 2: Parâmetros para determinação do custo de capital dos evaporadores

Parâmetro	Valor	Fonte
K_1	3,91	PETERS, TIMMERHAUS & WEST, 2003
K_2	0,86	PETERS, TIMMERHAUS & WEST, 2003
K_3	-0,01	PETERS, TIMMERHAUS & WEST, 2003
S – 1º Efeito (m^2)	143,5	CARVALHO, 2010
S – 2º Efeito (m^2)	1213,5	CARVALHO, 2010
S – 3º Efeito (m^2)	568	CARVALHO, 2010
S – 4º Efeito (m^2)	818,5	CARVALHO, 2010
C_1	0,16	PETERS, TIMMERHAUS & WEST, 2003
C_2	-0,30	PETERS, TIMMERHAUS & WEST, 2003
C_3	0,14	PETERS, TIMMERHAUS & WEST, 2003

Fonte: Acervo pessoal.

Já os custos operacionais e de manutenção dos 4 evaporadores são apresentados na Tabela 3 para o ano de 2003 (CAPCOST, 2003).

Tabela 3: Custo de Operação e Manutenção

Custo de operação e manutenção (\$/ano)
98.510,06

Fonte: Peters, Timmerhaus & West (2003).

2.7.2 Custo de Capital e Operacional da unidade de Biodigestão e Cogeração:

Segundo Gehring (2014), uma unidade de biodigestão de vinhaça que processa 4635 m³ por dia, e utiliza a tecnologia de reatores UASB, tem um custo capital de R\$ 7.735.556,06.

Já a unidade de cogeração associada a unidade de biodigestão tem um custo de R\$ 8.193.014,00 para uma produção de 8000 kW.

Ambos os valores apresentados por Gehring (2014) são uma referência estimada diretamente em real para o ano de 2014.

Já os custos operacionais para o ano de 2014 são apresentados na Tabela 4.

Tabela 4: Custos operacionais para unidade de biodigestão

Descrição	Custo Operacional
Biodigestão (R\$/m ³)	0,34
Cogeração (R\$/kWh)	0,015

Fonte: Gehring (2014).

2.8 Paridade do Poder de Compra:

A paridade do poder de compra (PPC) é uma forma complementar à taxa de câmbio para calcular o poder de compra com uma moeda em relação a outra. Ou seja, a PPC busca uma métrica para determinar se uma moeda é o suficiente para suprir uma cesta de produtos (bens e serviços) em outro país, que por sua vez, utiliza outra moeda.

Para avaliar a PPC pode-se utilizar diversos métodos. Um deles é o *Big Mac Index* (The Economist, 2020) que se baseia na comparação do preço de um Big Mac em diversas localidades com o preço dele em dólar. Por exemplo, se houvesse paridade, o preço do Big Mac no Brasil seria o mesmo, em dólar, que nos Estados Unidos. No entanto há uma super ou subvalorização em diversos países e é isso que o valor do PPC informa.

O PPC é importante para aproximar os valores de custo capital calculados em dólar para a realidade do Brasil. Como o índice do CEPCI e o CAPCOST exigem que os cálculos sejam feitos em dólar é preciso inicialmente passar os valores de referência do real para o dólar levando em consideração a paridade do poder de compra da época em

que o valor de referência foi obtido, realizar os cálculos de custo capital, atualizar este valor no tempo e aplicar a PPC atual.

2.9 Valor Presente Líquido:

O valor presente líquido (VPL) é uma fórmula que relaciona o valor presente de um investimento inicial descontando uma taxa de juros e um fluxo de caixa, como mostra a Equação 5.

$$VPL = \sum_{t=1}^n \frac{FC_t}{(1+i)^t} - I \quad (5)$$

No qual, FC_t é o fluxo de caixa no período, t é o n ésimo ano em que a cálculo do fluxo de caixa, n é o número de anos avaliados, i é a taxa de desconto e I é o investimento inicial.

2.10 Créditos de Descarbonização (CBIO):

O crédito de descarbonização (CBIO), consiste em um ativo financeiro negociado livremente na bolsa de valores brasileira (B3), e é emitido por produtores e importadores de biocombustível (etanol, biodiesel, biogás etc.), sendo este uma recompensa por proporcionar um abatimento significativo na emissão de gases causadores do efeito estufa (GEE) (ANP, 2019). O direito à emissão de créditos de descarbonização varia de acordo com a mitigação de carbono emitido do biocombustível em relação ao combustível fóssil.

O biometano apresenta uma mitigação de aproximadamente 60 gCO₂eq/MJ (Lima, 2020). A cada 1000 quilogramas de dióxido de carbono mitigado, tem-se direito à emissão de um CBIO que pode ser vendido a um distribuidor.

3. Metodologia:

3.1 Simulação:

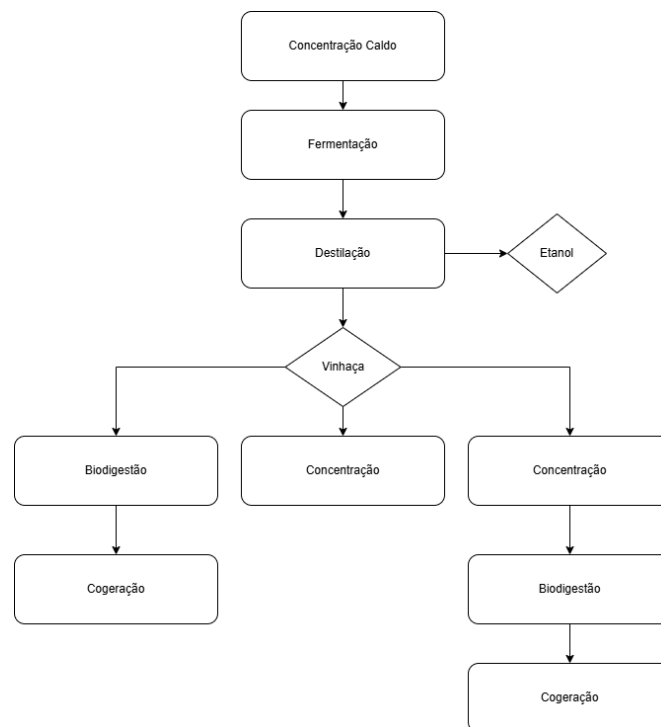
A simulação foi realizada no software DWSim v 7.1.2. O DWSim é um simulador de processos modular-sequencial de uso acadêmico gratuito.

A simulação foi estruturada como um modelo simplificado de uma usina de etanol baseado na descrição de processo apresentando por Dias (2008) e Fukuhshima et al. (2019).

Iniciou-se a simulação a partir da etapa de concentração do caldo, com uma corrente de caldo clarificado, cuja especificações estão presentes na Tabela 5 segundo Dias (2008).

Os modelos termodinâmicos utilizados na simulação foram o NRTL (*Non-random two-liquid*) para toda fase líquida, a equação de estado Soave Redlich-Kwong (SRK) para a fase vapor, e a tabela de vapor *Steam Table* (IAPWS-IF97) para vapor de água a alta pressão. A Figura 2 mostra na forma de diagrama de blocos as etapas simuladas, bem como as alternativas adotadas para a vinhaça.

Figura 2: Diagrama de blocos da simulação



Fonte: Acervo pessoal.

Tabela 5: Condições do caldo clarificado

Vazão [kg/h]	Temperatura [°C]	Pressão [Bar]	Fração mássica de água	Fração mássica de sacarose
425.000,00	25,0	1	0,87	0,13

Fonte: Dias (2008).

3.1.1 Concentração do caldo:

A etapa de concentração do caldo busca evitar que o grau alcoólico do vinho seja muito baixo após a fermentação, sendo necessário realizar uma etapa de evaporação em 4 efeitos. 40% da corrente do caldo foi direcionada para a etapa de concentração por meio de um *Splitter* (divisor de corrente), concentrada de 13 a 50°Brix e posteriormente misturado com o restante do caldo de modo que a concentração final da solução que alimenta a fermentação seja 20°Brix. A Tabela 6 apresenta a condição de temperatura e pressão para cada um dos estágios de evaporação segundo Dias (2008) e Fukushima et al. (2019) e nas Figuras 3 e 4 são apresentados os fluxogramas da etapa de concentração do caldo.

Tabela 6: Pressão e temperatura nos evaporadores de concentração do caldo

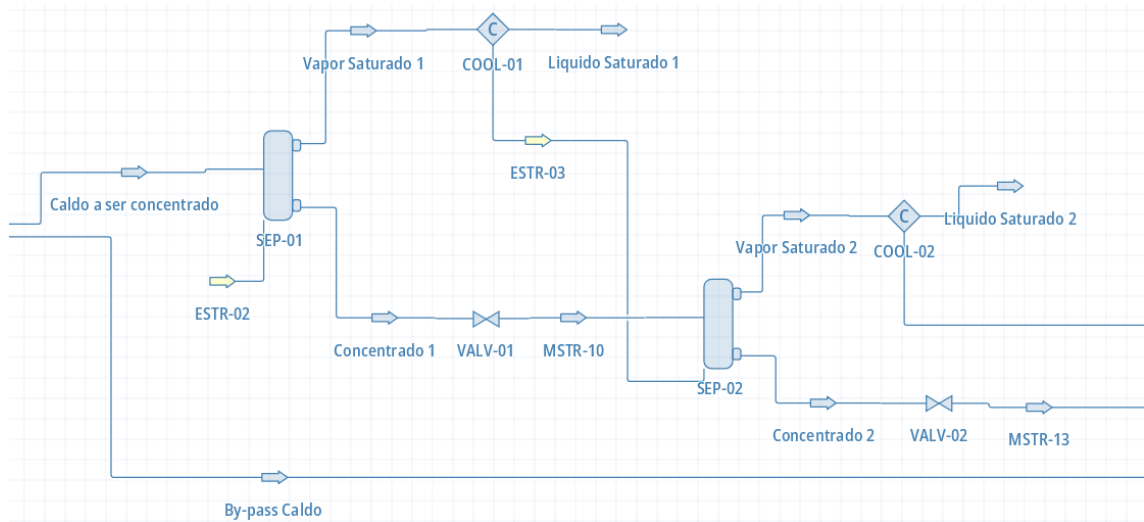
Efeito	Pressão (bar)	Temperatura (°C)
1° Efeito	1,350	108,8
2° Efeito	1,010	100,6
3° Efeito	0,529	83,8
4° Efeito	0,200	64,6

Fonte: Dias (2008).

