UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO JOÃO DEL-REI

CAMPUS ALTO PARAOPEBA

PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

AVALIAÇÃO DA INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA DE UMA BIORREFINARIA VISANDO À PRODUÇÃO DE ETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO UTILIZANDO ANÁLISE *PINCH*

FERNANDA CARLOS MONTEIRO

OURO BRANCO - MG

2022

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO JOÃO DEL-REI
CAMPUS ALTO PARAOPEBA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

FERNANDA CARLOS MONTEIRO

AVALIAÇÃO DA INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA DE UMA BIORREFINARIA VISANDO À PRODUÇÃO DE ETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO UTILIZANDO ANÁLISE *PINCH*

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de São João Del-Rei, como requisito para a obtenção do título de Mestre.

*Bolsista CAPES

Orientador:
Prof. Dr. Boutros Sarrouh

OURO BRANCO – MG
2022

Ficha catalográfica elaborada pela Divisão de Biblioteca (DIBIB)
e Núcleo de Tecnologia da Informação (NTINF) da UFSJ,
com os dados fornecidos pelo(a) autor(a)

M775a

Monteiro, Fernanda Carlos.
AVALIAÇÃO DA INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA DE UMA BIORREFINARIA VISANDO À PRODUÇÃO DE ETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO UITLIZANDO ANÁLISE PINCH / Fernanda Carlos Monteiro ; orientador Boutros Sarrouh. -- Ouro Branco, 2022.
108 p.

Dissertação (Mestrado - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química) -- Universidade Federal de São João del-Rei, 2022.

1. Biocombustível. 2. Resíduos lignocelulósicos. 3. Simulação energética. 4. Análise Pinch. 5. Processo biotecnológico. I. Sarrouh, Boutros, orient. II. Título.

MINISTÉRIO DA EDUCAÇÃO
UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO JOÃO DEL-REI
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

NOMEAÇÃO DE BANCA EXAMINADORA Nº 6 / 2023 - PPGEQ (13.13)

Nº do Protocolo: 23122.002711/2023-32

Ouro Branco-MG, 24 de janeiro de 2023.

MEMBROS DA BANCA EXAMINADORA DA DISSERTAÇÃO DE MESTRADO DE **FERNANDA CARLOS MONTEIRO**, APRESENTADA AO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO JOÃO DEL-REI, EM 30 DE NOVEMBRO DE 2022.

BANCA EXAMINADORA:

(Assinado digitalmente em 25/01/2023 15:20)
BOUTROS SARROUH
PROFESSOR DO MAGISTERIO SUPERIOR
DQBIO (12.26)
Matrícula: 2028441

(Assinado digitalmente em 24/01/2023 22:07)
RENATA CAROLINA ZANETTI LOFRANO
PROFESSOR DO MAGISTERIO SUPERIOR
DEQUI (12.29)
Matrícula: 1491686

(Assinado digitalmente em 25/01/2023 07:59)
FERNANDO MASARIN
ASSINANTE EXTERNO
CPF: 281.530.278-08

Para verificar a autenticidade deste documento entre em **https://sipac.ufsj.edu.br/public/documentos/index.jsp** informando seu número: **6**, ano: **2023**, tipo: **NOMEAÇÃO DE BANCA EXAMINADORA**, data de emissão: **24/01/2023** e o código de verificação: **991f25243a**

"O futuro dependerá daquilo que fazemos no presente".

Mahatma Gandhi

Agradecimentos

A Deus, pela fé, saúde e sabedoria para que eu pudesse chegar até aqui.

Em especial, aos meus pais, Flávia e Fernando, por todo o amor, dedicação e incentivo para que eu pudesse realizar os meus sonhos, muitas vezes, abdicando-se dos seus. Tenho imenso orgulho de fazer parte dessa família e de ser sua filha, serei eternamente grata por tudo que fazem por mim. Eu amo vocês!

Ao meu irmão Fábio, por estar sempre presente em minha vida, com muito amor e carinho.

Ao meu namorado Ivan, por sempre acreditar em mim, estar presente em todos os momentos e apoiar todas as minhas decisões.

Aos meus avós, Nilda e Cláudio, à minha tia Vanessa e à minha prima Luíza pelo carinho e compreensão de minha ausência.

Ao meu orientador, Dr. Boutros Sarrouh, pela oportunidade, ensinamentos e confiança dedicados durante todo este período.

Ao corpo docente e funcionários do Programa de Pós-graduação em Engenharia Química da UFSJ por todo o suporte.

À Universidade Federal de São João del-Rei pela oportunidade.

Também a todos que, de alguma forma, contribuíram para tornar realidade este trabalho.

“O presente trabalho foi realizado com apoio da Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior – Brasil (CAPES) – Código de Financiamento 001”.

Esta conquista também é de vocês!

Muito Obrigada!

Resumo

O presente trabalho foi realizado, a partir de um estudo da integração energética, utilizando a metodologia de análise *Pinch* em um biorrefinaria, visando à produção de etanol de segunda geração, tendo como matéria-prima o bagaço da cana-de-açúcar, subproduto gerado pela produção de açúcar e álcool. Para comprovar a eficiência da análise *Pinch*, foi comparado o cenário, utilizando análise *Pinch* com outros dois diferentes cenários, um cenário no qual a integração energética é na presença de um ciclo com quatro unidades de trocadores de calor e o outro cenário sem nenhum tipo de integração energética. O objetivo deste estudo é avaliar a viabilidade da produção de etanol de segunda geração, por meio da integração energética, utilizando a metodologia de análise *Pinch*. Primeiro foi elaborado um fluxograma de uma biorrefinaria produtora de E2G, sem integração energética e o cálculo do balanço de massa. Em seguida, as correntes foram selecionadas, de acordo com sua necessidade de aquecimento e resfriamento. As correntes quentes, de saída do filtro prensa, rica em xilose e a de saída do concentrador, contendo concentrado de glicose precisaram ser resfriadas e as correntes frias, contendo solução ácida utilizada para a hidrólise ácida e a de saída da primeira centrifuga, presente no processo, precisaram ser aquecidas. Com as correntes selecionadas, os trocadores de calor para o cenário de integração energética por clico foram posicionados e o balanço de energia e a área de transferência de calor foram calculados. Para a aplicação da análise *Pinch*, utilizaram-se as mesmas correntes do cenário anterior. Foi possível a elaboração dos gráficos da curva composta e da grande curva composta, como também as utilidades quentes (vapor) e frias (água) requeridas, juntamente com a nova configuração dos trocadores de calor necessários ao processo. Logo, foi possível analisar e comparar as duas metodologias de integração energética. A redução no consumo de utilidade quente foi de 24,5 % e de utilidade fria 44,7 %, quando utilizada a metodologia por ciclo de trocadores de calor e de 62,2 % de utilidades quentes e 92,8 % com utilidades frias, quando utilizada a análise *Pinch*. Logo os resultados obtidos confirmam a viabilidade da integração energética e enfatiza que o uso da análise *Pinch* é, nesse caso, o melhor método, pois o processo com a implementação da análise *Pinch* reduziu não só os números de trocadores de calor pela metade, quando comparado ao processo com a presença do ciclo de trocadores de calor, como também os custos com utilidades, e a redução dos impactos ambientais causados pelas grandes industrias deste ramo.

Palavras-chaves: biocombustível; resíduos lignocelulósicos; simulação energética; análise *Pinch;* processo biotecnológico.

Abstract

The present work was carried out in a study of energy integration, using a *Pinch* analysis methodology in a production biorefine from the second generation, having as raw material the steel of sugar production, as an alternative for sugar generation. sugar and alcohol. To obtain efficiency of the *Pinch* analysis, compared to the *Pinch* analysis scenario with two other different scenarios, a scenario without energy quality of second generation ethanol production (E2G) is in the presence of a cycle with four heat exchange units and the other environment without any kind of energy energy. The objective of this study is to evaluate the feasibility of producing second-generation ethanol through energy integration using a *Pinch* analysis methodology. The first step is the elaboration of a flowchart of an ethanol biorefinery without energy integration, then the mass balance is performed. After the current flow of current flow like, were selected according to their need for knowledge, such as current flow of filter current, rich flow and output of the glucose concentration concentrator that need be cooled and cold streams, the acid solution used for hydrolysis in the stream and the output stream of the first centrifuge do not present any process that need to be heated. electrical energy environment through sensors and energy balance, an area of transfer of heat values for calculations. For the application of the *Pinch* analysis, use the same currents as in the previous scenario. With the cold curvature it was possible to elaborate the graphs also of large composting and large composting as hot utilities (steam) and compounds, cold curve with the configuration of heat exchangers. energy analysis comparators it is possible to analyze and two electrical energy methodologies, with the heat cycle and *Pinch* analysis within a company producing energy and 2 G without energy energy The reduction in consumption of hot utility was 24.46% and of cold utility 44.74% when using the methodology by cycle of heat exchangers and 62.20% of hot utilities and 92.80% with cold utilities, when using the *Pinch* analysis. Therefore, the results obtained confirm the feasibility of the energy analysis and emphasize that the use of *Pinch* is the best method in this case. Therefore, the implementation of the *Pinch* analysis, with only the presence of heat cycles, is not an implementation of the numbers of heat exchangers, but also the costs with the hottest and coldest utilities, and a reduction of the environmental impacts by the great industries of this branch.

***Keywords*:** biofuel; lignocellulosic residues; energetic simulation; *Pinch* analysis; biotechnological process.

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS ..... **XI**

LISTA DE TABELAS ..... **XIII**

1. INTRODUÇÃO **17**

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA **20**

2.1. HISTÓRICO DA INDÚSTRIA SUCROALCOOLEIRA E PRODUÇÃO DE ETANOL 20

2.2. BIORREFINARIA 22

2.3. BIOMASSA 23

2.4. CANA-DE-AÇÚCAR 24

2.4.1. BAGAÇO DA CANA-DE-AÇÚCAR 25

2.4.2. CARACTERIZAÇÃO DO BAGAÇO 26

2.4.2.1. CELULOSE 26

2.5. ETANOL 28

2.5.1. ETANOL DE PRIMEIRA GERAÇÃO 29

2.5.2. ETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO 30

2.6. BALANÇO DE MASSA 31

2.7. BALANÇO DE ENERGIA 32

2.8. INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA 33

2.8.1. ANÁLISE PINCH 34

2.8.2. CURVA COMPOSTA 35

2.8.3. GRANDE CURVA COMPOSTA 36

2.8.4. TABELA PROBLEMA 37

2.8.5. NÚMERO DE UTILIDADES 39

3. PROCEDIMENTOS DE CÁLCULO E SIMULAÇÃO **39**

3.1. ELABORAÇÃO DO FLUXOGRAMA DE PRODUÇÃO DO ETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO 40

3.2. AVALIAÇÃO ENERGÉTICA 44

3.3. INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA 46

4. RESULTADOS E DISCUSSÃO **47**

4.1. BALANÇO DE MASSA E BALANÇO DE ENERGIA DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DO ETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO 48

4.2. INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA 58
4.2.1. AVALIAÇÃO DA INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA PROPOSTA COM O USO DE REDE DE TROCADOR DE CALOR 59
4.2.2. AVALIAÇÃO DA INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA COM O USO DA ANÁLISE *PINCH* 68
5. CONCLUSÃO 78
6. SUGESTÃO PARA TRABALHOS FUTUROS 79
REFERÊNCIAS 80
APÊNDICE 87
APÊNDICE A – CÁLCULOS DO BALANÇO DE MASSA E BALANÇO DE ENERGIA DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE ETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO SEM INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA 87
APÊNDICE B – CÁLCULOS DA ÁREA DOS QUATRO TROCADORES DE CALOR PROPOSTOS E BALANÇO DE ENERGIA 96
APÊNDICE C – CÁLCULOS DA INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA UTILIZANDO ANÁLISE *PINCH* 106

Lista de Figuras

Figura 1. Gráfico da evolução da produção nacional de etanol anidro e hidratado – 2012-maio/2022 21
Figura 2. Evolução das vendas de etanol e gasolina no Brasil 2012-2021 22
Figura 3. Esquema ilustrativo das diferentes fontes de biomassa e suas origens 24
Figura 4. Componentes estruturais da cana-de-açúcar 24
Figura 5. Ilustração da geração integrada à produção de etanol de primeira e segunda geração 26
Figura 6. Representação das ligações de hidrogênio intermoleculares e intramoleculares da celulose 27
Figura 7. Representação das principais etapas de produção do etanol de segunda geração (E2G) 31
Figura 8. Ilustração de um diagrama de Curvas Compostas 36
Figura 9. Exemplo de ilustração de uma Grande Curva Composta 37
Figura 10. Diagrama com as etapas seguidas na elaboração da metodologia empregada no respectivo estudo 40
Figura 11. Fluxograma do processo de produção do etanol de segunda geração sem integração energética 41
Figura 12. Diagrama de uma biorrefinaria referente à produção de etanol de segunda geração integrado ao etanol de primeira geração 46
Figura 13. Representação de um tanque de mistura, bagaço de cana-de-açúcar e solução ácida 48
Figura 14. Representação da etapa de hidrólise ácida do bagaço de cana-de-açúcar a 120ºC 49
Figura 15. Representação da etapa de filtração do hidrolisado 51
Figura 16. Representação da etapa de hidrólise enzimática da torta a 50ºC 52
Figura 17. Representação da etapa de centrifugação do hidrolisado 53
Figura 18. Representação da etapa de concentração do hidrolisado 54
Figura 19. Representação da etapa de equalização do hidrolisado 55
Figura 20. Representação da etapa de fermentação do hidrolisado celulósico 56
Figura 21. Representação de uma etapa de centrifugação da levedura 58
Figura 22. Esquema representativo do clico formado pelos trocadores de calor 59
Figura 23. Fluxograma da produção de etanol de segunda geração com trocadores de calor 61

Figura 24. Representação da etapa de aquecimento da solução ácida utilizando o trocador de calor 1 62
Figura 25. Representação da etapa de resfriamento do hidrolisado utilizando o trocador de calor 2 64
Figura 26. Representação da etapa de aquecimento do hidrolisado utilizando o trocador de calor 3 65
Figura 27. Representação da etapa de resfriamento do concentrado utilizando o trocador de calor 4 67
Figura 28. Representação da Curva Composta (CC) com os resultados obtidos pela análise *Pinch* 71
Figura 29. Representação da Grande Curva Composta (GCC) com os resultados obtidos pela análise *Pinch* 72
Figura 30. Esquema ilustrativo da rede de trocadores de calor proposto pelo método de análise *Pinch* 73
Figura 31. Fluxograma de produção de etanol de segunda geração com integração energética por meio da análise *Pinch* 75

Lista de Tabelas

Tabela 1. Composição dos principais componentes da cana-de-açúcar 25
Tabela 2. Composição química de biomassas lignocelulósicas com potencial de produção de etanol de 2ª geração 26
Tabela 3. Quadro da composição média do caldo de cana-de-açúcar em % massa 29
Tabela 4. Exemplo de uma representação da Tabela Problema, com transferência de energia inicial e final 38
Tabela 5. Relação das composições das correntes de entrada e saída do tanque de mistura.. 49
Tabela 6. Relação da composição das correntes de entrada e saída da etapa de hidrólise ácida 50
Tabela 7. Resultado do balanço de energia para o aquecimento do reator de hidrolise ácida 50
Tabela 8. Relação da composição das correntes de entrada e saída da etapa de filtração 51
Tabela 9. Relação da composição das correntes de entrada e saída da etapa de hidrólise enzimática 52
Tabela 10. Resultado do balanço de energia para o resfriamento do reator de hidrolise ácida 53
Tabela 11. Relação da composição das correntes de entrada e saída da etapa de centrifugação 54
Tabela 12. Relação da composição das correntes de entrada e saída da etapa de concentração 55
Tabela 13. Resultado do balanço de energia para o aquecimento do concentrador 55
Tabela 14. Relação da composição das correntes de entrada e saída da etapa de equalização do hidrolisado 56
Tabela 15. Relação da composição das correntes de entrada e saída da etapa de fermentação 57
Tabela 16. Resultado do balanço de energia para o resfriamento do fermentador 57
Tabela 17. Composição das correntes de entrada e saída da etapa de centrifugação 58
Tabela 18. Dados obtidos da etapa de aquecimento utilizando o trocador de calor 1 63
Tabela 19. Dados obtidos da etapa de resfriamento utilizando o trocador de calor 2 65
Tabela 20. Dados obtidos da etapa de aquecimento utilizando o trocador de calor 03 66
Tabela 21. Dados obtidos da etapa de resfriamento utilizando o trocador de calor 4 67

Tabela 22. Resultado do balanço de energia nos equipamentos que ainda precisam aquecer/resfriar 68
Tabela 23. Dados das correntes de integração energética 69
Tabela 24. Tabela problema, cascata e cascata acumulada 70
Tabela 25. Especificações dos trocadores de calor utilizados após a análise *Pinch* 74
Tabela 26. Comparação dos cenários propostos sem e com integração energética para a produção do E2G 76

Lista de Abreviaturas e Símbolos

ΔT_{lm} – média logarítmica das diferenças de temperatura;

$\Delta T_{mín}$ – diferença mínima de temperatura;

C_p – calor específico;

$T_{f_{ent}}$ – temperatura do fluido frio de entrada;

$T_{f_{sai}}$ – temperatura do fluido frio de saída;

$T_{q_{ent}}$ – temperatura do fluido quente de entrada;

$T_{q_{sai}}$ – temperatura do fluido quente de saída;

T_e – temperatura de entrada;

T_s – temperatura de saída;

$\dot{m}$ – vazão mássica;

ΔEc – variação de energia cinética;

ΔEp – variação de energia potencial;

ΔH – variação de entalpia;

ΔU – variação de energia interna;

2G – segunda geração;

CC – curva composta;

E1G – etanol de primeira geração;

E2G – etanol de segunda geração;

GCC – grande curva composta;

PE – ponto de estrangulamento;

VC – volume de controle;

A – área de transferência de calor;

P – pressão;

Q – taxa de transferência de calor;

U – coeficiente global de troca térmica;

V **–** volume.