Como o DWSim não dispõe de uma operação unitária de evaporação, utilizou-se um separador gás-líquido (*Gas-Liquid Separator*) que recebia a corrente de energia do vapor de processo ou do vapor do efeito anterior condensado em um trocador de calor (*HeatEx*).

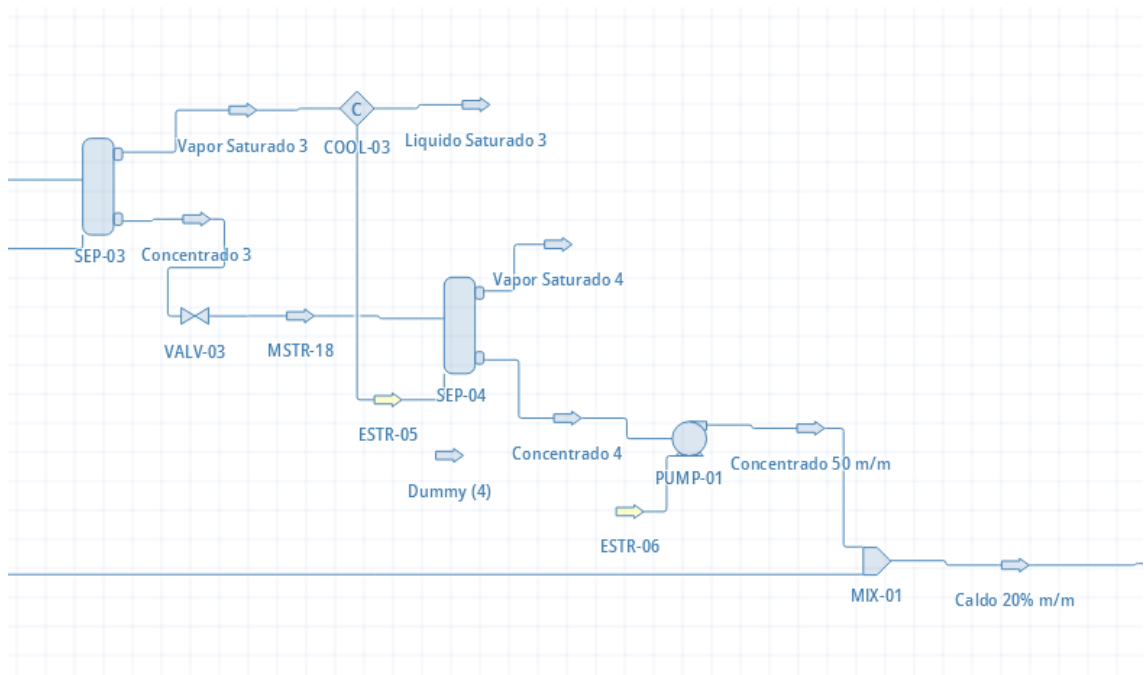
Na saída do último efeito é restabelecida a pressão de 1 bar e por fim, a corrente é misturada com o caldo não concentrado. Atingindo o valor desejado de 20 °Brix. As Figuras 3 e 4 esquematizam o processo de concentração do caldo.

Figura 3: Fluxograma concentração do caldo (1° e 2° efeito)



Fonte: Acervo pessoal.

Figura 4: Fluxograma de concentração do caldo (3° e 4° efeito)



Fonte: Acervo pessoal.

3.1.2 Hidrólise e Fermentação:

A hidrólise e a fermentação foram simuladas como reatores de conversão (*Conversion Reactor*). As equações e conversões de cada reação foram obtidas segundo rendimentos da indústria, apresentados por Dias (2008) tanto para a formação do etanol quanto a de outros subprodutos.

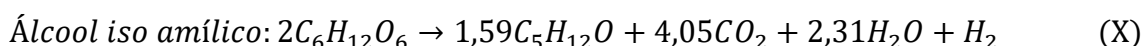
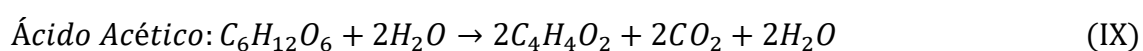
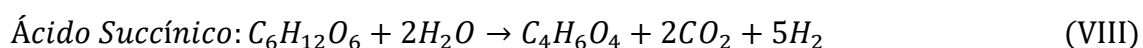
Cada uma das reações têm a conversão apresentada na Tabela 7.

Tabela 7: Conversão para as reações no fermentador

Produto	Conversão (%)
Hidrólise	100,00
Etanol	90,00
Glicerol	2,67
Ácido Succínico	0,29
Ácido Acético	1,19
Álcool Iso-amílico	$3,1 \cdot 10^{-4}$

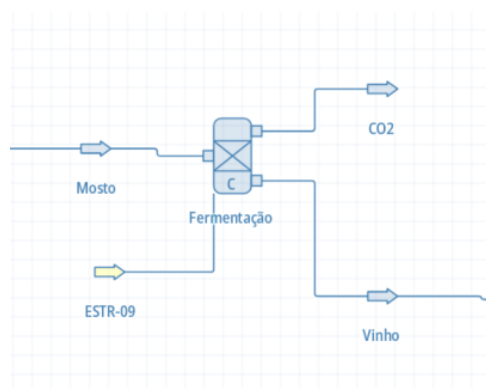
Fonte: Dias (2008).

Como o software não permite a presença de íons na configuração das reações, foi feita a seguinte simplificação: os íons H^+ estão presentes na forma de hidrogênio (H_2). Ficando então com as seguintes reações, mostradas pelas Equações VII, VIII, IX e X.



A corrente de saída do fermentador segue para etapa de separação por destilação, na qual será obtido o etanol purificado. Na Figura 5 é esquematizado o fluxograma da fermentação.

Figura 5: Fluxograma da fermentação



Fonte: Acervo pessoal.

3.1.3 Destilação:

Para a destilação do vinho foi adotado um modelo mais simples, utilizando uma coluna shortcut (*Shortcut Column*). A coluna shortcut utiliza como hipótese preliminar que há dois componentes chaves, um mais pesado (*Heavy Key* ou HK) e um mais leve (*Light Key* ou LK). Todos os componentes menos voláteis que o HK vão para o fundo da

coluna e todos os componentes mais voláteis que o LK vão para o topo da coluna. A escolha dessa alternativa foi devido à falta de parâmetros termodinâmicos das substâncias formadas na fermentação somado ao impedimento imposto pelo DWSim de se utilizar uma coluna de destilação rigorosa sem todos os parâmetros dos componentes presentes na mistura. A Tabela 8 apresenta os pares que foram possíveis determinar os parâmetros termodinâmicos do modelo NRTL e os pares que não foram possíveis.

Tabela 8: Disponibilidade de parâmetros termodinâmicos para o modelo NRTL para os pares binários da destilação do vinho.

Par binário	Disponibilidade
Água – Etanol	Disponível
Água - Glicerol	Disponível
Água – Ácido Succínico	Não Disponível
Água – Álcool Isoamílico	Disponível
Água – Ácido Acético	Disponível
Etanol – Glicerol	Disponível
Etanol – Ácido Succínico	Não Disponível
Etanol – Álcool Isoamílico	Disponível
Etanol – Ácido Acético	Disponível
Glicerol – Ácido Succínico	Não Disponível
Glicerol – Álcool Isoamílico	Não Disponível
Glicerol – Ácido Acético	Não Disponível
Ácido Succínico – Álcool Isoamílico	Não Disponível
Ácido Succínico – Ácido Acético	Não Disponível
Álcool Isoamílico – Ácido Acético	Não Disponível

Fonte: Acervo pessoal.

Os dados necessários para configuração da coluna estão apresentados na Tabela 9 e na Tabela 10.

Tabela 9: Configuração da coluna shortcut

Light Key (LK)	Heavy Key (HK)
Etanol	Água

Fonte: Dias (2008).

Tabela 10: Condições da coluna shortcut

Fração molar do LK no fundo	Fração molar do HK no topo	Pressão [bar]
$5,87 \cdot 10^{-5}$	0,13	1,01325

Fonte: Dias (2008)

Como o DWSim não oferece uma maneira prática de simular a injeção direta de vapor no fundo da coluna foi utilizada a seguinte abordagem. Uma das variáveis calculadas pela coluna é a energia fornecida pelo refeedor (*Reboiler Duty*), considerando que essa energia será proporcionada pelo vapor pode-se calcular a vazão de uma corrente de vapor a 2 bar necessária para suprir a demanda de energia.