1. INTRODUÇÃO

O Brasil está em crescente desenvolvimento econômico no setor industrial, com isso, a demanda de matéria-prima vem aumentando expressivamente. Em virtude do crescimento acelerado, há uma necessidade de obter produtos de forma mais sustentável, para minimizar impactos ambientais. De acordo com a Conferência do Clima (COP26), que ocorreu em 2021, a qual contou com a presença de 196 países, o Brasil teve papel fundamental, para evitar efeitos catastróficos, pois o país está em 6º lugar, no ranking de emissão de gases do efeito estufa, sendo o quarto maior emissor de gás carbônico no mundo (PASSARINHO, 2021). Apesar de sua importância, as metas propostas para o Brasil até o ano de 2021 se mostraram estagnadas, assim, para suprir seus baixos resultados, o governo brasileiro propôs a diminuição das emissões de gases no efeito estufa em 50% até o ano de 2030 (GENIN; FRASSON, 2021).

Para que o crescimento e o desenvolvimento industrial ocorram, sem comprometer o meio ambiente, uma forma de garantir que a produção se torne mais sustentável é substituindo a matéria-prima fóssil por matéria-prima renovável, como, por exemplo, o etanol proveniente da cana-de-açúcar que é utilizada para substituir a gasolina derivada do petróleo (OLIVEIRA, 2016). Segundo a Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (BRASIL, 2021), o etanol é um biocombustível capaz de substituir combustíveis fósseis em motores que precisam de combustão interna, como exemplo, a gasolina. A produção de etanol se dá por meio de uma biorrefinaria. A biorrefinaria é o nome dado ao setor industrial que utiliza biomassa, matéria orgânica de origem animal ou vegetal, para gerar biocombustíveis e outros produtos que geralmente são produzidos pelo setor petroquímico (OLIVEIRA, 2016).

O setor sucroalcooleiro no Brasil tem alta relevância econômica, visto que é o maior produtor de etanol de primeira geração do mundo derivado da cana-de-açúcar e, a partir da produção de açúcar e álcool, é obtido o bagaço, subproduto proveniente da cana-de-açúcar. O bagaço é considerado uma biomassa lignocelulósica e é o recurso renovável mais abundante existente no nosso planeta. A produção de etanol de segunda geração, utilizando o bagaço como matéria-prima, vem sendo estudada justamente por ser um recurso renovável, recorrente e abundante.

Para a obtenção do etanol de segunda geração, é necessário realizar a deestruturação dos principais contituintes químicos presentes da biomassa, esses são a celulose, hemicelulose e lignina. Para esse processo, faz-se o uso de pré-tratamento na biomassa. O pré-tratamento irá facilitar a conversão de celulose e hemicelulose em açúcares fermentáveis, aumentando a

conversão final de etanol; o pré-tratamento mais comum é com a presença de ácidos diluídos, pois, como o ácido é diluído, a corrosão nos equipamentos não minimizadas, diminuindo custos com manutenção. Após o pré-tratamento, a polpa recuperada segue para a hidrólise enzimática, a qual é responsável pela conversão da celulose em glicose. A solução contendo glicose deve ser concentrada e fermentada, pois é na fermentação que a glicose é convertida em etanol. Após a fermentação, a solução contendo etanol é então destinada para a destilação e, posteriormente, para distribuição.

A produçao de etanol de primeira geração (E1G) e do etanol de segunda geração (E2G), embora apresentem diferenças em sua produção, como a matéria-prima, insumos, alguns equipamentos e rotas tecnologicas, apresetam elementos em comum que podem ser integrados, em uma mesma planta de produção. A junção dessas duas produções pode elevar o país ao setor de segurança energética e ajudar a bater seus objetivos de redução da emissão de gases no efeito estufa (CARPIO, 2019).

Porém, em razão dos custos com estapas adicionais na produção do E2G, como a hidrólise ácida e a hidrólise enzimática, sua produção ainda não é economicamente viável. Buscando melhorar a produção do ponto de vista econômico e ambiental, um estudo sobre a integração energética pode ser feito em uma biorrefinaria. Para que ocorra a integração energética, é imprescindível a combinação de correntes quentes e correntes frias em um processo com a presença de trocadores de calor (OLIVEIRA, 2014). Para que a integração seja eficiente, fez-se o uso da ferramenta de análise *Pinch*, que conta com a identificação e condução das correntes quentes, que precisam ser resfriadas e das correntes frias, que precisam ser aquecidas, até atingirem uma temperatura adequada da forma mais econômica possível. As correntes, quando combinadas, geram uma rede de troca térmica.

Nesse trabalho, foi utilizada a ferramenta da integração energética, por meio de uma rede de trocadores de calor, e da análise *Pinch* visando à redução das utilidades de consumo em termos de vapor (corrente quente) e de água (corrente fria) no processo de produção de álcool de segunda geração a partir de subprodutos lignocelulósicos. Dessa forma, espera-se obter uma redução nos gastos de energia e água, viabilizando a implementação do processo de produção de etanol 2G em uma usina de açúcar e álcool.

Objetivos

Objetivo Geral

Estudar a viabilidade da integração energética de uma biorrefinaria, visando à produção de etanol de segunda geração, a partir do bagaço da cana-de-açúcar, utilizando a metodologia de análise *Pinch*.

Objetivos Específicos

1. Simulação de um processo industrial de produção de etanol 2G, com e sem o uso de trocadores de calor, por meio de cálculos feitos de balanços de massa e balanço de energia;
2. Integração do processo de produção de etanol de segunda geração a uma usina de açúcar e álcool, utilizando um ciclo de trocadores de calor;
3. Avaliação da eficiência energética do processo integrado utilizando a metodologia de análise P*inch*.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1. Histórico da indústria sucroalcooleira e produção de etanol

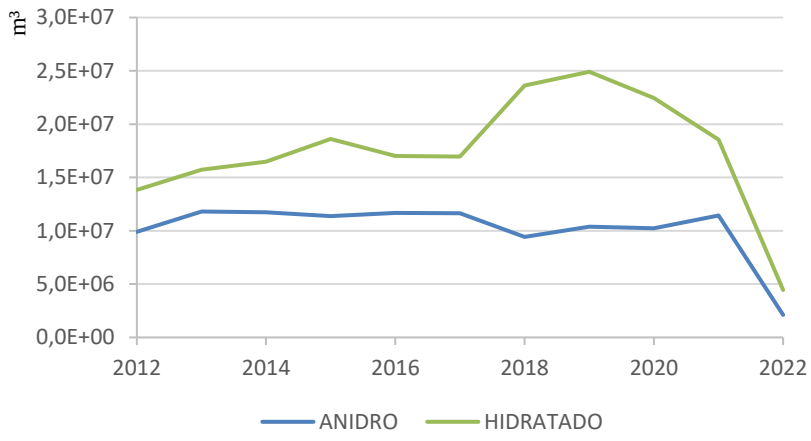
A produção da cana-de-açúcar, no Brasil, teve início no século XVI, trazida pelos portugueses. Foi introduzida, na região de São Paulo, na Capitania de São Vicente e, no Estado de Pernambuco, no Nordeste, com maior predominância (RUSSEL-WOOD, 1998).

Segundo Michel Junior (2010), o cultivo da cana-de-açúcar no país sofreu dois impactos negativos. O primeiro ocorreu com a introdução dessa cultura no Caribe pelos holandeses, franceses, ingleses e espanhóis, favorecendo o colapso do cultivo da cana no Brasil. Entretanto não foi o suficiente para acabar com a produção de cana no Brasil. O segundo impacto ocorreu com a tecnologia francesa de produzir açúcar por meio da beterraba, reduzindo drasticamente a dependência dos europeus de importar a cana-de-açúcar.

As primeiras experiências, usando álcool como combustível, ocorreram no início de 1920. Alguns anos depois, foram feitas várias misturas de álcool para introduzir no mercado e ser usado como combustível, como, por exemplo, a Usina Serra Grande Alagoas (USGA) com composição de 75% etanol e 25% éter. Em 1931, o governo oficializou um decreto de nº19.717, no qual a adição de álcool na gasolina se tornava obrigatória. Outro decreto foi criado (nº76.593/75), no ano de 1975, em que o governo brasileiro criou o Programa Nacional do Álcool, conhecido como Proálcool, no qual a adição de etanol anidro na gasolina seria de até 20%, substituindo outros produtos importados (KOHLHEPP, 2010).

Os anos se passaram e, em 2003, ocorreu o lançamento de veículos com motores *Flex*, veículos que aceitam tanto a gasolina quanto o álcool. A produção de etanol expandiu e desde 2005 os automóveis do tipo *Flex* são os mais utilizados. A Figura 1 mostra o avanço da produção de etanol anidro e hidratado ao longo dos últimos dez anos.

Figura 1. Gráfico da evolução da produção nacional de etanol anidro e hidratado – 2012-maio/2022



Fonte: Brasil (2022).

Como mostra a Figura 1, a produção de etanol hidratado e anidro aumentou do ano de 2012 ao ano de 2021, tendo maior percentual de aumento o etanol hidratado, com pontos de quedas nos anos de 2014, 2016 e 2017. Já o etanol anidro apresentou uma produção constante, no período de 2013 a 2017, tendo uma queda no ano de 2018.

Nos anos de 2018 e 2019, a produção nacional de etanol hidratado aumentou expressivamente em relação ao ano de 2017, tendo uma pequena queda no ano de 2020 e 2021. Segundo os dados da ANP (BRASIL, 2020), a produção de etanol, no ano de 2019, cresceu 6,9 %, atingindo uma marca histórica de 35,3 bilhões de litros, aumentando as vendas em 16,3 %. Para o ano de 2022, até o mês de maio, a produção de etanol anidro e hidratado segue o padrão esperado pelos anos anteriores.

Segundo Silva, Silva Júnior e Pinto Júnior (2010), os principais fatores, para a produção de biocombustíveis provenientes da cana-de-açúcar, são pelo seu rendimento energético e à realidade brasileira, uma vez que o Brasil ocupa a primeira posição na produção mundial de tecnologia desse tipo de cultura.

Nos dias atuais, por causa do aumento no valor final da gasolina, o consumo de etanol vem sendo uma alternativa para os consumidores. A Figura 2 apresenta um gráfico da evolução das vendas de etanol (anidro/hidratado) e gasolina nos últimos anos.

Figura 2. Evolução das vendas de etanol e gasolina no Brasil 2012-2021

Fonte: Brasil (2022).

Parte do consumo de etanol, visto na Figura 2, dá-se pela sua adição na gasolina, pois 27 % desse combustível são constituídos de etanol anidro. No ano de 2021 houve uma redução no consumo de etanol e aumento do consumo da gasolina, em relação ao ano anterior, sendo uma queda de 8,3 % (BRASIL, 2022).

2.2. Biorrefinaria

Originado no fim da década de 1990, o conceito de biorrefinaria surgiu por insuficiência de combustíveis fósseis e aumento do uso de biomassa como matéria-prima para produtos renováveis (MAITY, 2015). Uma biorrefinaria tem como principal objetivo a diminuição do consumo de matéria-prima fóssil e o aumento do consumo de matéria-prima renovável, para a redução de impactos ambientais causados pelo consumo e produção do material fóssil (OLIVEIRA, 2016).

A grande vantagem das biorrefinaria, no Brasil, é a abundância de biomassa proveniente de resíduos agrícolas e agroindustriais, como o bagaço da cana-de-açúcar, subproduto gerado em larga escala pela produção de açúcar e álcool. O bagaço pode ser utilizado, para a produção de biocombustíveis, como o etanol de segunda geração. Quanto maior for o aproveitamento da biomassa e dos resíduos, gerados no processamento, maior é a variedade de produtos formados, mas, para isso ocorrer, a unidade de processamento tende a ter uma estrutura com um elevado nível de complexidade (OLIVEIRA, 2016).

Neste trabalho, a biomassa utilizada é o bagaço de cana-de-açúcar, visando à obtenção do etanol de segunda geração. Para que haja a conversão da biomassa no produto de interesse, são necessárias rotas de conversão. Existem diferentes rotas de conversão em uma biorrefinaria com o objetivo de obter melhor aproveitamento da biomassa e um alto rendimento. Entre elas, três rotas se destacam: a rota química, que faz a utilização de produtos químicos para maior eficiência no processo de hidrólise, ao transformar a matéria-prima em biocombustíveis; a rota termoquímica, que ocorre na presença de altas temperaturas, como incineração, pirólise, gaseificação e carbonização; e a rota biológica, que emprega microrganismos, fungos, enzimas e bactérias no seu processo para aumentar a conversão da matéria-prima no produto desejado (ASSIS; MARISUTTI; ROSSI, 2021). Neste trabalho, para a obtenção do E2G, são utilizadas duas das rotas principais, a rota química, presente na hidrólise ácida e a rota biológica, na etapa de hidrolise enzimática.

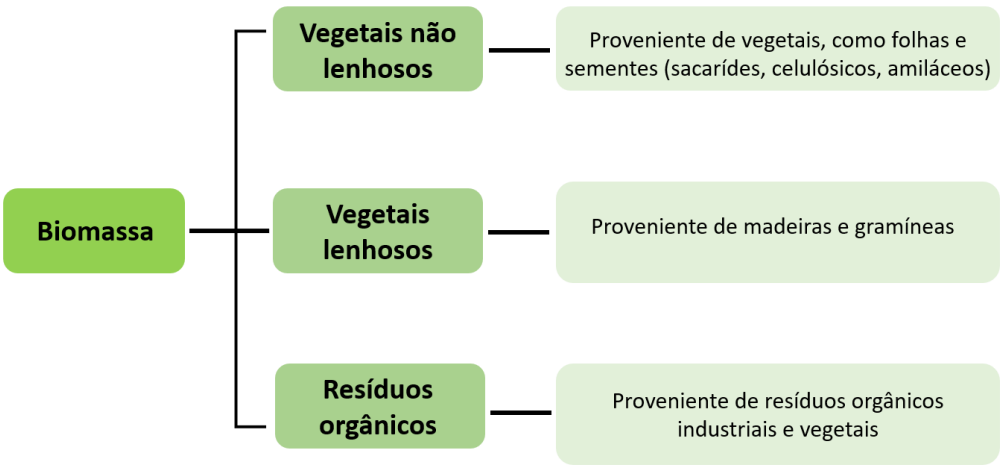
2.3. Biomassa

O termo biomassa é designado como um grupo de matérias-primas renováveis e de produtos capazes de produzir energia, proveniente de matéria orgânica vegetal.

A biomassa pode ser encontrada, em madeira e resíduo de madeira, colheitas agrícolas e seus resíduos, resíduos sólidos municipais, resíduo de processamento de alimento, plantas aquáticas e algas. Geralmente é constituído por elementos químicos, tais como carbono, nitrogênio, hidrogênio e oxigênio, seus constituintes principais são a celulose, hemicelulose e a lignina (GUEDES *et al.*, 2010). É utilizada para se obter bioenergia, aumentando seu valor agregado, sendo a mais antiga forma de energia renovável existente no mundo.

Os produtos químicos obtidos, a partir de resíduos, são os que possuem maior potencial em agregar valor às cadeias produtivas da biomassa, em função da participação estratégica da indústria química, no fornecimento de insumos e produtos finais a diversos setores da economia, como: petroquímico, farmacêutico, automotivo, da construção civil, agronegócio, cosméticos, entre outros (VIEIRA *et al.*, 2014). A Figura 3 mostra as principais fontes de biomassa encontradas no planeta.

Figura 3. Esquema ilustrativo das diferentes fontes de biomassa e suas origens

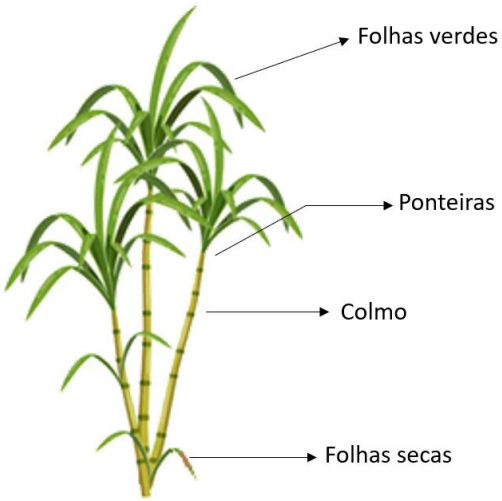


Fonte: Elaborado pela autora.

2.4. Cana-de-açúcar

A cana-de-açúcar é de origem asiática e pertencente à família das framináceas. Apresenta colmo, ponteiros, folhas secas e verdes (Figura 4). Com cultivo duradouro, varia de acordo com as condições locais, onde a cana pode ter entre 4 e 12 colmos, crescer entre 3 e 5 metros de altura e o conteúdo de açúcar oscilar de 11 a 16 % (AUGSTBURGER *et al*., 2000).

Figura 4. Componentes estruturais da cana-de-açúcar



Fonte: Elaborado pela autora.

O colmo, por ser rico em sacarose, é a parte utilizada, para a produção de açúcar e etanol. A Tabela 1 representa a composição básica da cana-de-açúcar.

Tabela 1. Composição dos principais componentes da cana-de-açúcar

Componente	Teor (% massa)
Sólidos solúveis totais	18 – 27
Fibras (base seca)	10 – 16
Água	69 – 76

Fonte: Corrêa (2016).

As principais atribuições da cana-de-açúcar é a produção de açúcar para o mercado interno e externo e o etanol para o mercado interno. Uma característica importante é o seu alto rendimento energético a partir do seu processamento (CORRÊA, 2016). Também apresenta alta produtividade de massa verde, fácil cultivo e colheita até em época de estiagem.