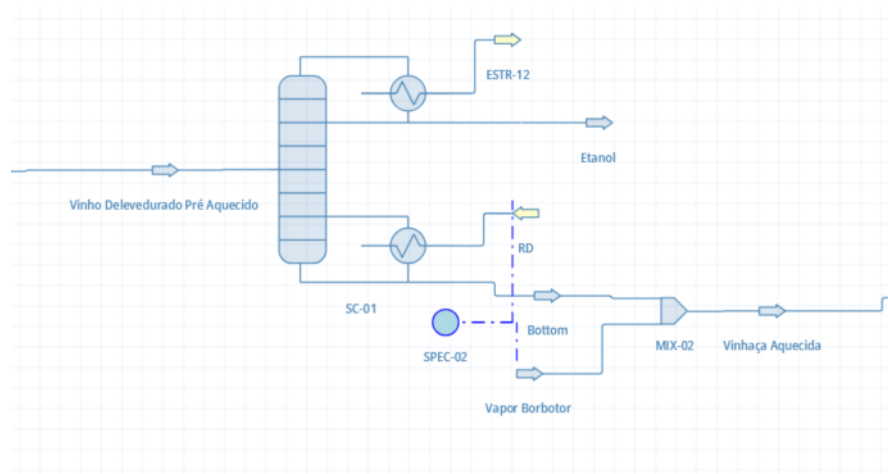
Utilizando um bloco de especificação (*Specification Block*) é possível determinar a vazão configurando-o de acordo com a Equação 6:

$$Y = f(x) = \frac{x \cdot 3600}{2258} \quad (6)$$

No qual Y será a vazão da corrente, em quilograma por hora, e x será o valor da energia, em kW, fornecida pelo refeedor, 3600 é um fator de conversão de tempo e 2258 é o calor latente do vapor.

A corrente de fundo da coluna em conjunto com a vazão de água da corrente de vapor calculada formarão a corrente de vinhaça. A Figura 6 esquematiza o fluxograma da etapa de destilação.

Figura 6: Fluxograma de destilação

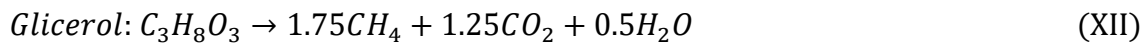


Fonte: Acervo pessoal.

3.1.4 Biodigestão da Vinhaça:

A etapa de biodigestão da vinhaça converte compostos biodegradáveis em metano e gás carbônico.

A estimativa a partir dos compostos presentes na vinhaça será como mostrado nas Equações XI e XII.

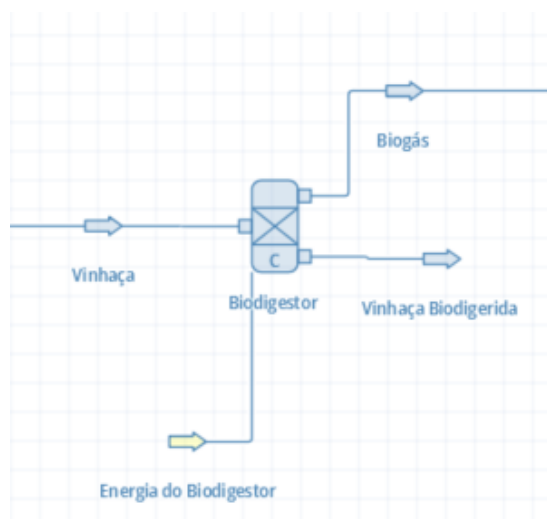


Além disso também há a conversão do ácido acético em metano e ácido carbônico segundo a Equação XIII.



O biodigestor foi simulado como um reator de conversão (*Conversion Reactor*) no qual todas as reações ocorrem paralelamente com conversão de 100%. A corrente líquida de saída do biodigestor é a corrente de vinhaça tratada, a qual pode ser aproveitada para fertirrigação, e a corrente gasosa é a corrente de biogás rico em metano. A Figura 7 apresenta o fluxograma da etapa de biodigestão.

Figura 7: Fluxograma etapa de biodigestão



Fonte: Acervo pessoal.

3.1.5 Geração de Energia Elétrica:

A simulação da geração de eletricidade a partir do metano é feita combinando um reator de conversão (*Conversion Reactor*) com uma unidade de potência a vapor. Inicialmente é alimentado a um reator de conversão, com a reação de combustão do metano previamente configurada, proporções estequiométricas de oxigênio proveniente do ar e metano. O valor numérico da corrente de energia deste reator servirá como alimentação para a unidade de potência a vapor.

A unidade de potência a vapor possui uma turbina (*Expander - Turbine*), um condensador (*Cooler*), uma bomba (*Pump*) e uma caldeira (*Heater*). O funcionamento da unidade consiste em bombear um líquido aumentando sua pressão, depois aquecer esse

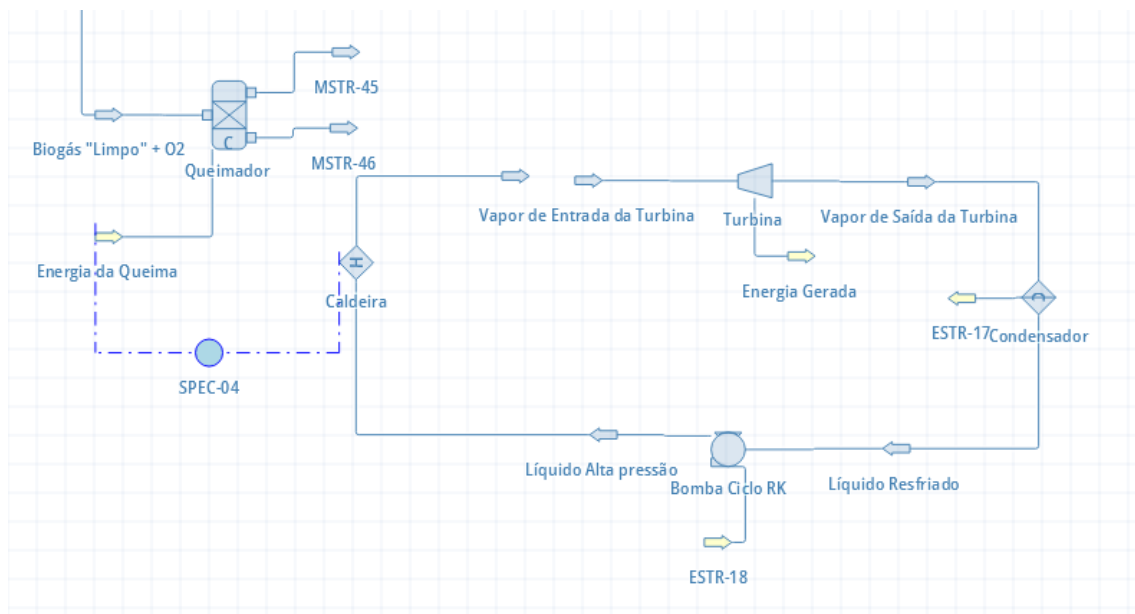
líquido vaporizando-o e obtendo um vapor de alta pressão, o vapor passa por uma turbina gerando potência e perdendo pressão e, por fim, é condensado completando o ciclo.

A fim de aproximar o reator de conversão onde há a queima do metano a um combustor, foi utilizado um bloco de especificação (*Specification Block*) onde a energia da caldeira da unidade de potência é igual a energia gerada na queima do metano.

A abordagem foi feita partindo de um vapor saturado a 62,77 bar (Pazian, 2004) que é expandido em uma turbina (*Expander - Turbine*) isentrópica com eficiência de 75% saindo com uma pressão de 0,2 bar. O vapor então é destinado a um condensador (*Cooler*), especificando que, a saída tem fração de vapor igual a zero (líquido saturado). O líquido tem sua pressão aumentada de 0,2 para 62,77 bar por meio de uma bomba (*Pump*). Enfim, o líquido é vaporizado na caldeira (*Heater*) gerando vapor saturado.

Por fim, o valor da corrente de energia da turbina servirá para o cálculo da energia elétrica segundo o tempo de operação da planta. A Figura 8 apresenta o fluxograma da unidade de geração de energia a partir da queima do biogás.

Figura 8: Fluxograma queima do biogás e geração de energia elétrica



Fonte: Acervo pessoal.

3.1.6 Concentração da Vinhaça:

Utilizou uma configuração semelhante à descrita na evaporação do caldo para simular a redução do volume da vinhaça em 3X, 4X, 5X e 6X. A pressão dos evaporadores foi baseada em Fukushima et al. (2019). Contudo, o DWSim exigiu o ajuste manual da temperatura para a operação unitária de evaporação (*Gas-Liquid Separator*), mantendo a condição de contorno de redução do volume dependendo do cenário (3X, 4X, 5X e 6X).

O ajuste foi realizado partindo do princípio de que a taxa de evaporação é constante em todos os efeitos. Os valores de pressão apresentados por Fukushima et al. (2019) e as temperaturas ajustadas manualmente são apresentadas na Tabela 11.

Tabela 11: Temperatura e pressão dos efeitos para cada redução de volume

3X	Efeito 1	Efeito 2	Efeito 3	Efeito 4
Temperatura [°C]	100,009	93,961	86,520	76,681
Pressão [Bar]	1,01325	0,81325	0,61325	0,41325
4X				
Temperatura [°C]	100,010	93,970	87,330	76,700
Pressão [Bar]	1,01325	0,81325	0,61325	0,41325
5X				
Temperatura [°C]	100,013	93,974	87,350	76,730
Pressão [Bar]	1,01325	0,81325	0,61325	0,41325
6X				
Temperatura [°C]	100,013	93,974	87,350	76,745
Pressão [Bar]	1,01325	0,81325	0,61325	0,41325

Fonte: Fukushima et al. (2019).

3.2 Avaliação Econômica:

A avaliação econômica levou em consideração os dados consolidados mais atuais possíveis. Como o trabalho foi desenvolvido durante o ano de 2024 os dados consolidados mais recentes disponíveis são os de 2023.

3.2.1 Estimativa do Custo Capital e Operacional:

Dividiu-se o custo capital em três, um para cada tipo de ativo.

- Custo capital biodigestão;
- Custo capital cogeração;
- Custo capital concentração.

Apesar de ser calculado separadamente o custo capital da cogeração sempre estará associado ao custo capital da biodigestão visto que o combustível primário para cogeração é produto da biodigestão.

Inicialmente é necessário partir de um valor em dólar no ano e capacidade de referência. Como a estimativa do custo capital dos evaporadores é determinado por meio do CAPCOST, a Equação 3 já calcula o valor diretamente em dólar. No entanto, para unidade de biodigestão e cogeração os valores de referência estão em reais. A conversão

é realizada utilizando o dólar médio de 2014 e corrigindo este valor para realidade do Brasil por meio da paridade de poder de compra com o índice Big Mac, a Tabela 12 apresenta os valores de dólar e PPC para o ano de 2014 entre Estados Unidos e Brasil. A Equação 7 apresenta o método para determinar o custo capital corrigido em dólar para o ano de 2014.

Tabela 12: Dólar e Paridade de Poder de Compra entre EUA e Brasil em 2014

Dólar	Paridade de Poder de Compra
2,71	1,087

Fonte: Acervo pessoal.

$$C_{\$} = \frac{C_{R\$}}{Dólar} * PPC \quad (7)$$

Onde $C_{\$}$ é o custo capital em dólar, $C_{R\$}$ é o custo capital em real, Dólar é a taxa de câmbio entre dólar e real e o PPC é a paridade do poder de compra entre o real e o dólar determinada a partir do índice Big Mac.

A partir do custo capital em dólar para a capacidade de referência é possível determinar o custo capital em dólar para a capacidade desejada, ainda para o ano de referência, através da Equação 1. A Tabela 13 apresenta o fator exponencial “n” para processos com fluidos, segundo Perry (1999).

Tabela 13: Fator exponencial “n” – Planta com fluídos

n
0,7

Fonte: Perry (1999).

Assim, é possível, a partir da Equação 2, determinar o custo capital para o ano de interesse, na capacidade de interesse em dólares para o ano de 2023. A Tabela 14 apresenta os valores de CEPCI dos anos de 2023, 2014 e 2003, que são, o ano de interesse, o ano de referência para cogeração e biodigestão e o ano de referência do CAPCOST, respectivamente.

Tabela 14: Valores de CEPCI por ano

Ano	CEPCI
2003	397
2014	576
2023	800

Fonte: Acervo pessoal.

Os custos operacionais corrigidos para o ano de 2023 tanto para concentração quanto para biodigestão são apresentados na Tabela 23. Os valores do custo operacional da concentração foram corrigidos seguindo o índice CPI (*Consumer Price Index*) e os valores do custo operacional da biodigestão e cogeração foram corrigidos segundo o IPCA (Índice Nacional de Preços ao Consumidor Amplo).

3.2.2 Transporte por Caminhões Tanque:

O custo do transporte de vinhaça através de caminhões tanque é diretamente proporcional a principalmente duas variáveis: o volume de vinhaça e a distância percorrida por estes caminhões. Estes dois valores irão indicar a necessidade de ter mais ou menos caminhões, bem como a demanda de funcionários. Para determinar a quantidade de caminhões necessários utiliza-se a Equação 8.

$$n_{caminhões} = \frac{n_{útil}}{n_{possível}} \quad (8)$$

Onde, $n_{caminhões}$ é a quantidade necessárias de caminhões tanque, $n_{útil}$ é a quantidade de viagens da usina para o campo necessária para levar toda vinhaça e $n_{possível}$ é a quantidade máxima que um caminhão tanque consegue percorrer por dia.

A Equação 9 apresenta o método para calcular-se $n_{útil}$.

$$n_{útil} = \frac{Q_{vinhaça}}{V_{caminhão}} \quad (9)$$

Onde, $V_{vinhaça}$ é o volume de vinhaça produzido por dia em m^3/dia e $V_{caminhão}$ é o volume do caminhão tanque em m^3 .

Já a Equação 10 apresenta o método para calcular $n_{possível}$.

$$n_{possível} = \frac{D_{máx}}{D} \quad (10)$$

Onde $D_{máx}$ é a distância máxima que um caminhão tanque consegue percorrer por dia e D é a distância que o caminhão tem que percorrer por viagem.

A partir do número de caminhões tanque é possível determinar os custos com funcionários e combustível. A partir da Equação 11 determina-se os gastos anuais com empregados.

$$R\$_{Encargos} = Salário * 3,6 * n_{caminhões} \quad (11)$$

Onde, $R\$_{encargos}$ é o custo anual total com encargos trabalhistas em reais por ano, Salário é o vencimento anual para cada funcionário por ano corrigido pelo IPCA e 3,6 é a quantidade de funcionários trabalhando por caminhão, já contabilizando folgas. O número de funcionário total, determinado pelo produto do número de caminhões e do

fator de 3,6 sempre será arredondado para cima, uma vez que representa o número mínimo de funcionários para operação de transporte de vinhaça funcionar.

Já o custo anual total com combustível pode ser determinado a partir da Equação 12.

$$R\$_{Combustível} = \frac{n_{útil} * D * 208}{Consumo} * C_{diesel} \quad (12)$$

Onde, $R\$_{combustível}$ é o valor total gasto com combustível em reais por ano, o produto de $n_{útil}$ e D será a distância percorrida total por dia por todos os caminhões tanque, $Consumo$ é o consumo médio dos caminhões tanque, C_{diesel} é o custo do litro do diesel e 208 é a conversão de dias para ano.

Por fim a Equação 13 apresenta a fórmula para calcular a depreciação anual dos caminhões tanque.

$$R\$_{Depreciação} = 7725,12 * 12 * n_{caminhões} \quad (13)$$

Onde $R\$_{depreciação}$ é o custo anual total em reais por ano com a depreciação dos caminhões tanque, 7725,12 é a depreciação média de 1 caminhão tanque corrigida pelo IPCA e 12 é o fator de conversão para anos.

Assim, contabiliza-se o número de caminhões necessários para transportar toda vinhaça. A partir disso, determina-se o gasto total com depreciação, combustível e funcionários por ano. Compara-se o valor dos cenários onde há concentração da vinhaça com o valor quando não há concentração da vinhaça e obtém-se a economia relativa fruto do transporte.

Além disso, o uso de caminhões tanque no transporte da vinhaça representa uma fonte de emissão de gases potencializadores do efeito estufa significativa. De acordo com Li et al. (2022) um veículo pesado, como os caminhões tanque que transportam a vinhaça, tem um fator de emissão de 3183 kg CO₂/kg Diesel. Comparando os valores de CO₂ emitidos pela frota de caminhões tanque no cenário atual com os valores de CO₂ emitidos quando a vinhaça é concentrada e tem seu volume reduzido, é possível determinar a redução de impacto ambiental causado pelo transporte da vinhaça por caminhões tanque quando a evaporação é aplicada.

3.2.3 Créditos de Descarbonização (CBIO):

Como apresentado anteriormente, o biometano apresenta uma mitigação de aproximadamente 60 gCO₂eq/MJ (Lima, 2020). A cada 1.000 quilogramas de dióxido de carbono mitigado, tem-se direito à emissão de um CBIO que pode ser vendido a um distribuidor. A Equação 14 apresenta o cálculo para determinar o direito de emissão de

Créditos de Descarbonização a partir da queima do biometano e geração de energia elétrica.

$$CBIO = \frac{60 * E_{el}}{1.000.000} \quad (14)$$

Onde CBIO é o crédito de descarbonização, E_{el} é a energia elétrica gerada na cogeração em MJ, 60 é o fator de mitigação e 1.000.000 é o fator de conversão de grama para tonelada.

3.2.4 Tempo de retorno (*Payback*):

No presente trabalho a análise foi feita verificando qual dos cenários chega ao VPL igual a zero no menor período. Ou seja, qual dos cenários começará a dar lucro primeiro, levando em consideração o valor do dinheiro no tempo. Para isso utilizou-se a ferramenta atingir meta do Excel forçando o valor do VPL (Equação 6) a zero manipulando o número de anos.

4. Resultados e Discussão:

4.1 Resultados Simulação DWSim:

Partindo dos dados presentes na Tabela 6 especificou-se as condições do sistema de concentração do caldo como mostra a Tabela 15:

Tabela 15: Condições dos evaporadores

	Efeito 1	Efeito 2	Efeito 3	Efeito 4
°Brix	22	31,5	40,8	50

Fonte: Acervo pessoal.

A corrente concentrada segue para a hidrólise e fermentação. Ambas as reações foram simuladas em um reator de conversão (*Conversion Reactor*), a composição da corrente de saída é apresentada na Tabela 16.