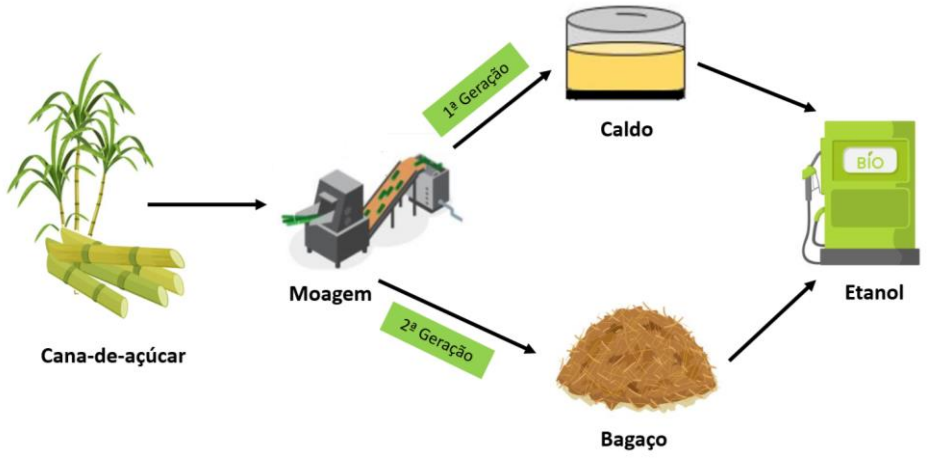
O Brasil é o maior produtor de cana-de-açúcar no mundo, sendo São Paulo o estado predominante com mais de 50% da safra no Brasil. A grande produção de cana-de-açúcar no Brasil é em função das suas várias formas de utilidade, desde o material "*in natura*", como, por exemplo, na alimentação animal, na matéria-prima, para a produção de alimentos, como melado, rapadura, açúcar e também na produção de energia, com o etanol. Além disso, os resíduos gerados, também, apresentam importância econômica, como na fabricação de etanol de segunda geração (SILVA; GOMES; ALSINA, 2007).

2.4.1. Bagaço da cana-de-açúcar

O bagaço é um subproduto gerado após a extração do caldo da cana-de-açúcar. Apresenta aproximadamente de 45-50% de umidade, 43-52% de fibras e 2-6% de sólidos solúveis. A compreensão de sua estrutura química do bagaço é fundamental para o desenvolvimento dos processos produtivos (ROSSI, 2012).

Em geral, 1(uma) tonelada de cana-de-açúcar gera 280 kg de bagaço, o qual gerado, pode ser utilizado para a produção do etanol de segunda geração (ALBARELLI, 2013). A produção do etanol de segunda geração, a partir do bagaço da cana, é uma alternativa viável, pois é uma geração integrada à produção do etanol de primeira geração, eliminando custos com o transporte da biomassa, possibilitando também a utilização de alguns equipamentos de produção já existentes, como mostra a Figura 5.

Figura 5. Ilustração da geração integrada à produção de etanol de primeira e segunda geração



Fonte: Elaborado pela autora.

2.4.2. Caracterização do bagaço

A maior fonte de carboidratos naturais do mundo está presente em biomassas lignocelulósicas. Pode conter até 75% de carboidratos por via seca (MOSIER *et al.*, 2005). A composição química dessa biomassa pode variar, como mostra a Tabela 2, com a composição da biomassa voltada para o seu potencial de produção de etanol de segunda geração (SANTOS *et al.*, 2012).

Por apresentar um potencial energético alto, há interesse na utilização dessa biomassa, como o bagaço e a palha da cana-de-açúcar, para a produção de etanol, mais especificamente o etanol de segunda geração (E2G) (CORRÊA, 2016).

Tabela 2. Composição química de biomassas lignocelulósicas com potencial de produção de etanol de 2ª geração

Biomassa Lignocelulósica	Celulose (%)	Hemicelulose (%)	Lignina (%)
Bagaço de cana	32-48	19-24	23-32
Palha de cana	40-44	30-32	22-25

Fonte: Santos *et al*. (2012), adaptada.

2.4.2.1.Celulose

A celulose está presente em todas as plantas e é o principal constituinte dos materiais lignocelulósicos. É um homopolímero sindiotático e linear de glicopiranoses (OLIVEIRA, 2014). Apresenta fórmula molecular mínima $(C_6H_{10}O_5)_n$, sua composição química é formada por anéis de β-D-glicopiranose unidas por ligação β-D (1,4) glicosídicas (RABELO, 2010). A

quantidade de celulose encontrada nas plantas, geralmente, aumenta de acordo com seu amadurecimento.

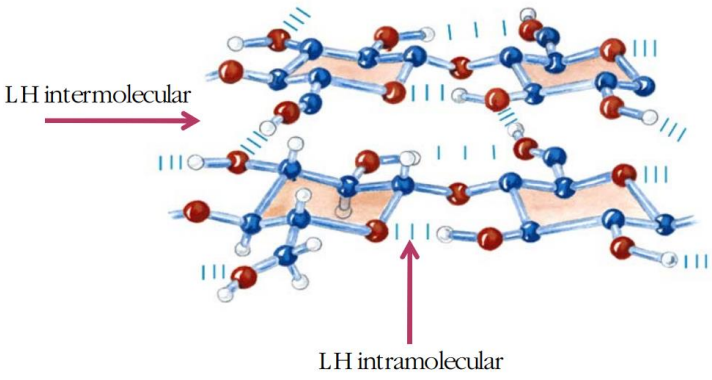
É considerada como a principal fonte de açúcares fermentáveis. Encontra-se o monossacarídeo glicose que são hexoses, ou seja, açúcares que contêm seis átomos de carbonos. Este tipo de açúcar é fermentável, com maior facilidade industrialmente, são eles os principais constituintes do caldo de cana (BORGES; GIGLIOLLI, 2020).

A celulose apresenta um grande impacto comercial, pois sua aplicação é de longa data na indústria de papel e fibras têxteis sintéticas. Nos dias atuais, está sendo bastante utilizada nas áreas de biocombustíveis (OLIVEIRA; MIRANDA; GONÇALVES, 2014). Uma de suas características mais marcantes é a sua cristalinidade. Suas fibras possuem regiões cristalinas, visto que as cadeias de glicose estão ligadas em paralelo de forma que as fibras criam uma maior resistência e regiões amorfas, nessa situação, o grau de desorganização é menor e a fibra se torna mais flexível (VÁSQUEZ *et al.*, 2007).

As ligações das moléculas de celulose nos vegetais são do tipo ligação de hidrogênio, como mostra a Figura 6, arranjando-se em fibrilas; são encontradas encapsuladas à hemicelulose e à lignina. Como resultado dessas ligações intermoleculares e intramoleculares, obtém-se um material com maior resistência à tensão e insolúvel, em uma grande quantidade de solventes, o que justifica sua resistência à degradação microbiana (OGATA, 2013).

As ligações de hidrogênio intramoleculares entre as hidroxilas são responsáveis por dar resistência à celulose, e as interações intermoleculares são as responsáveis pela formação da fibra vegetal. Além disso, é a ligação de hidrogênio o principal fator responsável pelas propriedades físico-químicas da celulose, como a solubilidade, a reatividade e a cristalinidade (SANTOS *et al.*, 2012).

Figura 6. Representação das ligações de hidrogênio intermoleculares e intramoleculares da celulose



Fonte: Moreira (2009).

É no processo de hidrólise que ocorre a clivagem da celulose, gerando celobiose e a glicose, componente de interesse para a produção do etanol de segunda geração. Segundo Rabelo (2010), o tamanho da partícula, sua forma, a polimerização, área superficial, cristalinidade, entre outros são fatores cruciais, para o processo de hidrólise, na qual são submetidas à produção do etanol.

2.5. Etanol

A geração de energia renovável, produzida por meio de biomassa, aumentou muito nos últimos tempos, pelo fato da necessidade de redução da dependência energética de combustíveis fosseis e da diminuição de emissão de gases no efeito estufa (SILVA *et al*., 2021).

O etanol (C_2H_5OH), também denominado de álcool etílico, é conhecido por ser um combustível capaz de substituir combustíveis fósseis em motores que necessitam de combustão. Possui, em sua composição, um alto teor de oxigênio, gerando uma combustão mais limpa e um alto desempenho nos motores, mesmo quando misturado com a gasolina (ALMEIDA; NASCIMENTO, 2021).

No Brasil, o etanol representa um papel importante na economia, pois é usado em carros de motores do tipo *flex* e, também, são misturados na gasolina para a elevação da octanagem e diminuição da emissão de poluentes (SILVA; GOMES; NASCIMENTO, 2019).

A maior fonte de matéria-prima renovável, para a produção de etanol no Brasil, é a cana-de-açúcar. Além da cana-de-açúcar é possível a obtenção de etanol, proveniente de outros cultivos, como milho, beterraba, trigo e mandioca; a produtividade varia por hectare, podendo ser de seis a oito mil litros (BRASSOLATTI *et al.*, 2016).

Existem dois tipos de etanol, provenientes da cana-de-açúcar. O etanol de primeira geração que é produzido com o caldo fermentável extraído da cana e o etanol de segunda geração, que é derivado do bagaço da cana-de-açúcar, subproduto gerado da produção do etanol de primeira geração. Logo, com o aproveitamento do bagaço, para a produção do etanol de segunda geração, é possível produzir uma quantidade maior de etanol com a mesma quantidade de cana-de-açúcar, pois serão utilizados o caldo fermentável e o bagaço, tornando o etanol de segunda geração uma alternativa para a redução dos impactos ambientais gerados pelos combustíveis fósseis e dos resíduos da produção do açúcar e álcool.

A produção de etanol se dá pela conversão microbiológica de componentes da biomassa por fermentação. O processo possui como principais etapas: a conversão da biomassa

em açúcares fermentáveis, a fermentação do açúcar em etanol e a separação e purificação do etanol (SILVA; GOMES; NASCIMENTO, 2019). Essas etapas principais são vinculadas a outras diferentes em relação ao etanol de primeira e de segunda geração.

2.5.1. Etanol de primeira geração

A produção de etanol de primeira geração (E1G), a partir da cana-de-açúcar por via fermentativa, é a mais utilizada pelas indústrias. A primeira etapa, para a produção do etanol, é a colheita e a limpeza da cana-de-açúcar, podendo ser realizada a seco ou utilizando água, em seguida, é cortada em pedaços menores e enviada para a retirada do caldo açucarado. O caldo que foi extraído é levado, para o processo de produção de açúcar e etanol, e a maior parte bagaço, cerca de 80%, é utilizado no processo de queima, como um sistema de cogeração de energia, restando 20% que pode ser destinado a produção do etanol 2G (ALBARELLI, 2013).

O caldo extraído necessita ser limpo, antes da etapa de fermentação, pois as impurezas podem causar impactos negativos no processo. A composição média do caldo de cana-de-açúcar está disposta da Tabela 3.

Tabela 3. Quadro da composição média do caldo de cana-de-açúcar em % massa

Componentes	Teor (% de massa)
Água	71,1
Fibras	10,9
Sacarose	15,5
Não açúcares	2,0
Açúcares	0,5

Fonte: Menezes (2012), adaptada.

Após a limpeza, o caldo clarificado passa por evaporadores, para atingir a concentração adequada para a etapa de fermentação. O vinho obtido na fermentação é então encaminhado para a destilação, processo no qual ocorre a obtenção do etanol hidratado. Para a obtenção do etanol anidro, é necessário passar por mais uma etapa, a de desidratação (ALBARELLI, 2013).

O resíduo gerado, na produção do etanol de primeira geração, o bagaço da cana-de-açúcar, além de ser utilizado no processo de queima, para aquecer as caldeiras, também pode ser aproveitado para se produzir o etanol de segunda geração.

2.5.2. Etanol de segunda geração

Na produção do etanol de segunda geração, a biomassa, que pode ser a palha e/ou bagaço da cana-de-açúcar, é transportada para a indústria. Antes de seguir para a etapa de hidrólise, é necessário passar por um pré-tratamento.

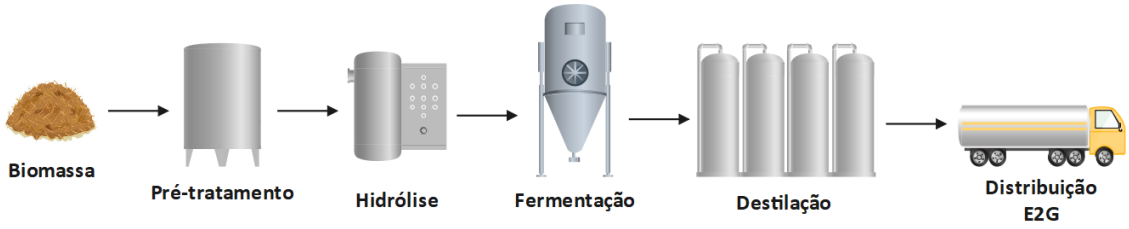
O pré-tratamento é utilizado, para romper a barreira vegetal, que é formada pela ligação da lignina com a hemicelulose, sendo assim, o objetivo é tornar a celulose mais disponível para o acesso das enzimas na hidrólise. Estudos realizados sem o pré-tratamento apontam que o rendimento na hidrolise é inferior a 20%, com a etapa de pré-tratamento, seu rendimento pode chegar a 80% (ASSUMPÇÃO, 2012). O pré-tratamento pode ser químico, físico, biológico ou a junção de dois deles.

O pré-tratamento químico remove a lignina sem degradar a cadeia celulósica que deve apresentar propriedades adequadas à sua posterior utilização (RABELO, 2010). O pré-tratamento químico pode ocorrer em duas condições, utilizando ácido concentrado ou ácido diluído, sendo o tratamento com ácido sulfúrico diluído o mais utilizado, pois apresenta uma menor degradação de açúcares e, com isso, menor formação de inibidores, além do ácido sulfúrico apresentar um baixo custo (MORO, 2015). O pré-tratamento físico tem como objetivo realizar a fragmentação do material por ação mecânica, mantendo sua composição química, pode ser utilizado em moinhos de bola ou moinhos de facas. Já no pré-tratamento biológico, a degradação da lignina e da hemicelulose ocorre pela presença de uma enzima ou microrganismo.

A biomassa pré-tratada então passa pela etapa de hidrólise enzimática, processo mais utilizada industrialmente. Nessa etapa, enzimas atuam como catalisadores, transformando as fibras de celulose em açúcares fermentáveis. Em seguida, na etapa de fermentação, os açúcares são transformados em etanol pela ação de microrganismos, dando origem ao caldo fermentado. O caldo fermentável segue para a destilação, na qual ocorre o processo de purificação, tornando o etanol próprio para distribuição e utilização.

Em razão da dificuldade de acesso à celulose, o pré-tratamento torna-se a etapa mais crucial para o processo, uma vez que apresenta forte impacto, em todas as outras etapas, como, por exemplo, na hidrólise enzimática e na fermentação, em termos de digestibilidade da celulose e toxicidade da fermentação (SANTOS *et al*., 2012). A Figura 7 exemplifica o processo de produção de etanol de segunda geração com suas principais etapas.

Figura 7. Representação das principais etapas de produção do etanol de segunda geração (E2G)



Fonte: Elaborado pela autora.

Alguns dos benefícios do etanol de segunda geração são: máximo aproveitamento dos subprodutos da cana-de-açúcar, possibilidade de utilização de insumos já disponíveis nas unidades, aumento da fabricação de etanol, em até 50% sem ampliar a área de cultivo; redução dos poluentes, como dióxido de carbono, metano e óxido nitroso e a possibilidade de produzir biocombustível, mesmo durante a entressafra da cana, gerando impacto positivo na economia brasileira.

2.6. Balanço de massa

A primeira etapa da solução de um problema em engenharia química parte da resolução do balanço de massa e energia, podendo ser simples ou complexo. Segundo Lavoisier, a massa do universo não pode ser criada ou destruída.

O balanço de massa pode apresentar maior complexidade, quando há vários equipamentos interligados, com sistemas multifásicos, heterogêneos e com reações químicas, como no caso de uma indústria de açúcar e álcool. Sendo assim, é necessário organizar todas as informações em busca da compreensão do processo de forma clara e objetiva.

Para facilitar a resolução do problema, pode-se levar em consideração as seguintes etapas (MAZZUCCO, 2021). Primeiro, deve-se desenhar um diagrama detalhado de todo o processo; delimitar com uma linha tracejada o volume de controle (VC), área em que se deseja realizar os cálculos; quantificar com valores as correntes conhecidas e seus constituintes; organizar as equações relacionando os constituintes com as correntes; levantar informações complementares e escolher uma base de cálculo (BC) para o início das resoluções das equações.

O balanço de massa pode ser global ou por componente. O balanço global é para calcular as correntes de entrada e saída do processo. Deve-se ressaltar que o balanço de massa global não se aplica em processo batelada, pois não tem correntes de entrada e saída no processo e o balanço por componente é para o cálculo de cada componente presente do processo, podendo

ser em estado estacionário ou transiente (MAZZUCCO, 2021). A Equação 1 expressa a equação geral do balanço de massa.

$$Entrada + Geração - Saída - Consumo = Acúmulo \quad 1$$

A entrada e saída são avaliadas por meio da fronteira delimitada por um volume de controle (VC). A geração, o consumo e o acúmulo ocorrem dentro do próprio sistema e precisam ser contabilizadas para a obtenção do valor real das correntes.

2.7. Balanço de energia

Em análises de transformações energéticas, aquelas transformações que consomem ou liberam energia, deve-se levar em consideração além da quantidade transformada, a disponibilidade da energia. Uma forma de quantificar essa energia é por meio dos balanços de energia. Com os resultados, a partir dos balanços de massa e energia, é possível propor melhorias para a qualidade do processo produtivo, para a redução do impacto ambiental e redução de custos (MIGLIAVACCA, 2017). A Equação 2 é utilizada para realizar o cálculo do balanço de energia.

$$\Delta E = Q + W \quad 2$$

Sendo que ΔE é a soma da variação de energia interna (ΔU), da energia potencial (ΔEp) e da energia cinética (ΔEc), Q é o calor trocado entre a vizinhança e o sistema e W é o trabalho também associado à vizinhança do processo.

Resultados do balanço de energia com valores superiores a 1 quer dizer que a energia que foi obtida é maior que a energia gasta no processo, logo o balanço é positivo e a fonte é viável. Já, para valores inferiores a 1, o processo gasta mais energia na produção do etanol, por exemplo, que se pode obter com a sua utilização, tornando o balanço energético negativo. No caso do etanol, devem-se levar em consideração, na realização dos cálculos, os gastos para o cultivo da planta, transporte e o processo produtivo (OLIVEIRA; SERRA; OLIVEIRA, 2014).

2.8. Integração energética

Desde o século XX, têm sido estudadas maneiras de se realizar a otimização do processo reduzindo o consumo energético em plantas industriais (BENINCA, 2008). Nos dias atuais, os processos produtivos, que são empregados em empresas modernas, utilizam algum tipo de energia, como: a energia elétrica, cinética, térmica, gravitacional ou hidrostática. Porém, como muitas plantas industriais apresentam um sistema ultrapassado, com equipamentos antigos, não existem muitos estudos direcionados a essas indústrias e, muitas vezes, apresentam perdas de energia ou falta de aproveitamento ao máximo, em seu processo produtivo, afetando diretamente nos custos do consumo de energia.