Tabela 16: Composição do Vinho

Produto	Fração Mássica
Água	0,8920
Etanol	0,0890
Glicerol	0,0026
Ácido Succínico	0,0001
Ácido Acético	0,0011
Álcool Iso-amílico	0,0094

Fonte: Acervo pessoal.

Para o processo de destilação shortcut obtiveram-se os valores mostrados na Tabela 17.

Tabela 17: Condições da coluna de destilação

Vinho delevedurado [kg/h]	289.500
Etanol – Corrente de topo [kg/h]	25.700
Corrente de fundo [kg/h]	264.000
Vapor do borbotor [kg/h]	76.000
Razão de Refluxo Mínima	2,65
Número Mínimo de Estágios	6
Número Ótimo de Estágios	9
Estágio de Alimentação Ótimo	5

Fonte: Acervo pessoal.

Assim, a corrente de vinhaça será a soma da corrente de fundo da coluna de destilação com o vapor necessário para suprir a energia da destilação. A Tabela 18 apresenta de forma detalhada a corrente.

Tabela 18: Corrente de vinhaça

Vazão de vinhaça [kg/h]	340.000
Fração mássica – água	0,99
Fração mássica – glicose	$3,39 \cdot 10^{-3}$
Fração mássica – glicerol	$2,10 \cdot 10^{-3}$
Fração mássica – ácido acético	$8,91 \cdot 10^{-4}$
Fração mássica – ácido succínico	$1,17 \cdot 10^{-4}$
Fração mássica – etanol	$1,15 \cdot 10^{-4}$

Fonte: Acervo pessoal.

Verificou-se então que a razão vinhaça-etanol é de 11,27. Os resultados da simulação são positivos uma vez que valores mensuráveis como a razão de vinhaça-etanol além da composição da vinhaça são próximos aos valores da literatura.

A etapa de concentração da vinhaça foi realizada com quatro condições distintas para chegar a quatro volumes de vinhaça diferentes. As condições dos evaporadores para cada um dos cenários podem ser observadas na Tabela 11.

Assim, as vazões de vinhaça após a concentração, além do biogás gerado e da energia elétrica produzida, em cada um dos cenários são apresentadas na Tabela 19.

Tabela 19: Vazão de vinhaça, biogás e energia elétrica gerada para todas as rotas avaliadas

	Vazão vinhaça [kg/h]	Vazão biogás [kg/h]	Energia gerada [kW]
<i>In natura</i>	339.689,0	1.926,92	1.057,49
Concentrada – 3X	118.647,0	1.883,50	1.023,03
Concentrada – 4X	87.134,5	1.875,40	1.006,71
Concentrada – 5X	64.744,0	1.871,31	995,48
Concentrada – 6X	53.968,0	1.868,58	990,00

Fonte: Acervo pessoal.

A Tabela 19 entrega uma relação entre vazão de biogás, energia elétrica gerada e vinhaça para cada um dos cenários, que pode ser utilizado para avaliar a receita da venda de eletricidade para diferentes vazões de vinhaça. Além do custo capital e operacional de cada uma das alternativas.

Sobre a vazão de biogás gerada, observa-se que, na medida que a vinhaça é concentrada o valor diminui, essa queda está diretamente ligada a perda de ácido acético na etapa de concentração da vinhaça. Como o ácido acético é um reagente na formação do biogás, sua perda na evaporação resulta, de forma proporcional, em uma menor quantidade de biogás. A Tabela 20 apresenta a vazão de ácido acético perdida em cada efeito de evaporação para todos os cenários.

Tabela 20: Vazão perdida de ácido acético por estágio por cenário

	Estágio 1 (kg/h)	Estágio 2 (kg/h)	Estágio 3(kg/h)	Estágio 4(kg/h)	Perda (%)
Concentrando 3x	38,02	38,05	46,54	50,48	57,1
Concentrando 4x	60,85	49,10	50,52	41,88	66,7
Concentrando 5x	60,81	62,84	61,28	37,51	73,4
Concentrando 6x	60,81	62,84	61,28	47,65	76,78

Fonte: Acervo pessoal.

Esse ácido acético perdido na forma de vapor deve ser posteriormente tratado por se tratar de um resíduo com DQO significativa. Além disso, a sua presença na fase vapor é prejudicial para os evaporadores, causando corrosão e, por consequência, aumentando os custos de manutenção e diminuindo a vida útil do equipamento.

4.2 Resultados Análise Econômica:

Para estimativa do custo capital da planta de biodigestão e da planta de geração de energia elétrica a partir do biogás precisou-se partir de um valor de referência. A Tabela 21 apresenta os custos e os valores referentes as capacidades destas plantas no ano de 2014 (Gehring, 2014) e com os valores corrigidos com o CEPCI para 2023.

Tabela 21: Custo capital para os valores de referência

	Biodigestão	Geração de energia elétrica
Custo [\$] em 2014 – Capacidade de Referência	3.103.000	3.287.000
Custo [\$] em 2023 – Capacidade de Referência	3.386.000	3.586.000
Capacidade [m ³ /h e kW]	4.635	8.000

Fonte: Acervo pessoal.

Já para o custo capital dos evaporadores utilizou-se a Equação 3 com os parâmetros apresentados na Tabela 2, obtendo-se o custo para o ano de referência do CAPCOST que é 2003. A Tabela 22 por sua vez apresenta o valor total dos 4 efeitos de vapor corrigido através do CEPCI.

Tabela 22: Custo capital dos quatro evaporadores corrigido pelo CEPCI

Custo [\$] – 2023	4.328.471
-------------------	-----------

Fonte: Acervo pessoal.

Os custos operacionais corrigidos para o ano de 2023 são apresentados na Tabela 23. Já o custo anual individual dos motoristas de caminhão tanque corrigido para 2023 é apresentado na Tabela 24.

Tabela 23: OPEX corrigido para 2023

Descrição	Valor
OPEX Concentração (\$/ano)	156.631
OPEX Biodigestão (R\$/m ³)	0,550
OPEX Cogeração (R\$/kWh)	0,025

Fonte: Acervo pessoal.

Tabela 24: Custo anual individual do motorista de caminhão tanque em real

Custo Anual (R\$/ano)
64.750

Fonte: Acervo pessoal.

Para determinar a viabilidade econômica dos cenários utilizou-se uma planilha eletrônica que permite contabilizar todos os custos e receitas, já adequados a capacidade escolhida, bem como relacioná-los a variáveis de mercado (preço do dólar, preço do diesel, preço CBIO etc.).

Como as variáveis para os cálculos variam muito ao longo do tempo utilizou-se as médias destas entre 2020 e 2023, a única exceção foi a taxa de juros, a qual foi considerada a taxa de juros do Fundo Clima financiado pelo BNDES destinado para investimentos industriais sustentáveis. Além disso, aplicou-se algumas considerações como o volume de vinhaça, o tempo de produção da safra a área de plantio e a taxa de juros, como pode ser observado na Tabela 25.

Tabela 25: Variáveis para análise econômica

Variável [unidade]	Valor
Tempo da safra – [h]	5.000
Volume de vinhaça – [m³/h]	320
Área de plantio – [km²]	150
Cotação dólar – [R\$]	5,23
Paridade do poder de compra – [-]	0,785
CEPCI – [-]	745
Preço de venda da energia elétrica [R\$/MWh]	196,24
Preço de venda do crédito de descarbonização [R\$/CBIO]	75,72
Preço do diesel [R\$/L]	5,20
Taxa de Juros [% a.a]	5

Fonte: Acervo pessoal.

Assim, foi possível determinar os custos operacionais e de capital bem como as receitas associadas a cada um dos cenários e tecnologias, a Tabela 26, a Tabela 27 e a Tabela 28 apresentam estes valores detalhados. Já o tempo de retorno do investimento para cada uma das alternativas, são apresentados na Tabela 29. Além disso, as Figuras 9 e a Figura 10 apresentam graficamente os valores de custo e receita para o cenário no qual a vinhaça é concentrada, biodigerida e com geração de energia elétrica e no qual a vinhaça é apenas concentrada, respectivamente.

Tabela 26: Custo Capital em dólares das plantas de biodigestão e de cogeração para cada cenário de concentração

	CAPEX – Biodigestão e Cogeração	CAPEX - Concentração
Sem Concentrar	\$5.591.832	-
3X	\$2.997.352	\$4.955.409
4X	\$2.581.022	\$4.955.409
5X	\$2.310.756	\$4.955.409
6X	\$2.117.207	\$4.955.409

Fonte: Acervo pessoal.

Tabela 27: Custo operacional em dólares por ano das plantas de biodigestão e de cogeração para cada cenário de concentração

	OPEX – Biodigestão e Cogeração	OPEX - Concentração
Sem Concentrar	\$210.701	-
3X	\$98.129	\$156.631
4X	\$83.723	\$156.631
5X	\$75.045	\$156.631
6X	\$69.164	\$156.631

Fonte: Acervo pessoal.