Outro ponto muito discutido, dentro das indústrias, atualmente, é a quantidade de agentes poluidores que são emitidos na atmosfera durante seu processo produtivo. Para isso, pode-se fazer o uso da integração energética que, entre todas as técnicas estudadas, é a mais difundida e relacionada à redução da poluição, com a redução de custos, reaproveitamento de fontes energéticas e de recursos naturais (LAZARINI *et al.*, 2016). A integração energética faz o uso da combinação de correntes quentes e correntes frias, em um processo que é constituído por trocadores de calor, tendo como objetivo a redução do consumo de utilidades, insumos necessário para o funcionamento do sistema e dos equipamentos como o vapor, água e energia e, por consequência, minimizar o custo de operação (OLIVEIRA, 2014).

Segundo Amaral (2013), é possível obter três formas de integração energética entre duas ou mais unidades de processo. A primeira é a integração direta. Essa integração faz a combinação de correntes quentes e frias em um sistema único, de forma que a corrente quente irá ceder calor para a corrente fria e vice-versa. Essa primeira forma representa boa parte dos problemas operacionais, em uma planta industrial e grande parte da redução energética, mas apresenta uma desvantagem, quando se trata da flexibilidade de operações das unidades.

A segunda é descrita como uma integração indireta, nesse caso, faz-se o uso de um fluido intermediário como forma de integração entre as unidades. Esse fluido pode ser a própria utilidade já usada no sistema, como o vapor ou a água. Embora nessa integração ocorra uma redução na influência da operação de uma unidade sobre a outra, apresenta uma desvantagem, em relação aos custos de investimento alto, quando comparado à integração direta. A terceira forma de integração é a energética entre unidades das correntes de processo que as unem. Essas correntes são resfriadas nas unidades nas quais são geradas e enviadas para estocagem, até serem aquecidas para serem utilizadas novamente.

Diversas são as técnicas de integração energética desenvolvidas nos últimos anos com aplicações diferentes, mas buscando sempre o mesmo objetivo de reduzir os custos e os impactos ambientais. Entre todas as técnicas estudadas, uma das mais utilizadas e eficientes é a que faz o uso da tecnologia de análise *Pinch.* Essa técnica tem se mostrado uma ferramenta poderosa, para alcançar os objetivos propostos, utilizando a primeira e a segunda lei da termodinâmica.

2.8.1. Análise Pinch

A tecnologia *Pinch* surgiu, na década de 70, como uma solução para os problemas de otimização energética, sua proposta é de fornecer soluções simples e práticas, minimizando a quantidade de energia consumida e fazendo o uso adequado de trocadores de calor. Essas avaliações podem ser feitas, antes mesmo do projeto industrial ser executado, por meio de uma simulação, utilizando dados aproximados que podem ser consultados na literatura. Conhecendo sua demanda mínima de energia, o número de trocadores de calor e a área dos trocadores é possível realizar a avaliação da viabilidade econômica e estimar o potencial de redução energética de um novo projeto ou de um processo industrial já existente (BENINCA, 2008).

Trocador de calor é um equipamento, no qual seu objetivo é realizar a transferência de energia, por meio de calor. Para que a troca seja eficiente, são necessários dois fluidos, em temperaturas diferentes, nas quais o fluido, com maior temperatura (fluido quente), será resfriado e o fluido de menor temperatura (fluido frio) será aquecido.

Com o passar dos anos, a técnica de análise *Pinch* foi aperfeiçoando sua implementação e adquirindo novas ferramentas complementares, podendo incluir, em seus cálculos, também processos de destilação, bombas de calor, turbinas de cogeração, entre outros.

O método da análise *Pinch* se baseia em identificar e conduzir as correntes quentes que precisam ser resfriadas e as frias que precisam ser aquecidas até que atinjam a temperatura desejada de forma econômica. Caso a temperatura desejada não tenha sido atingida, adicionam-se utilidades quente e/ou fria para completar a energia necessária da temperatura final da corrente. As combinações efetuadas, entre as correntes quentes e frias, geram uma rede de troca térmica.

Quando se avaliam apenas duas correntes térmicas, a integração é mais simples, aumentando o número de correntes sua complexidade também aumenta. Utiliza-se curva composta (item 2.8.2), para demonstrar a combinação de todas as correntes do processo em uma única curva para a corrente fria e uma para a corrente quente. Isso é permitido por meio da

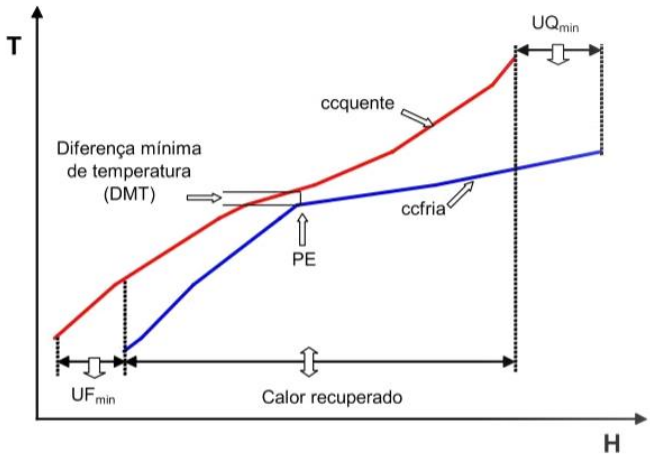
somatória das capacidades térmicas das correntes envolvidas no processo, em cada nível de temperatura, em um diagrama de temperatura *versus* entalpia. A sobreposição da curva composta (CC) quente sobre a fria, restringida por uma diferença de temperatura determinada pelo custo capital, estabelece uma recuperação de calor máxima possível e a quantidade de consumo de utilidades necessárias nos processos quente e fria. Já a grande curva composta (GCC) é a combinação de duas curvas compostas quente e fria, gerando uma única curva. A grande vantagem de se utilizar a GCC é a melhor visualização do processo de onde deve-se trocar calor com utilidades e ele pode cumprir com sua própria demanda (HIGA, 2004).

Além disso, é necessário realizar uma análise do problema e determinar a mínima diferença de temperatura $(\Delta T_{mín})$. Esse parâmetro afeta de forma direta o resultado, pois quanto menor for o $\Delta T_{mín}$ mais calor será trocado entre as correntes quentes e frias e maior o aproveitamento energético, gerando menores custos operacionais; por outro lado, maior terá que ser a dimensão dos trocadores de calor, sendo necessário maior investimento inicial (BENINCA, 2008).

2.8.2. Curva Composta

O primeiro passo, para a elaboração de qualquer etapa de integração energética, é a seleção e o levantamento dos dados das correntes quentes e fria do sistema. Assim, é possível construir a curva composta (CC), que é uma representação gráfica do balanço de energia do processo analisado; um gráfico gerado de Temperatura *versus* Entalpia, na qual há a presença de duas curvas, sendo uma quente e uma fria. A curva composta quente (cc_{quente}), curva em vermelho na Figura 8, é a soma de todas as cargas térmicas de resfriamento e a curva composta fria (cc_{fria}), curva em azul, é a soma de todas as cargas térmicas de aquecimento, que estão disponíveis em cada intervalo comum de temperatura (SOUZA NETO, 2005).

Figura 8. Ilustração de um diagrama de Curvas Compostas



Fonte: Souza Neto (2005).

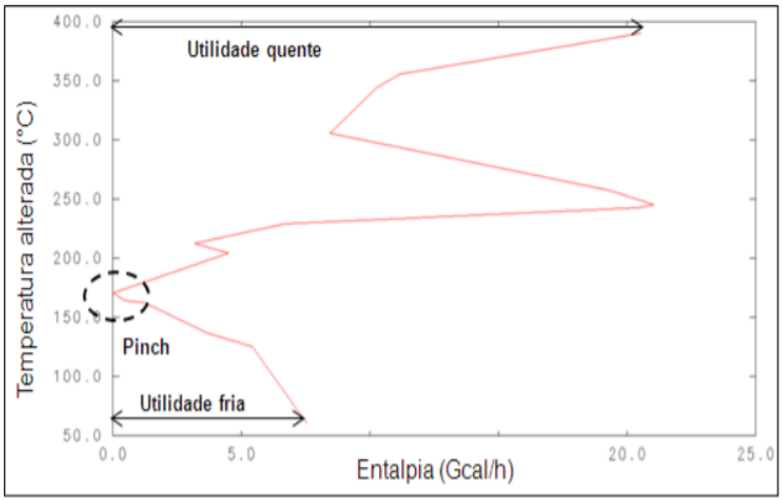
A Figura 8 representa um exemplo de uma curva composta. A partir da curva composta, é possível obter informações, como a localização do ponto *Pinch* ou ponto de estrangulamento (PE); o calor do processo que pode ser recuperado e as metas de consumo mínimo de utilidades quentes e/ou frias sinalizadas no gráfico como $UQ_{mín}$ e UQ_{frio} (SOUZA NETO, 2005). Por meio da curva composta, também é possível obter a variação de temperatura mínima ($\Delta T_{mín}$) que é obtida através da mínima temperatura que é encontrada no ponto de estrangulamento.

É no ponto *Pinch* que o sistema é dividido em duas regiões, a região acima do ponto *Pinch*, em que são realizadas as trocas de calor apenas entre as correntes quentes, e a região abaixo do ponto *Pinch*, na qual há o consumo de utilidades frias e as trocas de calor, devem ser realizadas para temperaturas que estão abaixo na temperatura de *Pinch* (SILVA; SILVA, 2022).

2.8.3. Grande Curva Composta

A grande curva composta (GCC) é outra forma de realizar a representação gráfica das correntes quentes e frias de um processo, nesse caso, é construído um gráfico de Temperatura *versus* Variação de entalpia, conforme exemplo mostrado na Figura 9.

Figura 9. Exemplo de ilustração de uma Grande Curva Composta



Fonte: Amaral (2013).

A curva em vermelho, no diagrama (Figura 9), indica o quanto de energia deve ser suprida pelos vários níveis de utilidades. Acima do ponto *Pinch*, são as disponibilidades e abaixo, as necessidades de energia do processo, como uma função da temperatura. A partir da GCC, é possível avaliar o nível de temperatura necessário, para cada trecho do processo, permitindo assim o uso adequado das utilidades, conforme sua necessidade (SOUZA NETO, 2005). É de importante aplicação em indústrias, quando se faz o uso de utilidades e de geração de energia, na qual é possível obter o calor requerido pelas correntes frias e o calor disponível pelas correntes quentes.

2.8.4. Tabela problema

Para a realização da análise *Pinch*, deve-se levar em conta as correntes presentes no processo. Essas correntes podem ser frias ou quentes e são caracterizadas por suas temperaturas finais e iniciais e, também, pela quantidade de energia que carregam pelo processo. A junção dessas informações determina o que se chama de Tabela do Problema (BENINCA, 2008).

O método da Tabela Problema consiste em dividir o problema que se deseja analisar em intervalos de temperaturas para um posterior balanço energético e é utilizado em problemas mais complexos.

Segundo Fernandes Júnior (2009), o processo de construção da Tabela Problema consiste em realizar a divisão das curvas, em intervalos de temperatura, para ter certeza de que todas as correntes estão dentro do mesmo intervalo, o $\Delta T_{mín}$ deve ser levado em consideração. Para isso, pode-se realizar a adição ou subtração do valor de $\Delta T_{mín}$ nas correntes quentes e frias,

respectivamente, ou seja, se adicionar o valor de $\Delta T_{mín}$ nas correntes frias, deve-se subtrair o mesmo valor nas correntes quentes, com o objetivo das curvas se tocarem no ponto *Pinch* e que a troca térmica continue sempre sendo viável em um mesmo intervalo. Os intervalos obtidos são dispostos na tabela, com os valores de temperaturas obtidas organizadas, em ordem decrescente. Em cada uma é realizado um balanço energético, para avaliar se a energia está em déficit ou superávit.

Ainda, segundo Fernandes Júnior (2009), a etapa posterior é avaliar o valor com maior déficit de energia, que será cedida para o sistema pela utilidade quente. Realiza-se, assim, um novo balanço de energia, considerando a primeira transferência de calor, tornando o déficit de energia igual a zero. O ponto com a maior deficiência de energia é o ponto *Pinch*, que, para ser obtido, deve-se somar ou subtrair o valor de $\Delta T_{mín}$, já que passou por alterações com as etapas anteriores. A Tabela 4 mostra um exemplo da Tabela Problema, com quatro correntes e cinco intervalos, em que é possível observar que, nos intervalos 1, 2 e 5, há presença de energia excedente, diferente dos intervalos 3 e 4, os quais apresentam uma falta de energia. Para balancear o sistema, é realizada uma transferência dessa energia, em forma de cascata, transferindo dos níveis mais quentes para os níveis mais frios, porém, mesmo após a transferência, na maioria dos casos, não é possível satisfazer todo o sistema. Logo o déficit de energia deve ser satisfeito por um balanço de utilidades quentes.

Tabela 4. Exemplo de uma representação da Tabela Problema, com transferência de energia inicial e final

Temperatura (ºC)	**1 2 3 4**	**nº**	**ΔT (ºC)**	**Utilidades Quentes (kW)**	**Utilidades Frias (kW)**	**ΔQ (kW)**	**Transferência de energia inicial (kW)**	**Transferência de energia final (kW)**
175		1	50	1000	0	1000		960*
125		2	20	1200	720	480	1000	1960
105		3	20	1800	3480	-1680	1480	2440
75		4	10	400	1160	-760	-200	760
65		5	30	1200	1080	120	-960	0
35							-840	120

Fonte: Fernandes Júnior (2009).

2.8.5. Número de utilidades

Ao avaliar o custo total de um processo, envolvendo trocadores de calor, é possível observar que apresenta uma relação envolvendo três principais fatores, que são o número mínimo de trocadores de calor, consumo mínimo de utilidades e a área mínima de troca térmica. Porém é possível satisfazer apenas dois dos três fatores, sendo assim, a decisão de escolha deve ser baseada no custo total de todo o sistema em que se considera o custo de energia e o custo de capital (FERNANDES JÚNIOR, 2009).

Logo, para atingir o objetivo de redução dos custos de um projeto, é possível realizar o cálculo ideal para que o processo apresente o número mínimo de unidades de troca térmica. Esse número mínimo de unidades de troca térmica é calculado pela Equação 4, que pode ser utilizada tanto para a região acima quanto a região abaixo do PE (SOUZA NETO, 2005).

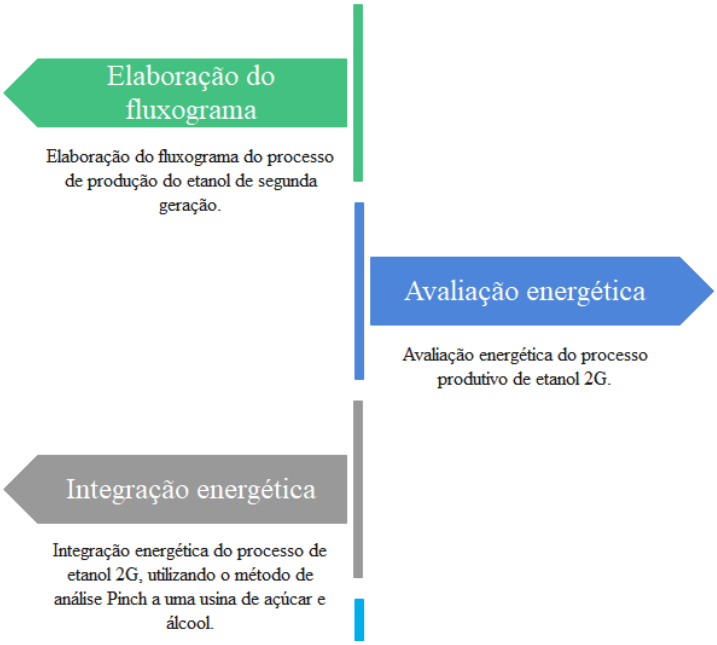
$$u_{mín} = N_{correntes} + N_{utilidades} - 1 \qquad 4$$

Uma vez que $u_{mín}$ é o número mínimo de unidades de troca térmica, $N_{correntes}$ é o número de correntes de processo as quais precisam ser aquecidas ou resfriadas e $N_{utilidades}$ o número de correntes de utilidades.

3. PROCEDIMENTOS DE CÁLCULO E SIMULAÇÃO

Neste trabalho foi realizado o estudo da integração energética de uma usina de açúcar e álcool. A Figura 10 representa o diagrama das etapas utilizadas, para a elaboração do trabalho, para a criação do fluxograma da produção de etanol de segunda geração, e os cálculos de balanço de massa e energia foram utilizados os *softwares Wondershare EdraWMax* e o *Excel*, respectivamente, visando à integração da produção do etanol de segunda geração com uma usina de açúcar e álcool empregando a metodologia *Pinch*.

Figura 10. Diagrama com as etapas seguidas na elaboração da metodologia empregada no respectivo estudo



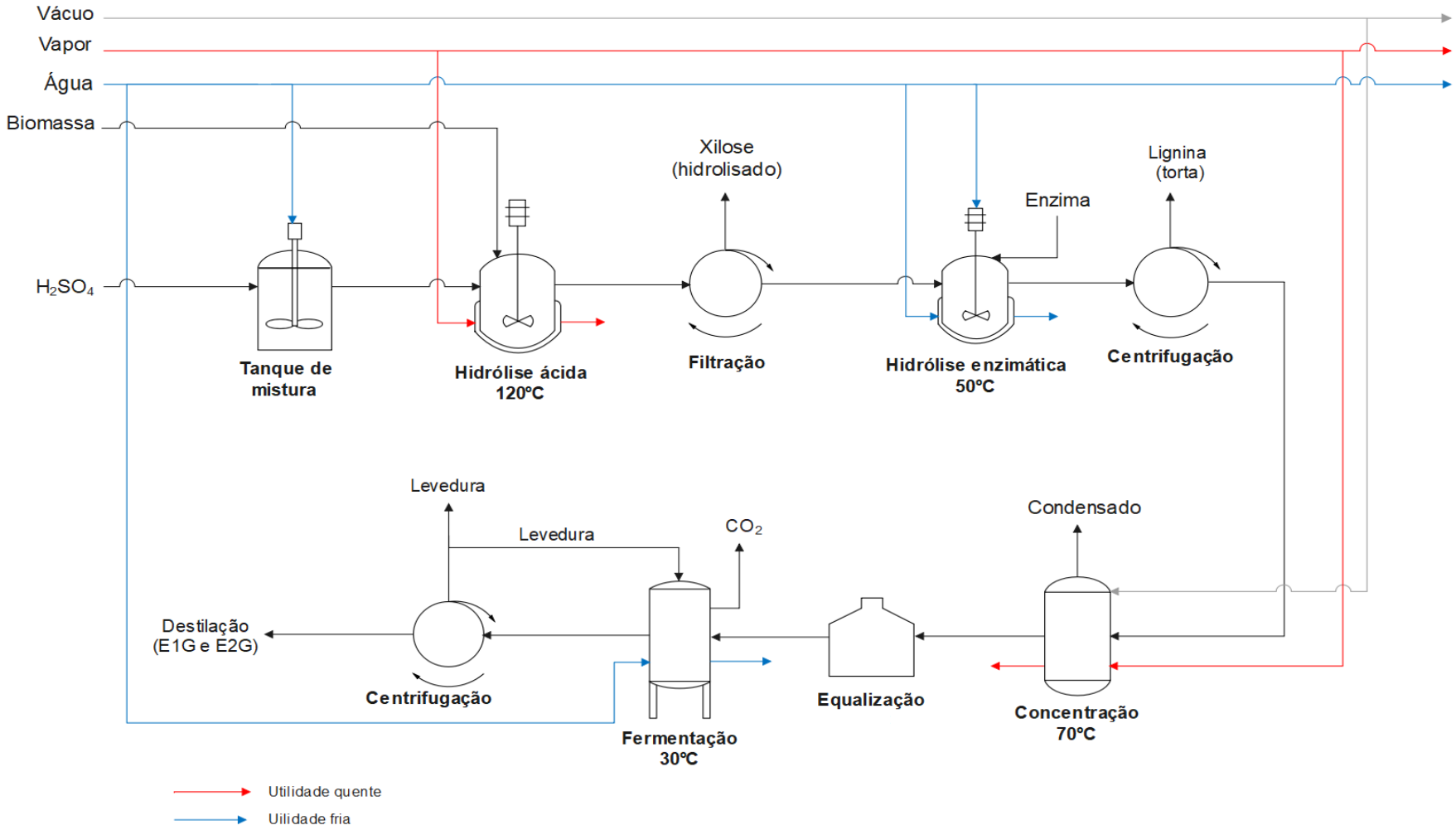
Fonte: Elaborado pela autora.

3.1. Elaboração do fluxograma de produção do etanol de segunda geração

Inicialmente, foi elaborado um fluxograma com as principais etapas da produção do etanol de segunda geração, para a realização da análise de quais correntes necessitavam ser aquecidas e resfriadas.

O fluxograma de produção do etanol foi criado pelas revisões na literatura que foram adequadas ao processo utilizado nesta dissertação. O fluxograma elaborado, na Figura 11, foi realizado com o auxílio do *software Wonderhare EdrawMax*.

Figura 11. Fluxograma do processo de produção do etanol de segunda geração sem integração energética



Fonte: Elaborado pela autora.

Parte do bagaço da cana-de-açúcar, que sai da moenda, gerado na produção de açúcar e álcool, é destinado para a produção de etanol de segunda geração. Para a produção de etanol com altos níveis de conversão, é necessário que o bagaço passe por um processo de pré-tratamento, para facilitar o acesso a lignina e, por consequência, aumentar o rendimento da formação de açúcares formadores de glicose. Antes de entrar no reator de pré-tratamento por hidrólise ácida, ocorre a mistura de água com ácido sulfúrico (0,5% P/V), formando a solução ácida em uma proporção de 1:10 (m/v). A corrente, contendo solução ácida, que sai do tanque de mistura, entra no reator de hidrólise ácida (reator 1), juntamente com uma corrente de bagaço de cana-de-açúcar; a temperatura de operação da hidrólise ácida é de 120ºC.

O pré-tratamento utilizado foi o químico, no qual o bagaço foi tratado na presença de uma solução com ácido diluído para a formação de açúcares fermentáveis. Como o ácido é diluído, os reatores e tubulações utilizados não sofrem forte corrosão, diminuindo os custos com manutenção, tornando essa tecnológica atrativa para o processo de produção (CARVALHO, 2018). A hidrólise ácida, para Muktham *et al.* (2016), requer temperaturas baixas de até 160ºC e elevadas conversão. Almeida (2019) cita em seu trabalho que o pré-tratamento, na presença de ácido diluído, é capaz de converter hemicelulose em xilose com níveis de conversão próximos a 100%. Gomes (2019), também, tratou o bagaço de cana com ácido diluído e obteve uma conversão média de 85,5%. Seus resultados variaram, de acordo com a composição do bagaço, o tempo reacional e a concentração de H_2SO_4. Costa *et al.* (2014) apresentaram resultados de até 90%, quando tratado o bagaço com ácido diluído e Gehlen (2013) apresentou uma média de conversão de 89,77%, utilizando a mesma metodologia das anteriores. Sendo assim, para determinar a conversão do reator 1 de hidrólise ácida, foi realizada uma média dos dados retirados na literatura e obteve uma conversão de 88,4%. O reator utilizado é um reator inoxidável, encamisado, operando em regime descontínuo e o tempo reacional é de 10 minutos (SARROUH, 2009). É na etapa de pré-tratamento que a hemicelulose é convertida em xilose.

A corrente de saída pré-tratada deve ser centrifugada, para que a parte sólida (torta), contendo celulose e lignina, continue no processo; para a etapa de hidrólise enzimática (reator 2), e a parte líquida, contendo xilose e solução ácida, seja destinada para a produção de outros produtos, como no caso do adoçante natural, xilitol.

A polapa, corrente sólida que segue no processo, então, é direcionada para o segundo reator, que opera de forma batelada a uma temperatura de 50 ºC. É no segundo reator que ocorre a hidrólise enzimática, na presença de um complexo enzimático *Cellic CTec 2* da empresa *Novozymes Latin América*, por meio de uma solução enzimática de 1:10 (m/v).

Segundo Brienzo *et al*. (2017), a hidrólise enzimática, que passou por um pré-tratamento com H_2SO_4, apresenta valores de conversão de celulose em glicose de 80-90%. Ramos (2015) fez o uso da enzima *Cellic Ctec2* e obteve uma conversão de 92,5%. Biswas, Uellendahl e Ahring (2014) também realizaram a hidrólise enzimática, em seus estudos, os quais apresentaram uma conversão de 95%. Almeida (2019) apresentou uma alta conversão nessa etapa do processo de 90%. Mendes (2018) seguiu o método de Canilha (2002) e obteve bons resultados com uma conversão de 96%. Os valores de conversão podem variar de estudo para estudo, de acordo com a composição da corrente sólida que entra no reator, com o tipo e quantidade de enzimas adicionados. Para estipular um valor de conversão, para ser utilizado neste trabalho, foi realizada uma média dos valores obtidos na literatura, e a conversão considerada no reator de hidrólise enzimática então foi de 93,4%. A Equação 5 expressa a conversão da celulose em glicose que ocorre dentro do reator de hidrólise enzimática.

$$(C_6H_{10}O_5)_n + nH_2O \rightarrow nC_6H_{12}O_6 \qquad 5$$

Após a conversão da celulose, a corrente de saída do segundo reator é direcionada para uma centrífuga para a separação das fases. Fase sólida composta maior parte por lignina e fase líquida com a presença do licor de glicose e outros componentes, em baixa concentração, fase denominada de hidrolisado. Nessa etapa, foi escolhida a utilização da centrífuga, para a melhor separação das fases, visto que serão utilizados trocadores de calor, no decorrer do trabalho, e a presença de sólidos causa incrustações e perda na eficiência da troca de calor. A fase sólida (subproduto) pode ser utilizada, como combustível para caldeiras e a fase líquida continua no processo e será concentrada antes da etapa de fermentação.

Em plantas industriais, o processo mais utilizado, para realizar a concentração do caldo, é o método de evaporação. Utilizou-se um evaporador a vácuo, de forma a diminuir a demanda de vapor no processo (CARPIO, 2019). O evaporador funciona à temperatura de 70ºC e apresenta um fator de concentração de 3,5 vezes. A temperatura, no evaporador, deve se manter constante, pois valores de temperaturas superiores a 80ºC causam a cristalização do açúcar, atrapalhando na conversão de etanol, posteriormente. A corrente de água condensada, que é retirada do evaporador, pode ser devolvida ao processo, e a corrente, contendo o hidrolisado concentrado, será fermentada.

Antes da fermentação, é necessário um tanque equalizador no processo, para que a corrente de entrada da fermentação tenha maior vazão de produto. A corrente que sai do

equalizador segue para o fermentador que deve operar a 30ºC, temperatura adequada para que ocorra o processo de fermentação na presença da levedura *Saccharomyces cerevisiae.* Essa levedura apresenta um bom desempenho, em processos industriais e um tempo de residência de 12h (LABORATÓRIO NACIONAL DE CIÊNCIA E TECNOLOGIA DO BIOETANOL - CTBE, 2015), para obter uma conversão, segundo Miranda (2011), de 90,48% da glicose em etanol e dióxido de carbono (Equação 6). Além disso, outros subprodutos são gerados, como o ácido acético e o glicerol, a partir da glicose, com conversão de 1,19% e 2,67%, respectivamente. Para os cálculos do balanço de massa, deve-se levar em consideração a estequiometria da Equação 6.

$$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2C_2H_6O + 2CO_2 \qquad 6$$

O vinho obtido na fermentação é destinado para a etapa de centrifugação, para a recuperação da levedura. Parte da levedura volta ao processo, para ser aproveitado, em uma nova fermentação, e a outra parte é destinada para a produção de levedo em outras indústrias. A corrente de saída da centrífuga, contendo o etanol 2G, então, é retornada para o processo junto ao etanol de primeira geração para serem destilados e distribuídos para venda.

3.2. Avaliação energética

Após a construção do fluxograma, foi realizado o balanço de massa, em todas as etapas do processo, para obter as composições e valores das correntes de entrada e saída de cada equipamento. Após o balanço de massa, foi possível realizar o levantamento do posicionamento ideal e dos dados de temperatura e vazão de água necessária, para o funcionamento dos trocadores de calor adicionados no sistema para reduzir o consumo de energia e de utilidades.

Também foram realizados os cálculos dos trocadores de calor, para obtenção de sua área, para o cenário com o ciclo de trocadores de calor e para o cenário com análise *Pinch*. Além disso, o balanço de energia dos equipamentos, que ainda necessitam de utilidades quente ou frias, foram calculados. Esses cálculos permitiram a obtenção de uma estimativa da quantidade de utilidades e de matérias-primas para a produção do etanol.

A planta-piloto, utilizada para o estudo, apresenta uma capacidade de processar cerca de 1200 toneladas/ano de bagaço de cana-de-açúcar, aproximadamente, 300 hectares de área plantada de cana.

Os cálculos, para o balanço de energia, foram baseados na Primeira Lei da Termodinâmica, em que:

$$d(nU) = d(nQ) + d(nW)$$
$$d(nU) = d(nQ) - Pd(nV)$$
$$d(nQ) = d(nU) + d(nPV)$$
$$d(nQ) = d\big(n(U + PV)\big)$$
$$d(nQ) = d(nH)$$

Em que, $d(nH) = nC_p dT$

$$\Delta Q = m \int_{T_i}^{T_f} C_p dT$$

Para efeito de simplificação dos cálculos, considerou-se que o calor específico (C_p) é constante, logo:

$$\Delta Q = \dot{m} C_p \Delta T \qquad 7$$

A taxa de transferência de calor (Q) também pode ser calculada pela variação de entalpia (ΔH), como mostra a Equação 8.

$$Q = \dot{m} \Delta H \qquad 8$$

A partir da taxa de transferência de calor obtida pela Equação 7 ou pela Equação 8, é possível calcular a área de transferência de calor (A) dos trocadores de calor pela Equação 9.

$$Q = UA\Delta T_{lm} \qquad 9$$

Em que U é o coeficiente global de troca térmica e ΔT_{lm} é a média logarítmica das diferenças de temperatura (MLDT) que é dada pela Equação 10.

$$\Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)} \qquad 10$$

Para o trocador com corrente contrárias, considera-se ΔT_1 e ΔT_2, sendo:

$$\Delta T_1 = T_{q_{ent}} - T_{f_{sai}} \quad (11)$$

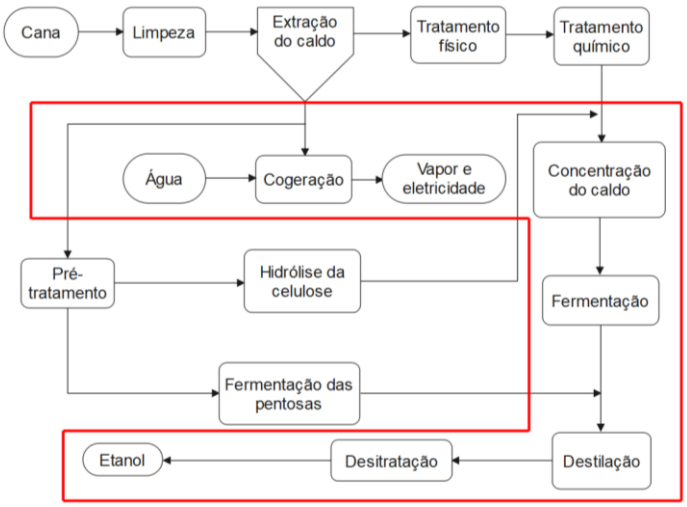
$$\Delta T_2 = T_{q_{sai}} - T_{f_{ent}} \quad (12)$$

A Equação 10 é usada para o arranjo, no qual o fluxo é paralelo, ou seja, entra pela mesma extremidade e, para arranjos com fluxo contracorrente, fluxos que entram em extremidades opostas, é o caso dos trocadores de calor utilizados neste trabalho. Caso a geometria dos trocadores de calor seja mais complexa, como no caso de trocadores de calor casco e tubo com defletores, ou, quando o fluxo cruzado seja dissipador de calor, com a mesma temperatura nominal na superfície de transferência de calor, em todos os pontos, a Equação 10 ainda pode ser utilizada, porém com a necessidade da utilização de um fator de correção (CONNOR, 2019).

3.3. Integração energética

Os processos industriais que envolvem a produção de etanol de primeira e de segunda geração apresentam diferentes tecnologias, em relação às matérias-primas utilizadas e as etapas operacionais, porém muitos elementos em comum fazem com que a integração entre as duas produções seja vantajosa (CARPIO, 2019), como exemplifica a Figura 12.

Figura 12. Diagrama de uma biorrefinaria referente à produção de etanol de segunda geração integrado ao etanol de primeira geração



*As etapas, contornadas com linha vermelha, são etapas comuns, em ambas as produções.

Fonte: Adaptada de Carpio (2019).

Após a elaboração dos cálculos do balanço de massa e energia, realizada no fluxograma (Figura 11), foi possível realizar a etapa de integração energética, a qual visa ao processo integrar a produção do etanol de segunda geração em uma usina já existente de açúcar e álcool.

Por esse motivo, foi proposto o uso de um sistema de trocadores de calor dimensionado, conforme as necessidades de troca de calor entre as correntes das diferentes etapas do processo. Por outro lado, foi utilizada a ferramenta da análise *Pinch*, com o objetivo de comparar e validar os resultados obtidos, em termos do número de trocadores de calor e o uso das correntes de vapor, água e energia. O objetivo dessas simulações foi alcançar o melhor cenário referente à economia no gasto energético do processo produtivo.

Para que seja possível realizar a integração energética, em uma planta industrial, primeiramente, é necessário realizar a seleção e o levantamento de dados das correntes do processo. Sendo assim, os dados das correntes do processo foram analisados e selecionadas as correntes que poderiam fazer parte da integração energética, considerando as restrições do processo produtivo. Os dados levantados foram de temperatura inicial e final, calor específico, vazão mássica e estados físico, líquido ou gasoso. Esse levantamento foi realizado pelas pesquisas na literatura.

Após o levantamento de dados e a seleção das correntes, foram realizados cálculos em dois cenários, o proposto composto por um ciclo de trocadores de calor e um utilizando a metodologia de análise *Pinch*. Para os cálculos da análise *Pinch*, foi proposto um $\Delta T_{mín}$ cujo objetivo foi de maximizar o retorno econômico do processo.

Os dados das correntes com suas propriedades e especificação foram utilizados, para os cálculos da obtenção da temperatura *Pinch*, as quantidades de utilidades quentes e frias necessárias. Com base nos resultados obtidos, foi possível criar propostas, para a rede de trocadores de calor, de forma que atendessem as necessidades de demanda energética mínima de todo o sistema. Por fim, uma comparação entre o processo produtivo sem integração com os dois cenários integrados energeticamente foi realizada.

Nesse caso, foram usados os dados do trabalho de outro aluno do nosso grupo de pesquisa que compartilhou os dados da empresa na qual trabalha.

4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Para avaliar o melhor cenário possível de uma biorrefinaria produtora de E2G, os resultados foram divididos em três etapas, balanço de massa e balanço de energia do processo

todo de produção do etanol de segunda geração, sem nenhum tipo de integração energética, avaliação da integração energética proposta com um ciclo de trocadores de calor, balanço de energia e cálculo da área dos quatro trocadores de calor propostos e avaliação da integração energética, realizada pela análise *Pinch*, cálculos *Pinch* do processo e da área dos trocadores de calor sugeridos pela metodologia.

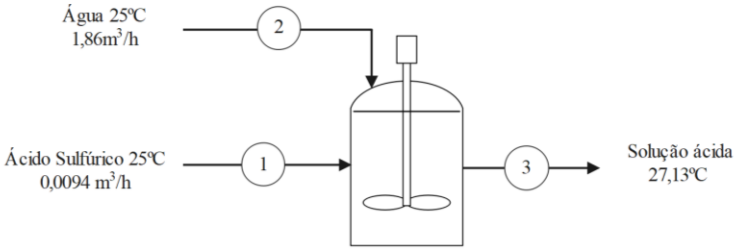
4.1. Balanço de massa e Balanço de energia do processo de produção do etanol de segunda geração

Os cálculos do balanço de massa e balanço de energia do processo de produção de etanol de segunda geração sem integração energética foram apresentados em tópicos por equipamentos.