Tabela 28: Receita em dólares por ano para venda de créditos de descarbonização, venda de energia elétrica e economia com o transporte da vinhaça para cada cenário de concentração

	CBIO	Energia Elétrica	Economia Transporte
Sem Concentrar	\$138.666	\$194.966	-
3X	\$134.685	\$191.537	\$692.771
4X	\$132.853	\$188.481	\$783.587
5X	\$131.669	\$186.379	\$797.071
6X	\$131.030	\$184.229	\$862.028

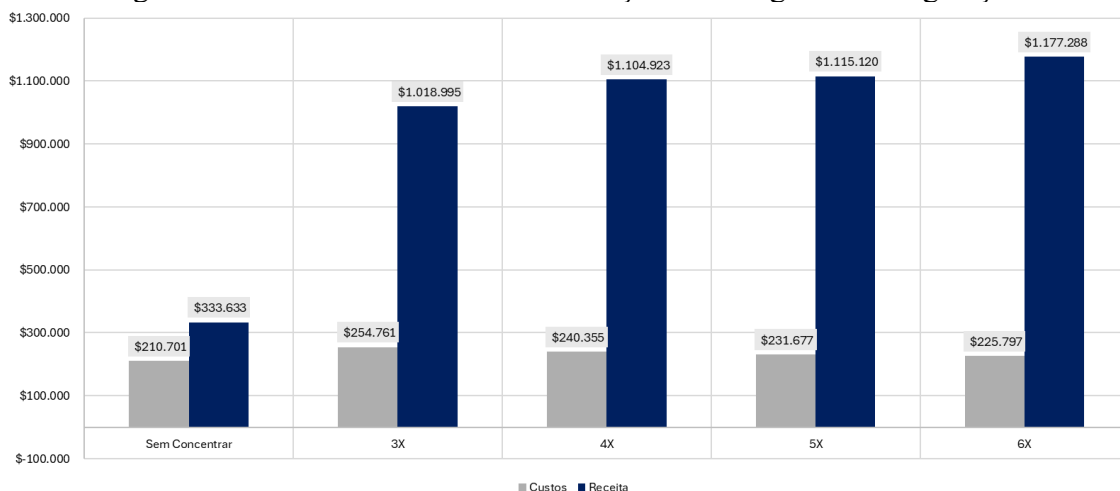
Fonte: Acervo pessoal.

Tabela 29: Tempo de retorno do investimento em anos para cada uma das rotas

	Com geração de energia elétrica	Sem geração de energia elétrica
Sem Concentrar [anos]	Não haverá retorno	-
Concentração – 3X [anos]	13,6	11,5
Concentração – 4X [anos]	10,7	9,4
Concentração – 5X [anos]	9,9	9,2
Concentração – 6X [anos]	8,7	8,1

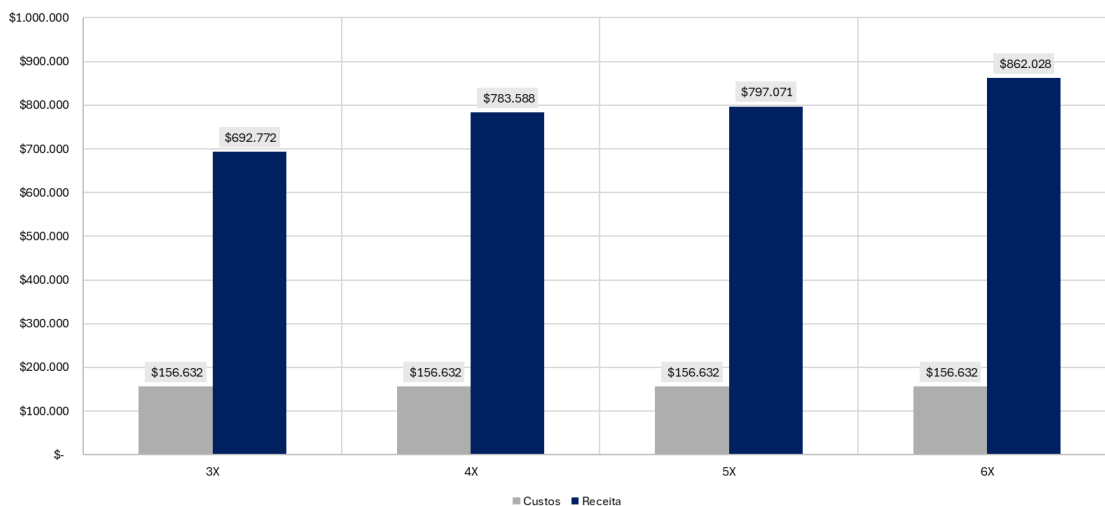
Fonte: Acervo pessoal.

Figura 9: Custos e Receitas – Concentração + Biodigestão + Cogeração



Fonte: Acervo pessoal.

Figura 10: Custos e Receitas: Concentração



Fonte: Acervo pessoal.

A partir dos resultados apresentados na Tabela 29 infere-se que o uso das tecnologias não é viável quando se tem a vinhaça *in natura*, uma vez que o volume a ser tratado é muito grande acarretando custos de implementação (CAPEX) muito superiores as receitas. Apesar de existir lucro associado a essa alternativa ele nunca será o suficiente para pagar o investimento realizado.

Já para situação em que se concentra a vinhaça existe um tempo de retorno possível. A redução expressiva do volume resulta em uma diminuição de custos de implementação em razão da utilização de equipamentos de menor tamanho. Além disso,

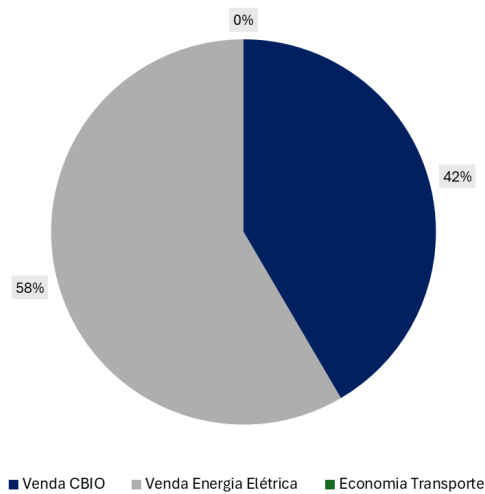
a redução do volume cria uma receita associada à economia com o transporte da vinhaça ao campo.

Como o transporte é feito por caminhões tanque, a redução no volume impacta no número de caminhões, viagens, funcionários e combustível. A concentração da vinhaça causa uma redução nos custos individuais das variáveis do transporte por caminhões tanque, refletindo em uma economia expressiva no custo total.

O tempo de retorno é relativamente parecido para ambas as rotas (com e sem geração de energia elétrica). No entanto, há uma redução muito expressiva no tempo de retorno na medida que a vinhaça é mais concentrada. Isto porque, a concentração da vinhaça reaproveita vapor da usina e há vapor suficiente para suprir a demanda de energia para concentrá-la em 6x. Ou seja, o processo de concentração reduz custos de biodigestão e transporte ao mesmo tempo que não aumenta os gastos da concentração. Mesmo que haja perda significativa de ácido acético na concentração, como visto anteriormente, tal perda não é o suficiente para tornar esta rota inviável.

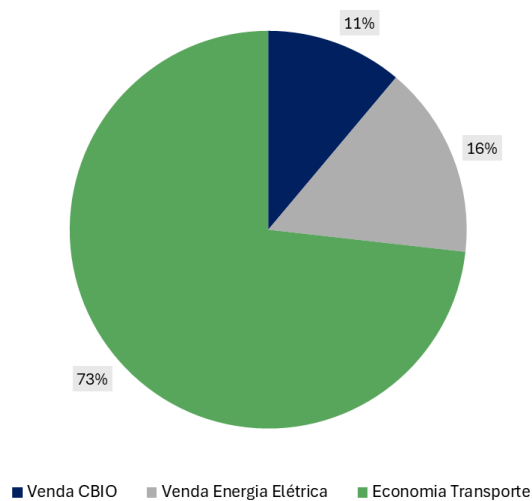
Além disso, pode-se observar que a economia gerada pelo transporte da vinhaça é, em média, a principal fonte de receitas, resultante diretamente do processo de concentração, conforme apresentado nas Figuras 11 e 12. Tendo em vista que os custos de implementação e operação da unidade de concentração são significativamente menores que os da biodigestão e cogeração associadas a evaporação, e que a principal fonte de receita provém desse processo, isso explica o menor tempo de retorno do investimento no cenário em que se opta apenas pela concentração da vinhaça. Um ponto de atenção em relação à concentração da vinhaça é a redução da quantidade de água disponível para a fertirrigação. É essencial assegurar que essa diminuição não resulte em déficit hídrico na plantação, garantindo que a vinhaça concentrada continue a suprir as necessidades hídricas adequadas das culturas.

Figura 11: Distribuição das Receitas por Fonte: CBIO, Energia Elétrica e Economia de Transporte – Sem Concentrar



Fonte: Acervo pessoal.

Figura 12: Distribuição das Receitas por Fonte: CBIO, Energia Elétrica e Economia de Transporte – Média Concentrando



Fonte: Acervo pessoal.

Em razão do tempo de retorno do investimento ser muito sensível a variáveis voláteis é importante avaliar o pior e o melhor cenário dentre a amostra utilizada no cálculo da média. Levando em consideração que a rota mais rentável é a concentração em 6x da vinhaça, realiza-se o cálculo do melhor e pior cenário apenas para esta rota. Onde, o melhor cenário é aquele no qual o tempo de retorno é o menor possível e o pior cenário aquele onde o tempo de retorno é o maior. A data e os valores são apresentados na Tabela 30 e 31.

Tabela 30: Variáveis para análise econômica

Variável [unidade]	Pior Cenário	Melhor Cenário
Data [m/a]	Abr/2021	Ago/2023
Cotação dólar – [R\$]	5,62	4,79
Preço de venda da energia elétrica [R\$/MWh]	204,64	116,36
Preço de venda do crédito de descarbonização [R\$/CBIO]	30,57	132,08
Preço do diesel [R\$/L]	4,13	5,74
Paridade do poder de compra – [-]	0,845	0,685

Fonte: Acervo pessoal.