Tanque de mistura

A Figura 13 representa o tanque de mistura, no qual ocorre a mistura da água com o ácido sulfúrico, formando a solução ácida (0,5% P/V).

Figura 13. Representação de um tanque de mistura, bagaço de cana-de-açúcar e solução ácida



Fonte: Elaborado pela autora.

A corrente 1, mostrada na Figura 13, entra no tanque de mistura contendo água e a corrente 2, também de entrada, contém ácido sulfúrico. A solução ácida, obtida no tanque de mistura, foi calculada em uma proporção de 1:10 (m/v), de acordo com a quantidade de bagaço que entra no reator de hidrólise ácida. Para um processo com 208,33kg/h de bagaço, no reator de hidrólise ácida, é necessário 1865,6L de água e 9,37L de H_2SO_4, gerando uma solução ácida total de 1875L (1,87m³/h).

A corrente de saída do tanque de mistura (corrente 3) é uma solução de água com ácido sulfúrico (98%), ao misturar a água com o ácido ocorre um aumento de temperatura. Quando o ácido sulfúrico entra em contato com a água, para produzir a solução ácida, ocorre uma

liberação de calor, fazendo com que a temperatura da solução aumente. Mendes (2018) realizou um experimento em laboratório, utilizando a mesma proporção de água e ácido sulfúrico que são usados no processo de produção de etanol de segunda geração, e a solução final apresentou uma temperatura de 27,13ºC. A Tabela 5 mostra detalhada a composição das correntes de entrada e saída do tanque de mistura.

Tabela 5. Relação das composições das correntes de entrada e saída do tanque de mistura

	Corrente 01	**Corrente 02**	**Corrente 03**
Água (m³/h)	1,86	-	-
Ác. Sulfúrico (m³/h)	-	0,0094	-
Solução ácida (m³/h)	-	-	1,87

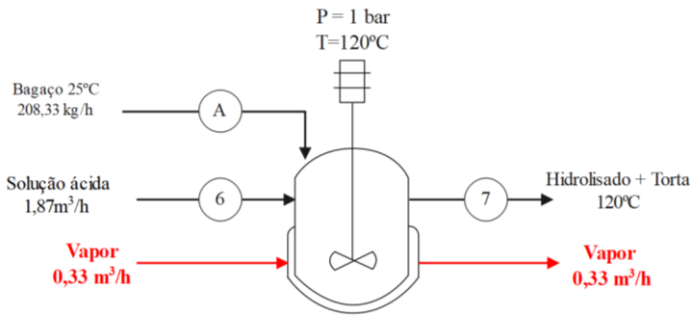
Fonte: Elaborado pela autora.

A corrente de saída do tanque de mistura (corrente 03) é uma corrente que será destinada para ser pré-aquecida por um trocador de calor, no próximo cenário estudado e, também, irá fazer parte dos cálculos da análise *Pinch*.

Reator de hidrólise ácida

A Figura 14 ilustra o reator de hidrólise ácida (reator 1), o qual é alimentado com a solução ácida (H_2SO_4- 0,5% P/V) e por uma corrente de entrada, contendo bagaço da cana-de-açúcar com uma vazão de 208,33 kg/h. O bagaço, presente na corrente A, apresenta uma composição de 25,8% de hemicelulose, 42,8% de celulose, 22,1% de lignina e 9,3% de outros componentes, essas composições foram estipuladas por Sarrouh (2009).

Figura 14. Representação da etapa de hidrólise ácida do bagaço de cana-de-açúcar a 120ºC



Fonte: Elaborado pela autora.

Para que haja a conversão de hemicelulose em xilose dentro do primeiro reator com

uma conversão de 88,4%, é necessário que o processo ocorra, conforme descrito no item 3.1, com uma temperatura de 120ºC, na presença da solução de ácido diluído. Dessa forma, a conversão de hemicelulose em xilose é favorecida, reduzindo a quantidade de produtos secundários que poderiam atrapalhar o processo de produção do E2G. A corrente 7 é formada pela xilose produzida no processo de hidrólise com a solução ácida (parte líquida) e outros componentes do bagaço, a polpa (parte sólida), essa corrente deve passar pelo processo de filtração, para que a parte líquida seja separada da parte sólida. A Tabela 6 mostra todos os valores e composições das correntes de entrada e saída do reator de hidrólise ácida.

Tabela 6. Relação da composição das correntes de entrada e saída da etapa de hidrólise ácida

	Corrente A	**Corrente 06**	**Corrente 07**
Hemicelulose (kg/h)	53,75	-	6,23
Celulose (kg/h)	89,17	-	89,17
Lignina (kg/h)	46,04	-	46,04
Outros (kg/h)	19,37	-	19,37
Xilose (kg/h)	-	-	47,51
Solução ácida (m^3/h)	-	1,87	1,87

Fonte: Elaborado pela autora.

Além do balanço de massa, é necessário o cálculo do balanço de energia, no reator de hidrólise ácida, pois o reator deve atingir uma temperatura de 120ºC, temperatura considerada ideal para que ocorra o processo de hidrólise por ácido diluído. Na Figura 14, a corrente em vermelho representa a quantidade de vapor (m^3/h), utilizado para aquecer o equipamento, e a Tabela 7 apresenta o resultado do balanço de energia. Os cálculos estão no Apêndice A.

Tabela 7. Resultado do balanço de energia para o aquecimento do reator de hidrolise ácida

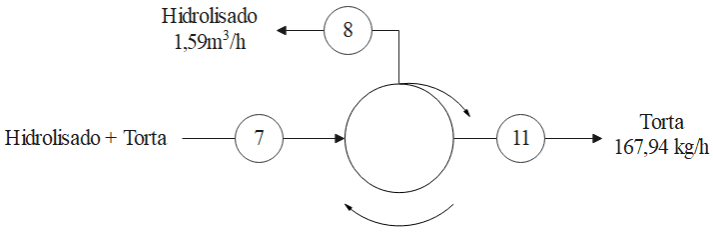
Componente	**Temperatura de entrada (ºC)**	**Taxa de transferência de calor (kJ/h)**
Água	27	725199,10
Ác. Sulfúrico	27	2268,52
Bagaço	25	9104,02
Vapor	120	736571,60

Fonte: Elaborado pela autora.

<u>Filtro prensa</u>

A seguir, ocorre a etapa de filtração, como mostra a Figura 17.

Figura 15. Representação da etapa de filtração do hidrolisado



Fonte: Elaborado pela autora.

A corrente 7, contendo hidrolisado e a torta (polpa), proveniente da etapa de hidrólise ácida, entra no filtro prensa que opera a uma pressão de 8 bar, para que a polpa seja separada do hidrolisado, essa separação ocorre com uma eficiência de 85%. O filtro escolhido apresenta grande eficiência, a polpa é retirada com baixo teor de umidade. A polpa então continua no processo, para a produção de etanol de segunda geração, conforme mostra a corrente 11, e o hidrolisado, contendo a xilose presente, na corrente 8, é retirado e pode ser utilizado como matéria-prima em outros produtos. A composição das correntes de saída do filtro prensa pode ser visualizada na Tabela 8.

Tabela 8. Relação da composição das correntes de entrada e saída da etapa de filtração

	Corrente 07	**Corrente 08**	**Corrente 11**
Hemicelulose (kg/h)	6,23	-	6,23
Celulose (kg/h)	89,17	-	89,17
Lignina (kg/h)	46,04	-	46,04
Outros (kg/h)	19,37	-	19,37
Xilose (kg/h)	47,51	40,39	7,13
Solução ácida (m³/h)	1,87	1,59	0,28

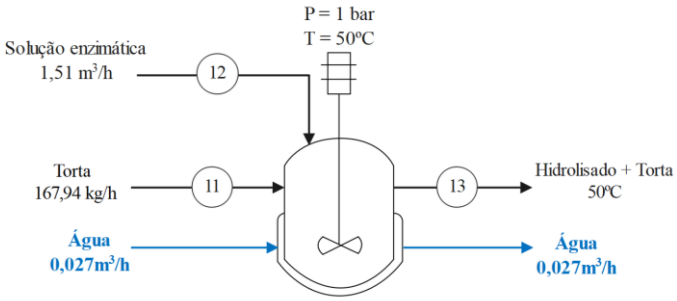
Fonte: Elaborado pela autora.

A corrente de saída, contendo o hidrolisado (corrente 8), está à alta temperatura, logo é possível usar o calor proveniente dessa corrente, para aquecer outras, sendo assim, a corrente 8, também, foi selecionada para fazer parte dos outros dois cenários.

Reator de hidrólise enzimática

A corrente de sólidos segue para a etapa da hidrólise enzimática (reator 2); a Figura 16 representa o segundo reator.

Figura 16. Representação da etapa de hidrólise enzimática da torta a 50ºC



Fonte: Elaborado pela autora.

A corrente 11 que entra no reator de hidrólise enzimática é proveniente da etapa de filtração, composta de mais de 50% de celulose e é nessa etapa que ocorre a conversão da celulose em glicose. A concentração de ácido, na corrente 11, é muito baixa, não ocasionando problemas na funcionalidade da enzima. A corrente 12, contendo a solução enzimática, foi calculada, considerando uma proporção de 1:10 m/v, é composta de 1,51 m³/h de uma solução enzimática, sendo 1501,33 litros de água e 10,16 kg de enzima; a quantidade de enzima foi calculada levando em consideração 10 FPU/g. A reação deve ocorrer em um reator batelada que opera à temperatura de 50ºC, para se obter uma conversão de 93,4%, conforme item 3.1. A corrente 13, corrente de saída do reator 2 está detalhada na Tabela 9, a qual apresenta uma predominância, em sua composição de glicose.

Tabela 9. Relação da composição das correntes de entrada e saída da etapa de hidrólise enzimática

	Corrente 11	**Corrente 12**	**Corrente 13**
Hemicelulose (kg/h)	6,23	-	6,23
Celulose (kg/h)	89,17	-	5,88
Lignina (kg/h)	46,04	-	46,04
Outros (kg/h)	19,37	-	19,37
Xilose (kg/h)	7,13	-	7,13
Solução ácida (m³/h)	0,28	-	0,28
Solução enzimática (m³/h)	-	1,51	1,51
Glicose (kg/h)	-	-	83,28

Fonte: Elaborado pela autora.

Nessa etapa, é necessário fazer o resfriamento do reator de hidrólise enzimática, pois a corrente de entrada no reator é de 120ºC e a temperatura de operação do reator, contendo enzima, deve ser de 50ºC. Para isso, é necessária uma vazão de água de 0,27m³/h, conforme mostra a Tabela 10.

Tabela 10. Resultado do balanço de energia para o resfriamento do reator de hidrolise ácida

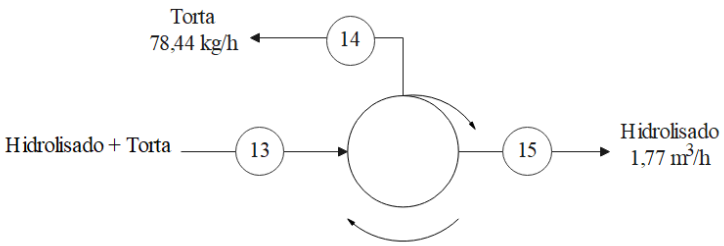
Componente	Temperatura de entrada (ºC)	Taxa de transferência de calor (kJ/h)
Água corrente11	120	-82065,20
Água corrente12	25	158059,30
Hemicelulose	120	-569,56
Celulose	120	-638,51
Lignina	120	-3545,15
Outros	120	-1717,56
Xilose	120	-932,94
Glicose	120	-3719,30
Vapor	50	64871,02

Fonte: Elaborado pela autora.

Centrifuga 1

A próxima etapa do processo de produção do E2G é a centrifugação da corrente de saída (corrente 13) do reator de hidrólise enzimática, conforme ilustrado na Figura 17.

Figura 17. Representação da etapa de centrifugação do hidrolisado



Fonte: Elaborado pela autora.

A corrente 13, então, é centrifugada para a retirada de todos os sólidos presentes. A centrífuga industrial utilizada faz o uso da força centrípeta e de filtros, para auxiliar na separação das fases, sua eficiência de separação é de 99% para retirada dos sólidos. A corrente 14 (Figura 17), contendo lignina e outros sólidos, é retirada do processo com baixo teor de umidade e pode ser utilizada como combustível para caldeiras. Já a corrente de saída (corrente 15) possui predominância, na sua composição de glicose, produto de interesse para a etapa de fermentação. Todas as composições das correntes de entrada e saída da centrífuga estão presentes na Tabela 11.

Tabela 11. Relação da composição das correntes de entrada e saída da etapa de centrifugação

	Corrente 13	Corrente 14	Corrente 15
Hemicelulose (kg/h)	6,23	6,23	-
Celulose (kg/h)	5,88	5,88	-
Lignina (kg/h)	46,04	46,04	-
Outros (kg/h)	19,37	19,37	-
Xilose (kg/h)	7,13	0,07	7,06
Solução ácida (m^3/h)	0,28	0,003	0,28
Solução enzimática (m^3/h)	1,51	0,02	1,50
Glicose (kg/h)	83,28	0,83	82,45

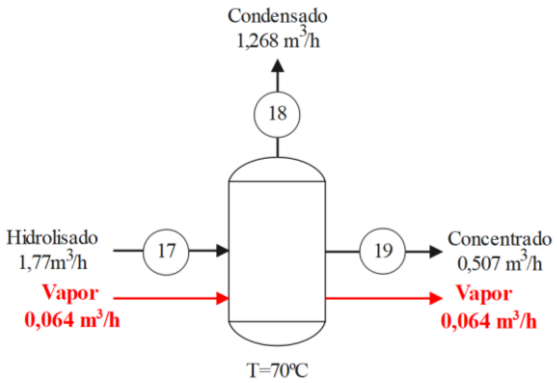
Fonte: Elaborado pela autora.

A corrente de saída da centrífuga continua no processo, para ser concentrada e, depois, fermentada, como na etapa de concentração. A temperatura de operação é maior, essa corrente foi selecionada para ser incluída nos dois cenários estudados posteriormente.

Concentrador

A corrente centrifugada então é concentrada, para aumentar a vazão de glicose no fermentador, assim, a fermentação ocorre da forma desejada e seu rendimento é atingido.

Figura 18. Representação da etapa de concentração do hidrolisado



Fonte: Elaborado pela autora.

O evaporador de simples efeito opera a vácuo a uma temperatura de 70ºC e apresenta um fator de concentração de 3,5 vezes. A corrente 19 é a corrente concentrada que segue para as outras etapas do processo e a corrente 18 é composta apenas de condensado, como mostra a Tabela 10, que pode ser utilizada para aquecer outras etapas do processo.

Tabela 12. Relação da composição das correntes de entrada e saída da etapa de concentração

	Corrente 17	Corrente 18	Corrente 19
Xilose (kg/h)	7,06	-	7,06
Solução total (m³/h)	1,77	-	0,51
Glicose (kg/h)	82,45	-	82,45
Vapor condensado (m³/h)	-	1,268	-
Concentração Glicose (m³/h	46,45	-	162,59

Fonte: Elaborado pela autora.

O concentrador também precisa de uma corrente externa para realizar seu aquecimento. Logo, de acordo com seu balanço de energia, é necessária uma quantidade de 0,064m³/h de vapor, para realizar seu aquecimento, de 50ºC para 70ºC, conforme mostra a Tabela 13.

Tabela 13. Resultado do balanço de energia para o aquecimento do concentrador

Componente	Temperatura de entrada (ºC)	Taxa de transferência de calor (kJ/h)
Água	50	148219,80
Xilose	50	264,04
Glicose	50	1052,06
Vapor	70	149535,90

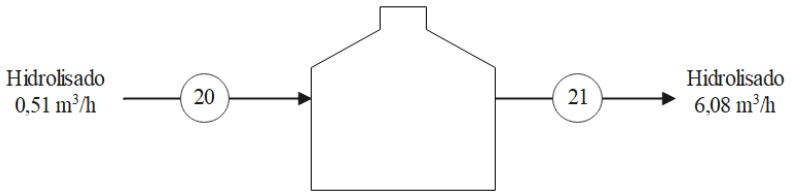
Fonte: Elaborado pela autora.

Como a temperatura da etapa de concentração é maior que a da etapa de fermentação, essa corrente também irá fazer parte da integração energética nos próximos cenários.

Equalizador

Todo o hidrolisado gerado na etapa anterior é destinado para o tanque equalizador. A Figura 19 representa a etapa de equalização.

Figura 19. Representação da etapa de equalização do hidrolisado



Fonte: Elaborado pela autora.

O objetivo do tanque equalizador é de obter uma vazão maior de produto na etapa de fermentação. Foi considerada uma vazão de meio dia de operação (12 horas), pois é o tempo de reação da fermentação, assim, a cada 12 horas é possível utilizar o produto que estava sendo acumulado no tanque de equalização. Considerou-se que, nessa etapa, não houve perda de temperatura no processo durante as 12 horas (SOUZA, 2015). A Tabela 14 mostra a corrente de entrada e a corrente de saída, após 12 horas da solução no tanque.

Tabela 14. Relação da composição das correntes de entrada e saída da etapa de equalização do hidrolisado

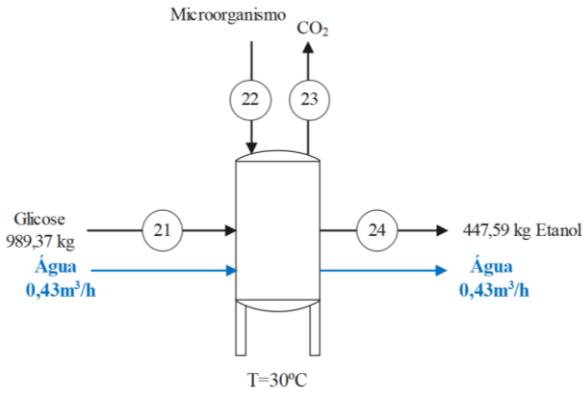
	Corrente 20	**Corrente 21**
Xilose	7,06 kg/h	84,67 kg
Solução total	0,51 m³/h	6,09 m³
Glicose	82,45 kg/h	989,37 kg
Concentração Glicose	162,59 kg/m³	162,59 kg/m³

Fonte: Elaborado pela autora.

Fermentador

Após a equalização do hidrolisado, é possível realizar a etapa de fermentação (Figura 20).

Figura 20. Representação da etapa de fermentação do hidrolisado celulósico



Fonte: Elaborado pela autora.

O objetivo da etapa de fermentação é converter a glicose em etanol, produto de interesse do processo produtivo estudado. Os dados obtidos, na Tabela 15, foram considerando um tempo reacional de 12 horas e a temperatura de operação de 30ºC.

A corrente 22 é a corrente de entrada de levedura, contém 1,6g de levedura/L e a corrente 23 é a corrente de saída do dióxido de carbono formado na fermentação. A corrente 24, corrente principal de saída do fermentador, contém o componente de interesse, o etanol,

além de subprodutos, a levedura e uma quantidade de xilose e glicose que não foram reagidos, ao longo do processo, essa corrente de saída do fermentador é centrifugada, para a recuperação da levedura. Os cálculos foram realizados, considerando a proporção estequiométrica da reação de conversão de glicose em etanol, 1 mol de glicose produz 2 mols de etanol.

Tabela 15. Relação da composição das correntes de entrada e saída da etapa de fermentação

	Corrente 21	**Corrente 22**	**Corrente 24**
Xilose (kg)	84,67	-	84,67
Solução total (m³)	6,09	-	6,09
Glicose (kg)	989,37	-	521,25
Etanol (kg)	-	-	447,59
Ácido acético (kg)	-	-	5,89
Ácido succínico (kg)	-	-	1,43
Glicerol (kg)	-	-	13,21
Álcool isso-amílico (kg)	-	-	0,0015
Levedura (kg)	-	9,74	9,88

Fonte: Elaborado pela autora.

O último equipamento que necessita de balanço de energia é o fermentador. A temperatura da corrente que entra no fermentador é 70ºC, porém sua temperatura de operação é 30ºC, sendo assim, é requerida uma vazão de água para resfriamento de 0,43m³/h (Tabela 16).

Tabela 16. Resultado do balanço de energia para o resfriamento do fermentador

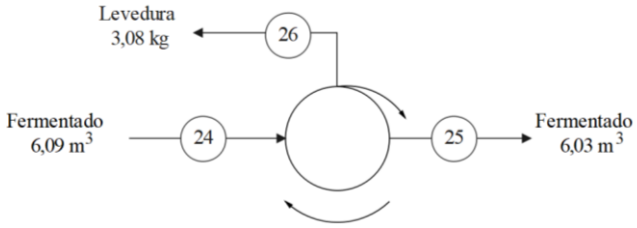
Componente	**Temperatura de entrada (ºC)**	**Taxa de transferência de calor (kJ/h)**
Água	70	-1019953,20
Xilose	70	-6333,32
Glicose	70	-25248,72
Vapor	30	-1051535,20

Fonte: Elaborado pela autora.

Centrífuga 2

A corrente que sai do fermentador é centrifugada. A Figura 21 ilustra a última etapa, antes do processo de destilação, para purificação do etanol.

Figura 21. Representação de uma etapa de centrifugação da levedura



Fonte: Elaborado pela autora.

A corrente que entra na centrífuga (Figura 21) contém a levedura, que é retirada e saí pela corrente 26, além da levedura. Sai uma pequena quantidade dos outros componentes, pois ocorre uma perda no processo de 1%, já que a conversão da centrífuga industrial é de 99%. A corrente 25 contém o fermentado, composto predominantemente por etanol.

O etanol de segunda geração, formado nesse processo, irá se juntar ao etanol da produção do de primeira geração, para serem destilados e distribuídos para consumo. A Tabela 17 mostra a composição de cada corrente da centrífuga.

Tabela 17. Composição das correntes de entrada e saída da etapa de centrifugação

	Corrente 24	**Corrente 25**	**Corrente 26**
Xilose (kg)	84,67	83,82	0,85
Solução total (m³)	6,09	6,03	0,06
Glicose (kg)	521,25	516,04	5,21
Etanol (kg)	447,59	443,12	4,48
Ácido acético (kg)	5,89	5,83	0,06
Ácido succínico (kg)	1,43	1,42	0,01
Glicerol (kg)	13,21	13,08	0,13
Álcool isso-amílico (kg)	0,0015	0,0015	0,00002
Levedura (kg)	9,88	-	9,88

Fonte: Elaborado pela autora.

Com uma vazão de entrada de bagaço de cana de 208,33 kg/h é produzido, após 12 horas, um total de 443,12 kg de etanol.

4.2. Integração energética

Plantas industriais apresentam um alto consumo de energia. Esse consumo aumenta principalmente, quando tratamos de plantas mais antigas, plantas que apresentam pouca ou

nenhuma integração energética. Sendo assim, este trabalho propõe duas alternativas, para a melhoria da produção de etanol, na qual um é o cenário com a presença de um ciclo de trocadores de calor e o outro baseado no método de análise *Pinch*.

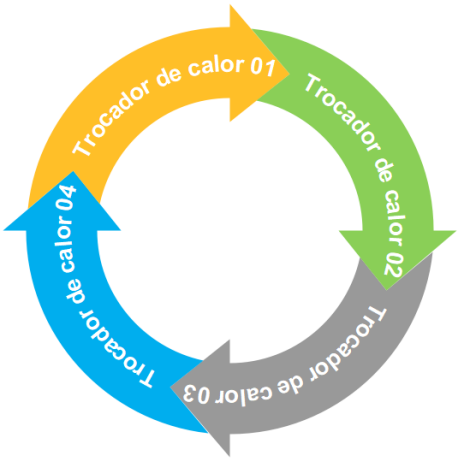
Após o balanço de massa de todo o processo de produção do E2G, é possível levantar as correntes que podem passar pelo processo de integração e, então, realizar a integração energética e avaliar o melhor cenário, ou seja, o cenário que apresenta a melhor redução de utilidades (vapor, água e energia).

4.2.1. Avaliação da integração energética proposta com o uso de rede de trocador de calor

Na elaboração do fluxograma e dos cálculos, foram realizadas várias configurações, para o posicionamento dos trocadores de calor, até chegar à configuração atual ideal, conforme mostra o fluxograma ilustrado na Figura 23.

Os cálculos tiveram início, no trocador de calor 4, no qual foi estipulada uma vazão de entrada de água de 0,596 m³/h para a corrente fria, vazão essa que percorrerá todos os trocadores de calor, e uma temperatura de entrada de 50,30ºC, também para a corrente fria do trocador de calor 4. Esses valores foram calculados com o objetivo de que todos os cálculos coincidissem, para que os quatro trocadores formassem um ciclo, do trocador 01 → 02 → 03 → 04, conforme Figura 22.

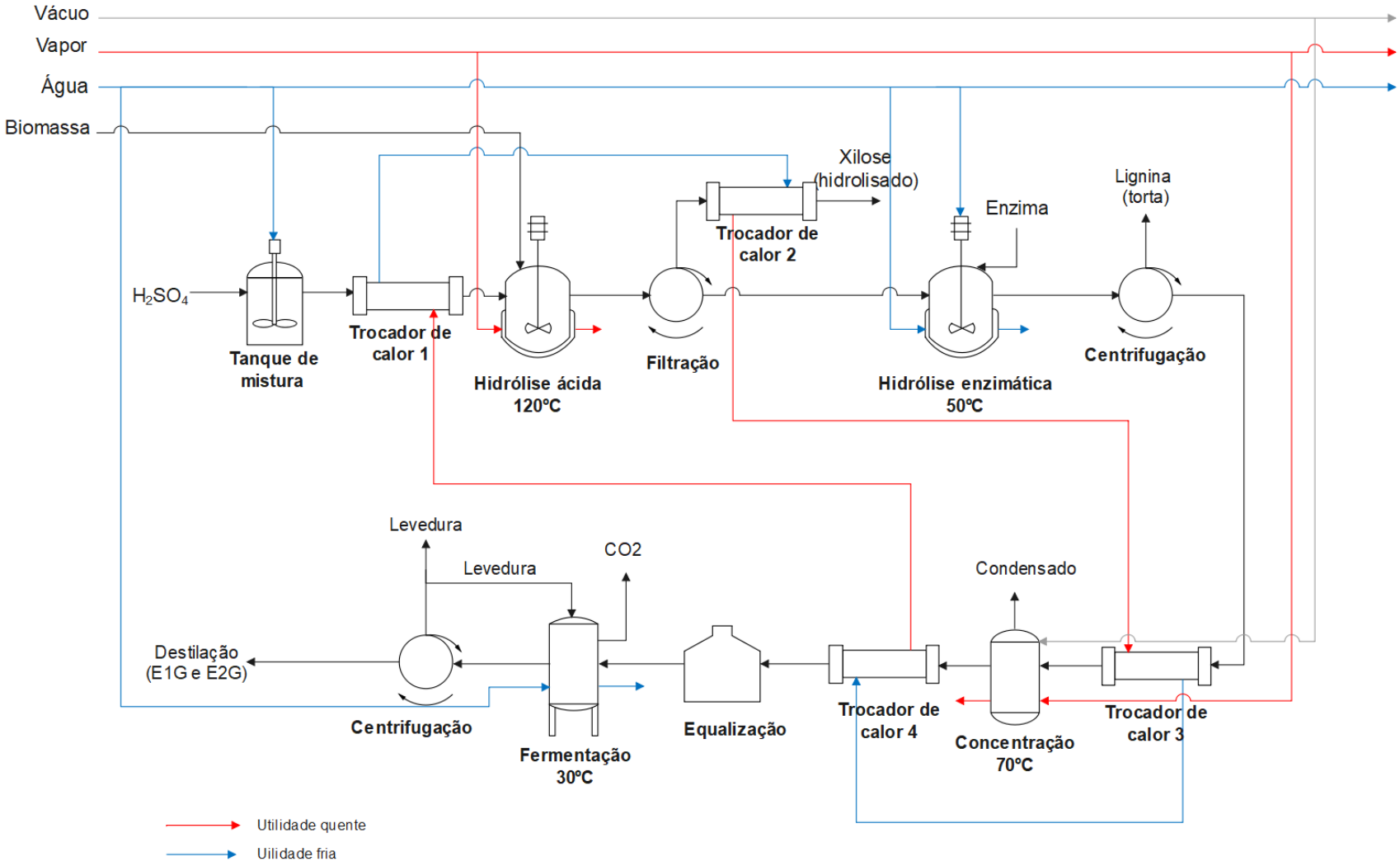
Figura 22. Esquema representativo do clico formado pelos trocadores de calor



Fonte: Elaborado pela autora.

Todas as temperaturas que tiveram que ser estipuladas foram pensadas de forma que ocorresse a maior troca térmica possível entre os fluidos, respeitando as especificações das equações usadas para o cálculo da área. Os cálculos realizados, para os trocadores de calor, estão presentes no Apêndice B.

Figura 23. Fluxograma da produção de etanol de segunda geração com trocadores de calor

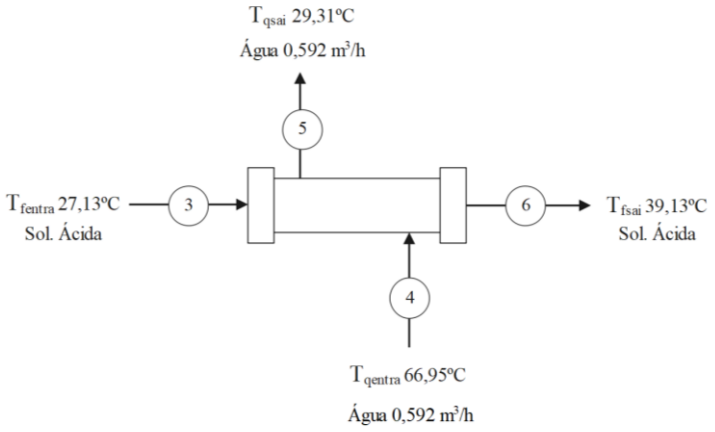


Fonte: Elaborado pela autora.

Trocador de calor 1

A Figura 24 representa o trocador de calor 1 que é utilizado, para a etapa de pré-aquecimento da solução ácida, que sai do tanque de mistura e será destinada para o reator de hidrólise ácida.

Figura 24. Representação da etapa de aquecimento da solução ácida utilizando o trocador de calor 1



Fonte: Elaborado pela autora.

O objetivo do uso trocador de calor 1 é realizar um pré-aquecimento da solução ácida antes de entrar no primeiro reator de hidrólise. Dessa forma, irá diminuir a quantidade de utilidade quente (vapor) externa, para aquecer esse reator e, por consequência, reduzir os seus custos. A temperatura do fluido frio de saída foi determinada de forma que atingisse o maior valor possível, respeitando a equação da diferença de temperatura média logarítmica (ΔT_{lm}) em que o $\Delta T_1 = T_{q_{ent}} - T_{f_{sai}}$ e $\Delta T_2 = T_{q_{ent}} - T_{f_{sai}}$. Os termos citados precisam apresentar um valor positivo, ou seja, ambos devem dar positivos no seu resultado. Caso apresentem sinais opostos, o valor que se deseja calcular o logaritmo da equação ΔT_{lm} será negativo, e o logaritmo de uma função negativa é inexistente e, caso ambos apresentem sinal negativo, o resultado no logaritmo será positivo, porém o resultado do ΔT_{lm} seria um número negativo e, por consequência, sua área também será negativa, logo não seria possível realizar a troca de calor com eficiência e, também, realizar o cálculo de sua área para os dois casos citados. Essa análise de ΔT_{lm} deve ser realizada, em todos os quatro trocadores de calor, presentes no processo, para que ocorra o aquecimento ou resfriamento da corrente desejada da forma mais eficiente possível.

Após a avaliação das correntes de entrada e saída, estipulou-se que a temperatura adequada da corrente 6, corrente de saída do fluido frio é de 39,13ºC. A corrente 3, corrente de

entrada do fluido frio, apresenta uma temperatura de 27,13ºC, já a corrente 4, entrada do fluido quente, é proveniente da corrente de saída do trocador de calor 4, e a temperatura da corrente 5 foi calculada, de acordo com a Equação 7. A Tabela 18 mostra os valores obtidos das configurações do trocador de calor 1.

Tabela 18. Dados obtidos da etapa de aquecimento utilizando o trocador de calor 1

	Dados
Fluido quente (°C)	$T_{q_{entra}}$ 66,95
	$T_{q_{sai}}$ 29,31 °C
Fluido frio (°C)	$T_{f_{entra}}$ 27,13°C
	$T_{f_{sai}}$ 39,13 °C
Taxa de transferência de calor $\left(\frac{kJ}{h}\right)$	93998,18
Área de troca térmica (m²)	3,45

Fonte: Elaborado pela autora.

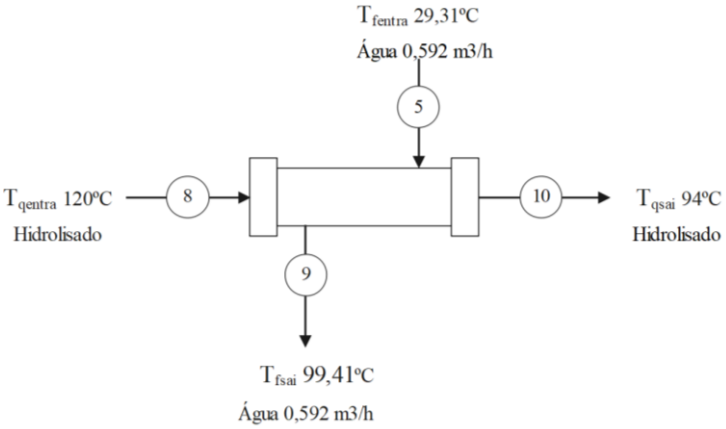
Para os cálculos, deve-se aplicar a primeira lei da termodinâmica, a qual diz que a taxa de transferência de calor do fluido quente é igual à taxa de transferência de calor do fluido frio e deve ser levado em consideração a segunda lei da termodinâmica, na qual tem-se que a taxa de transferência de calor (q) deve ser um número positivo, com sua direção do fluido quente para o fluido frio (ÇENGEL, 2012). Além disso, a taxa de calor depende da magnitude do gradiente de temperatura, ou seja, é essa diferença de temperatura que faz com que haja transferência de calor de um corpo mais quente, para um corpo mais frio. No trocador de calor 1, a taxa de transferência de calor total, quantidade de calor necessário para aquecer o fluido frio de 27,13ºC para 39,13ºC é de 93998,18 kJ/h, com um coeficiente global de troca térmica (U) de 750 W/m².K. Para a obtenção do coeficiente global de troca térmica, foi realizada uma média dos extremos valores, considerando o fluido quente como o vapor de água e o fluido frio como um fluido orgânico (MACIEL *et al.*, 2021). A quantidade de vapor estipulada, para realizar o aquecimento dessa solução, é de 0,592m³/h e a área de troca térmica obtida foi de 3,45m². Os cálculos foram realizados considerando um trocador casco e tubo do tipo contracorrente.

A água que entra, para aquecer a corrente fria no primeiro trocador de calor, segue para ajudar a resfriar a corrente quente do segundo trocador de calor; essa água não necessita de tratamento e a solução, que é pré-aquecida, entra no reator de hidrólise ácida.

Trocador de calor 2

A Figura 25 ilustra as temperaturas de entrada e saída do trocador de calor 2.

Figura 25. Representação da etapa de resfriamento do hidrolisado utilizando o trocador de calor 2



Fonte: Elaborado pela autora.

O trocador de calor 2 é utilizado, para aproveitar o calor proveniente da corrente 8, corrente que sai do filtro prensa. A corrente, contendo xilose e solução ácida, que sai da etapa de filtração, apresenta alta temperatura (120ºC), logo, para aproveitar o calor dessa corrente, foi adicionado um trocador de calor, na saída do filtro, assim, o calor é utilizado e a corrente de xilose + solução ácida que será descartada do processo e destinada para a produção de outros produtos é também pré-resfriada.