Tabela 31: Tempo de retorno do investimento em anos para o melhor e pior cenário

	Com geração de energia elétrica	Sem geração de energia elétrica
Pior Cenário – [anos]	14,8	12,5
Melhor Cenário – [anos]	7,3	6,4

Fonte: Acervo pessoal.

A comparação entre o tempo de retorno para o melhor e para o pior cenário entre 2020 e 2023 explicita como as receitas e custos de ambas as tecnologias são dependentes de variáveis extremamente voláteis. No entanto, ambas tecnologias têm grande potencial uma vez que há uma crescente preocupação em adotar políticas ambientais mais efetivas por parte tanto do setor público como do setor privado. A redução do uso de caminhões tanque por si só reduziria a emissão de gases causadores do efeito estufa. Além disso, há uma crescente demanda por créditos de descarbonização resultando em um aumento nos preços destes. Em 2022, o crédito de descarbonização já atingiu valores superiores a cem reais, um valor acima da média de setenta e cinco reais utilizada para os cálculos apresentados na Tabela 25.

Ademais, os cálculos apresentados na Tabela 26 foram realizados utilizando um valor médio de venda de energia elétrica de fontes convencionais, principalmente hidroelétricas e termoeletricas, uma vez que atualmente a oferta de energia elétrica proveniente de fontes renováveis como o biogás da vinhaça são raras. Tendo isso em vista, repetiu-se os cálculos apresentados na Tabelas 29 de tempo de retorno, mas utilizando um valor médio de 307,89 R\$/MWh, um valor consideravelmente superior ao

apresentado na Tabela 25 de 196,24 R\$/MWh. Esse valor é proveniente da oferta de energia elétrica de fontes renováveis (biogás, fotovoltaica e eólica). O resultado é apresentado na Tabela 32 e uma comparação entre o tempo de retorno entre o valor médio de energia elétrica de fonte convencional e renovável é apresentado na Figura 13.

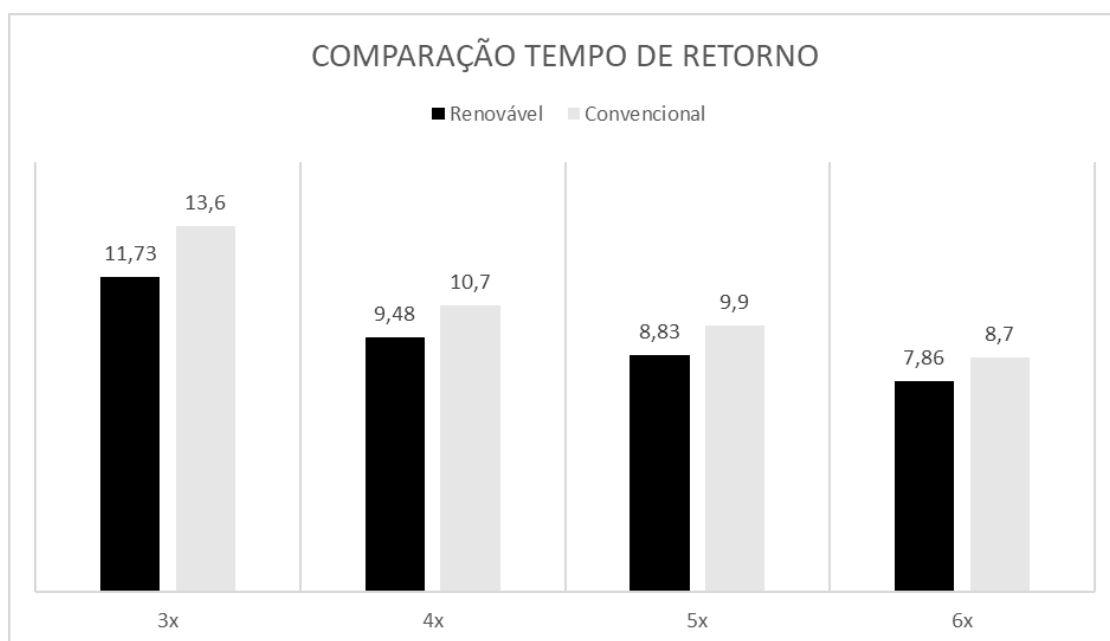
O mercado não mostra resistência a pagar um preço superior por uma energia mais limpa quando há oferta desta, sendo isso positivo para a geração e venda de eletricidade a partir do biogás da vinhaça. No entanto, ainda existem poucos leilões que forneçam energia de fontes bioenergéticas, sendo este, um ponto negativo para o início de novos investimentos na área.

Tabela 32: Tempo de retorno para cada uma das rotas utilizando o valor de energia elétrica renovável

Sem Concentrar	Não há retorno
Concentração - 3X [anos]	11,7
Concentração - 4X [anos]	9,5
Concentração - 5X [anos]	8,8
Concentração - 6X [anos]	7,9

Fonte: Acervo pessoal.

Figura 13: Comparação entre o tempo de retorno para a energia renovável e a energia convencional.



Fonte: Acervo pessoal.

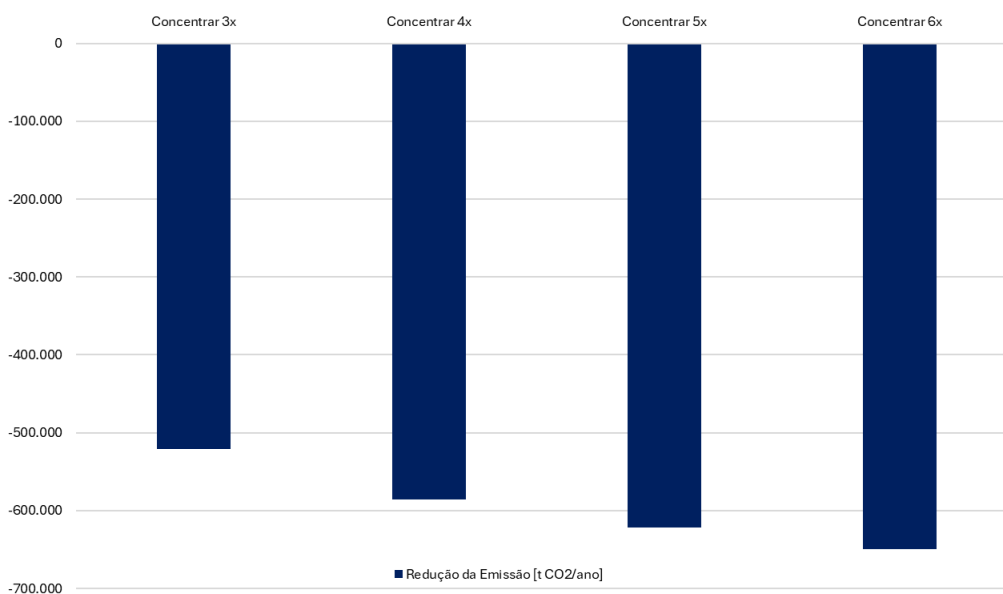
Por fim, contenção do volume de vinhaça impacta no resíduo gerado pela planta e na emissão gerada pelos caminhões tanque, a Tabela 33 apresenta os valores de números de caminhões e emissão total em kg de CO₂ por ano e a Figura 14 apresenta a mitigação das emissões nas alternativas que a vinhaça é concentrada. Portanto, a concentração dela reduz a quantidade de resíduo e o impacto ambiental gerado por ele.

Tabela 33: Número de caminhões tanque e emissão dos caminhões tanque em kg de CO₂ por ano para todas as alternativas de concentração da vinhaça.

Alternativa	Número de Caminhões Tanque	Emissão de CO ₂ [kg/ano]
Sem Concentrar	12	782.228.616
Concentrar 3x	4	260.853.216
Concentrar 4x	3	196.633.008
Concentrar 5x	3	160.219.488
Concentrar 6x	2	132.743.832

Fonte: Acervo pessoal.

Figura 14: Impacto da concentração da vinhaça na emissão de CO₂ dos caminhões tanque por ano.



Fonte: Acervo pessoal.

Observa-se que a concentração da vinhaça reduz significativamente a quantidade de caminhões-tanque necessários para o transporte da usina ao campo, o que também diminui as emissões de CO₂ associadas. A adoção de tecnologias alternativas, como a biodigestão e a concentração da vinhaça, desempenham um papel crucial na mitigação do impacto ambiental da usina. O uso de biodigestores, por exemplo, reduz a DBO e a DQO da vinhaça, tornando sua disposição mais segura e menos prejudicial ao meio ambiente.

Ademais, a concentração da vinhaça via evaporação diminui indiretamente as emissões de carbono, ao reduzir o consumo de combustíveis fósseis no transporte. Embora o tempo de retorno do investimento na biodigestão em conjunto com a concentração seja superior ao da concentração da vinhaça, como apresentado na Tabela 29, a combinação das duas tecnologias — concentração e biodigestão — se mostra ideal. Apesar de representar um custo mais elevado, essa combinação oferece benefícios ambientais mais significativos, tornando-se a opção mais sustentável a longo prazo. Ademais, o critério econômico não deve ser o único fator impulsionador para o desenvolvimento e adoção dessas tecnologias. Considerações ambientais também precisam ter um papel central nas decisões de investimento tecnológico do setor sucroalcooleiro.

5. Conclusão:

A avaliação técnica realizada através do DWSim atingiu o seu objetivo de representar uma planta de etanol a partir da cana-de-açúcar, juntamente com os cenários de destinação da vinhaça: concentração, biodigestão e cogeração.

Existem diversos cenários economicamente viáveis nos quais é possível aplicar tecnologias alternativas para destinação da vinhaça, reduzindo o volume de resíduos e gerando receita para usina.

O uso da biodigestão da vinhaça *in natura* é inviável devido ao elevado custo de implementação e operação resultante do grande tamanho dos equipamentos. Sendo assim, necessário reduzir o volume da vinhaça por meio da concentração para viabilizar o uso da biodigestão.

A concentração da vinhaça isolada apresentou o melhor resultado econômico, uma vez que, os custos de implementação e operação são inferiores à alternativa que associa a concentração à biodigestão e cogeração e a principal fonte de receita (76% em média) é proveniente da economia do transporte por caminhões tanque.

A avaliação técnico-econômica atingiu o objetivo de fornecer resultados que podem ser facilmente adaptados para qualquer localidade e realidade.

No entanto, ainda existem desafios técnicos que devem ser vencidos, o fato de o tempo de retorno ser dependentes de variáveis voláteis e do custo de implementação e operação serem altos tornam o investimento na biodigestão de alto risco. Isso explica a falta de exemplos reais na indústria atualmente.

Por fim, a tendência de buscar alternativas renováveis indica que há uma alta atratividade da energia elétrica a partir do biogás da vinhaça, aumentando o seu preço de mercado e por consequência a viabilidade das tecnologias.

6. Referências:

1. Agência Nacional de Petróleo, Gás e Biocombustíveis. Informe Técnico nº 02/SBQ v. 1 Orientações Gerais: Procedimentos para Certificação da Produção ou Importação Eficiente de Biocombustíveis. Brasil, 2019.
2. AMARAL, M. C. S. et al. Microfiltration of vinasse: sustainable strategy to improve its nutritive potential. *Water Science and Technology: A Journal of the International Association on Water Pollution Research*, v. 73, n. 6, p. 1434–1441, 2016.
3. ANDRADE, J. Construção de um índice de sustentabilidade ambiental para a agroindústria paulista de Cana-de-açúcar. Mestrado Profissional—São Paulo: Faculdade Getúlio Vargas, 2009.
4. ANP 2023 Anuário estatístico brasileiro do petróleo, gás natural e biocombustível: 2023 / Agência Nacional do Petróleo Gás Natural e Biocombustível – Rio de Janeiro
5. Barbosa, M.Y.U.; Alves, I.; Del Nery, V.; Sakamoto, I.K.; Pozzi, E.; Damianovic, M.H.R.Z. Methane production in a UASB reactor from sugarcane vinasse: Shutdown or exchanging substrate for molasses during the off-season? *J. Water Process Eng.* 2022, 47, 102664.
6. BRASIL. Ministério de Minas e Energia. Oferta de etanol no Brasil pode chegar a 48 bilhões de litros, mostra projeção. Disponível em: <<https://www.gov.br/mme/pt-br/assuntos/noticias/oferta-de-etanol-no-brasil-pode-chegar-a-48-bilhoes-de-litros-mostra-projecao>>. Acesso em: 23 set. 2024.
7. BRASIL. Resolução ANP n. 36, de 06/12/2005. Brasília, 2005. Publicada no Diário Oficial da União em 07/12/2005.
8. BRINKMAN, M. L. J. et al. Interregional assessment of socio-economic effects of sugarcane ethanol production in Brazil. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 88, p. 347–362, 1 maio 2018.
9. CETESB - Companhia Ambiental do Estado de São Paulo. Norma Técnica P4.231. Critérios e procedimentos para aplicação de vinhaça no solo agrícola. São Paulo, 2014. Disponível em: <<https://cetesb.sp.gov.br/normas-tecnicas-cetesb/normas-tecnicas-vigentes/>>. Acesso em: 23 set. 2024.
10. CHERNICHARO, C. *Anaerobic Reactors*. 1. ed. [s.l.] IWA Publishing, 2007. v. 4

11. CORTEZ, L. A. B; SILVA, A. DE LUCAS JR, J.; JORDAN, R. A.; de CASTRO, L. R.. Biodigestão de efluentes. Biomassa para energia. Campinas: Editora da UNICAMP. cap, v. 15, p. 493-529, 2007.
12. DelNery, V.; Alves, I.; Damianovic, M.H.R.Z.; Pires, E.C. Hydraulic and organic rates applied to pilot scale UASB reactor for sugar cane vinasse degradation and biogas generation. *Biomass Bioenergy* 2018, 119, 411–417.
13. DIAS, M. Simulação do processo de produção de etanol a partir do açúcar e do bagaço, visando a integração do processo e a maximização da produção de energia e excedentes do bagaço. Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP). Faculdade de Engenharia Química, 2008
14. Fuess, L.T., Lens, P.N.L., Garcia, M.L., & Zaiat, M. (2022). Exploring Potentials for Bioresource and Bioenergy Recovery from Vinasse, the “New” Protagonist in Brazilian Sugarcane Biorefineries1. *Biomass*, 2(4), 374-411.
15. Fukushima, N. A., Palacios-Bereche, M. C., Palacios-Bereche, R., & Nebra, S. A. (2019). Energy analysis of the ethanol industry considering vinasse concentration and incineration. *Renewable Energy*, 142, 96-109.
16. GOMES (2014) GOMES, C. L. Dados relativos ao setor de Recursos Humanos. Usina produtora de etanol da região Centro-Oeste do Estado de Minas Gerais, 2014
17. INSTITUTO NACIONAL DE METEOROLOGIA. Dados Meteorológicos. 2023. Disponível em: <https://portal.inmet.gov.br>. Acesso em: 23 set. 2024.
18. JACQUES, K. A.; LYONS, T. P.; KELSALL, D. R. The alcohol textbook: a reference for the beverage, fuel and industrial alcohol industries. 4th ed ed. Nottingham: Nottingham University Press, 2003
19. LAIME, E. M. et al. Possibilidades tecnológicas para a destinação da vinhaça. *Revista Trópica: Ciências Agrárias e Biológicas*, v. 5, n. 3, 3 dez. 2011.
20. Li, X.; Ai, Y.; Ge, Y.; Qi, J.; Feng, Q.; Hu, J.; Porter, W.; Miao, Y.; Mao, H.; Jin, T. Integrated effects of SCR, velocity, and air-fuel ratio on gaseous pollutants and CO2 emissions from China V and VI heavy-duty diesel vehicles. *Sci. Total Environ.* 2022, 811, 152311–152319.
21. LIMA, ISABELA. Perspectiva E Propostas Para Expansão Do Biogás No Brasil: Uma Análise de Políticas Públicas. 1 Feb. 2020, p. 129.
22. MARQUES, M. O. Aspectos técnicos e legais da produção, transporte e aplicação de vinhaça. In: SEGATO, S. V. et al. (Org.). Atualização em produção de cana-de-açúcar. Piracicaba: CP 2, 2006. p. 369-375.

23. Moraes, B. S., Junqueira, T. L., Pavanello, L. G., Cavalett, O., Mantelatto, P. E., Bonomi, A., & Zaiat, M. (2014). Anaerobic digestion of vinasse from sugarcane biorefineries in Brazil from energy, environmental, and economic perspectives: Profit or expense? *Applied Energy*, 113, 825–835.
24. NAKASHIMA, R. N.; OLIVEIRA JR, S. DE. Comparative exergy assessment of vinasse disposal alternatives: Concentration, anaerobic digestion and fertirrigation. *Renewable Energy*, v. 147, p. 1969–1978, 1 mar. 2020.
25. OLIVEIRA (2014) OLIVEIRA, A. Dados relativos ao setor de manutenção agrícola. Usina produtora de etanol da região Centro-Oeste do Estado de Minas Gerais, 2014
26. PAZIAN, A. Desenvolvimento de uma Metodologia para Análise do Potencial de Cogeração de Energia Elétrica em Usina de Açúcar e Álcool. Universidade Estadual Paulista Júlio de Mesquita Filho. Faculdade de Engenharia Industrial, 2004.
27. PERRY, H.R.; GREEN; D.W.; Perry's Chemical engineers' handbook, 7th Edition, 1999
28. Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., & West, R. E. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (5th ed.). McGraw-Hill.
29. SILVA, T. et al. Estudo de viabilidade da implantação de um concentrador de vinhaça em uma usina produtora de etanol. p. 15, 2015.
30. SMITH, J. M.; VAN NESS, H. C.; ABBOTT, M. M. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*. 7th ed. New York: McGraw-Hill, 2005.
31. THE ECONOMIST 2021 *The Economist*. 2020. The Big Mac index. [online] Available at: <<https://www.economist.com/news/2020/01/15/the-big-mac-index>> [Accessed 6 February 2020].
32. SANTOS, Fernando; BORÉM, Aluízio; CALDAS, Celso (Ed.). *Sugarcane: agricultural production, bioenergy and ethanol*. Academic Press, 2015.
33. CHERUBIN, Natália. Concentração de vinhaça. *Revista RPAnews*, 1 jan. 2018. Disponível em: <https://revistarpanews.com.br/tecnologia-industrial-concentracao-de-vinhaca/>. Acesso em: 10 dez. 2024.