A corrente que sai do reator em que ocorre a hidrólise ácida entra no trocador de calor 2 a 120ºC e a temperatura de saída do fluido quente foi estipulada, respeitando a relação descrita no trocador de calor 1 de ΔT_1 e ΔT_2, assim, a considerada foi de 94ºC.

A Tabela 19 apresenta os valores obtidos, para a configuração do trocador de calor 2, nesse caso, o coeficiente global de troca térmica é de 550 W/m².K, considerando uma média dos valores extremos entre os fluidos presentes no trocador de calor (MACIEL *et al.*, 2021). A taxa de transferência de calor necessária, para que ocorra o resfriamento do fluido de 120ºC para 94ºC, foi de 1963,76 kJ/h e a vazão de água utilizada, para resfriar o fluido quente, é a mesma vazão de água utilizada no trocador 1. Com esses valores, foi possível calcular a área de troca térmica requerida de 2,30m².

Tabela 19. Dados obtidos da etapa de resfriamento utilizando o trocador de calor 2

	Dados
Fluido quente (°C)	$T_{q_{entra}}$ 120
	$T_{q_{sai}}$ 94,00
Fluido frio (°C)	$T_{f_{entra}}$ 29,31
	$T_{f_{sai}}$ 99,41
Taxa de transferência de calor $\left(\frac{kJ}{h}\right)$	1963,76
Área de troca térmica (m^2)	2,30

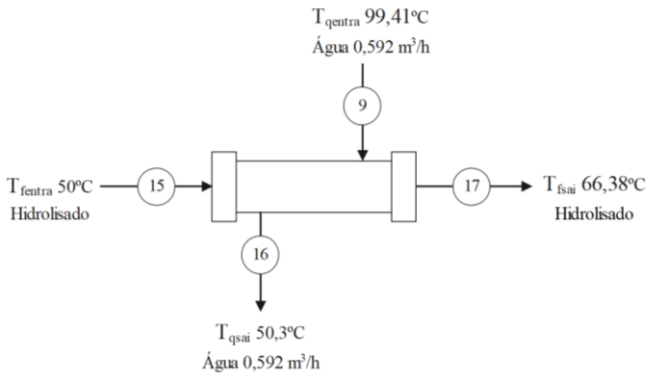
Fonte: Elaborado pela autora.

A água utilizada no trocador de calor 2, para o resfriamento do fluido, sai a 99,41ºC e irá ser utilizada para ajudar na etapa de aquecimento do trocador de calor 03. A corrente pré-resfriada é direcionada para a produção de subprodutos.

Trocador de calor 3

O trocador de calor 3 é representado pela Figura 26. Trocador utilizado para aquecer a corrente 15, corrente que irá para a etapa de concentração. A corrente 15, corrente fria, entra no trocador de calor, após a etapa de hidrólise enzimática a uma temperatura de 50ºC e deve ser aquecida, respeitando as restrições das equações utilizadas; a temperatura de saída do fluido foi considerada sendo de 66,38ºC. A corrente quente com vapor de água (corrente 9) entra no trocador de calor 3 com uma temperatura de 99,41ºC, temperatura de saída da corrente fria que sai do trocador 2 e será aproveitada para aquecer a corrente 15. Por meio de cálculos realizados, obteve-se uma temperatura da corrente de saída do fluido quente de 50,30ºC, corrente essa destinada ao quarto trocador de calor para ajudar no pré-resfriamento.

Figura 26. Representação da etapa de aquecimento do hidrolisado utilizando o trocador de calor 3



Fonte: Elaborado pela autora.

A Tabela 20 mostra todos os valores obtidos para a configuração do trocador de calor 3.

Tabela 20. Dados obtidos da etapa de aquecimento utilizando o trocador de calor 03

	Dados
Fluido quente (°C)	$T_{q_{entra}}$ 99,41
	$T_{q_{sai}}$ 50,30
Fluido frio (°C)	$T_{f_{entra}}$ 50,0
	$T_{f_{sai}}$ 66,38
Taxa de transferência de calor $\left(\frac{kJ}{h}\right)$	861,64
Área de troca térmica (m^2)	6,21

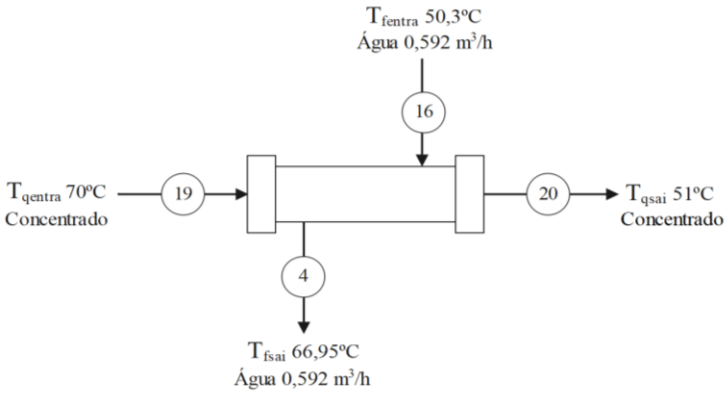
Fonte: Elaborado pela autora.

O trocador de calor 3 tem como objetivo realizar o pré-aquecimento da corrente 15 que será designada para o concentrador, onde acontece a concentração do hidrolisado a 70ºC. Nessa etapa, a corrente fria sai a uma temperatura de 66,38ºC, temperatura estipulada respeitando as relações da equação de ΔT_{lm}. O fluido quente entra a 99,41ºC e sai a 50,3ºC, a corrente 16 que contém o fluido quente de saída segue para ajudar no resfriamento do trocador de calor 4. A taxa de transferência de calor calculada é de 861,4 kJ/h, o coeficiente global de troca térmica é o mesmo utilizado no trocador de calor 1, de 750 W/m².K (MACIEL *et al.*, 2021), a área obtida foi de 6,21m². Nesse caso, a área de transferência de calor precisa ser maior, pois é necessário que o fluido quente permaneça mais tempo em contato com o fluido frio, para que ocorra a troca térmica aquecendo o fluido frio.

<u>Trocador de calor 4</u>

A Figura 27 representa o esquema do trocador de calor 4, com suas temperaturas de entrada e saída e sua vazão de água necessária, para o resfriamento da corrente de interesse.

Figura 27. Representação da etapa de resfriamento do concentrado utilizando o trocador de calor 4



Fonte: Elaborado pela autora.

O trocador de calor 4 é utilizado, para pré-resfriar a corrente, que irá entrar no fermentador, a corrente 19, então, é resfriada até 51ºC, temperatura estipulada, seguindo os mesmos critérios dos trocadores anteriores da equação de ΔT_{lm}. A corrente 16, corrente que sai do trocador de calor 3, absorve o calor liberado pelo resfriamento da corrente 19 e atinge uma temperatura de 66,95ºC, logo a corrente 4 irá alimentar o trocador de calor 1, formando, assim, um ciclo entre os quatro trocadores de calor. A vazão de água de 0,592m³/h será aproveitada, em todo o processo, diminuindo gastos com uma nova vazão de utilidades (água ou vapor) nas etapas. A Tabela 21 apresenta os dados referentes ao trocador de calor 4.

Tabela 21. Dados obtidos da etapa de resfriamento utilizando o trocador de calor 4

	Dados
Fluido quente (°C)	$T_{q_{entra}}$70,00
	$T_{q_{sai}}$51,00
Fluido frio (°C)	$T_{f_{entra}}$ 50,30
	$T_{f_{sai}}$66,95
Taxa de transferência de calor $\left(\frac{kJ}{h}\right)$	41583,70
Área de troca térmica (m^2)	13,15

Fonte: Elaborado pela autora.

Para que ocorra o resfriamento do concentrado de 70ºC para 51º, foi utilizada a mesma vazão de água dos trocadores anteriores, e uma taxa de transferência de calor calculada de 41583,70 kJ/h, o coeficiente global de troca térmica foi o mesmo utilizado no trocador de calor 2, de 550 W/m².K (MACIEL *et al.*, 2021) e, com isso, a área obtida foi de 13,15m². Nesse caso,

a área apresentou um tamanho maior, quando comparada com às áreas dos trocadores de calor anteriores, pois a temperatura de entrada do fluido frio é muito próxima à temperatura que o fluido quente deve sair, sendo necessário maior contado do fluido frio com o fluido quente, justificando o uso de uma maior área de troca térmica.

Os trocadores de calor foram utilizados, para ajudar no aquecimento e no resfriamento das correntes selecionadas, porém só o seu uso não foi suficiente para suprir a demanda energética necessária nos equipamentos. Sendo assim, foram realizados os cálculos de balanço de energia para os dois reatores, o concentrador e o fermentador, com o intuito de obter os valores necessários da taxa de transferência de calor proveniente de fonte externa ao processo, esses resultados estão mostrados na Tabela 22.

Tabela 22. Resultado do balanço de energia nos equipamentos que ainda precisam aquecer/resfriar

Reator hidrólise ácida (kW)	Reator hidrólise enzimática (kW)	Concentrador (kW)	Fermentador (kW)
641,58	64,87	27,07	552,06

Fonte: Elaborado pela autora.

4.2.2. Avaliação da integração energética com o uso da Análise *Pinch*

Anteriormente, foram realizados cálculos, considerando uma mesma biorrefinaria produtora de etanol de segunda geração, em diferentes cenários. Um no qual todo o aquecimento ou resfriamento do sistema parte de fontes externas, sem a presença de trocadores de calor, como indica o fluxograma da Figura 11, e outro em que há a presença de trocadores de calor, em formato cíclico, para aproveitamento da energia nas correntes que precisam serem aquecidas ou resfriadas.

Agora, será estudado a mesma planta produtora de etanol de segunda geração com a aplicação da metodologia *Pinch*, com o objetivo de demonstrar o quão eficiente é essa metodologia, para a redução do consumo de vapor, água e energia e, por consequência, dos custos de produção.

Na Tabela 23 estão apresentadas informações das correntes quentes e frias selecionadas para a análise *Pinch*, suas temperaturas iniciais e finais, $\dot{m}c_p$ e ΔQ. As correntes selecionadas foram as mesmas estudadas no cenário anterior com a presença do ciclo de trocadores de calor, correntes quentes que precisam ser resfriadas: 08 → corrente de saída do filtro prensa, composição predominante por xilose e 19 → corrente concentrada, saída do concentrador;

correntes frias que precisam ser aquecidas: 3 → corrente contendo solução ácida que sai do tanque de mistura e 15 → corrente de saída da primeira centrífuga, rica em glicose.

Tabela 23. Dados das correntes de integração energética

Corrente		T_i (°C)	T_f (°C)	$\dot{m}c_p(kJ/h.K)$	ΔQ (kJ/h)
Quente	8	120	50	6700,69	-469048,00
	19	70	30	2185,07	-87402,60
Fria	3	27	120	7820,13	726255,20
	15	50	70	7494,89	-299796,00

T_i = temperatura inicial e T_f = temperatura final.

Fonte: Elaborado pela autora.

A partir dos dados da Tabela 23, foi construído o diagrama de temperaturas do processo, o $\Delta T_{mín}$ adotado, para construir o diagrama de temperatura (primeira parte da Tabela 24), que foi de 10ºC. A variação mínima de temperatura foi estipulada, de acordo com o menor valor que apresentou utilidades quente e fria requerida no topo e no final da coluna de cascata acumulada. As setas que aparecem em azul, no diagrama de temperatura, indicam um aumento ou decréscimo da temperatura daquela corrente, cada corrente carrega consigo o seu $\dot{m}c_p$ para a realização dos cálculos que estão explícitos no Apêndice C.

Além do diagrama de temperaturas, a Tabela 24 também mostra os valores de cascata, cascata acumulada, na qual é possível obter a necessidade mínima de utilidade quente necessária, para aquecer as correntes frias, de 335,38 kW e a quantidade mínima de utilidade fria utilizada, para resfriar as correntes quentes de 15,58 kW, e o ponto *Pinch*, determinado pelo valor onde não há variação de entalpia, considerando um sistema adiabático (ΔH=0), apresentado na tabela, com temperatura de 37,13ºC, para as correntes quentes e 27,13ºC, para as correntes frias.

Tabela 24. Tabela problema, cascata e cascata acumulada

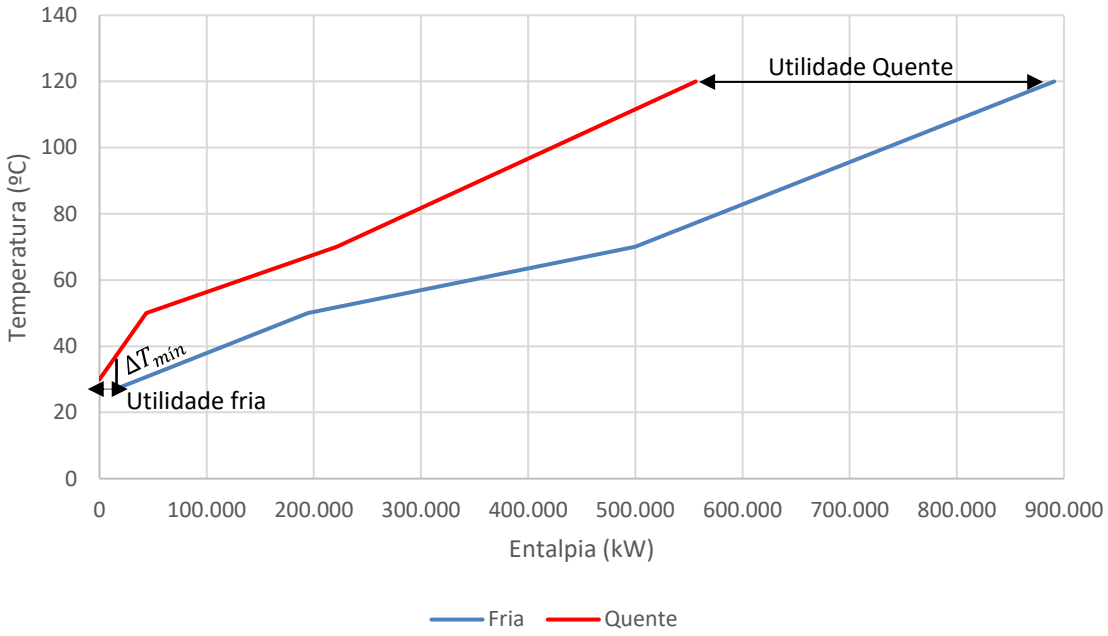
T_{quente} (°C)	Corrente 8	Corrente 19	Corrente 3	Corrente 15	T_{frio} (°C)	$(\dot{m}c_p\Delta T)_q$ (kW)	$(\dot{m}c_p\Delta T)_f$ (kW)	$(\dot{m}c_p\Delta T)_q - (\dot{m}c_p\Delta T)_f$ (kW)	Cascata (kW)	Cascata Acumulada (kW)
										335,38
130					120	0	78,2	-78,2	-78,2	257,18
120					110					
110					100	268	312,8	-44,8	-123	212,38
100					90					
90					80					
80					70	67	152,7	-85,7	-208,7	126,68
70					60	88,8	152,7	-63,9	-272,6	62,78
60					50	88,8	78,2	10,6	-262	72,58
50					40	28,06	100,64	-72,58	-335,38	0 → Ponto *Pinch*
40					30					Acima do *Pinch*
37,13					27,13	15,58	0	15,58	-319,8	15,58
30					20			0		Abaixo do *Pinch*
20					10					

Sendo os subíndices: q = quente e f = frio.

Fonte: Elaborado pela autora.

Os dados da temperatura inicial e final de cada corrente, juntamente com a variação da taxa da transferência de calor ΔQ (Tabela 23), foram utilizados para a obtenção da variação de entalpia. Com a entalpia e a temperatura, foi possível a elaboração dos gráficos da Curva Composta (Figura 28) e da Grande Curva Composta (Figura 29).

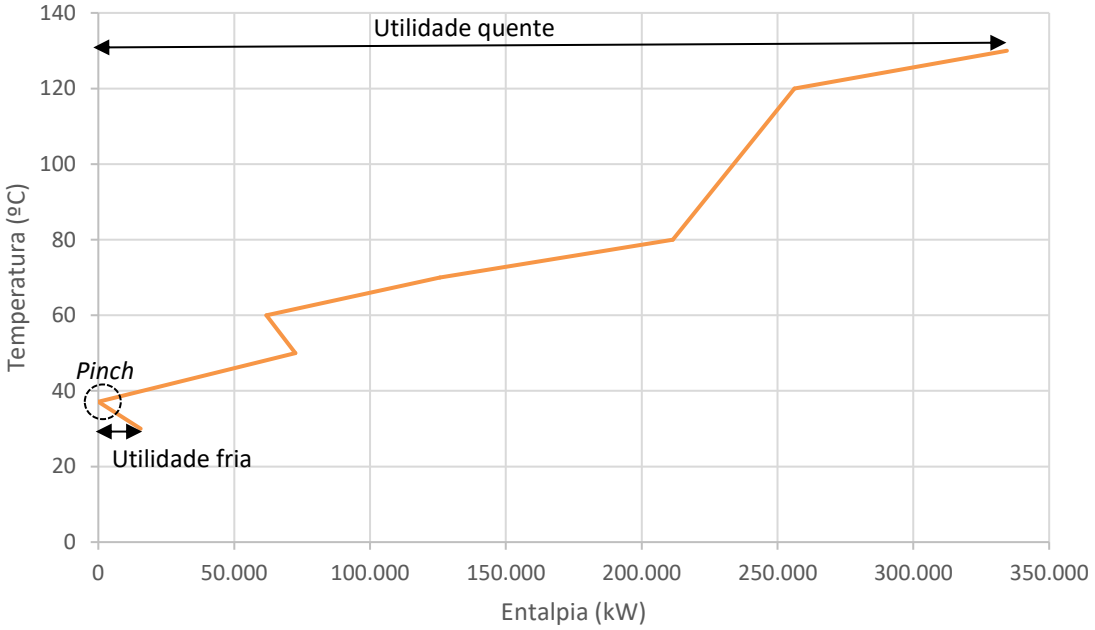
Figura 28. Representação da Curva Composta (CC) com os resultados obtidos pela análise *Pinch*



Fonte: Elaborado pela autora.

A Curva Composta mostrada pela Figura 28 é a representação gráfica de entalpia e temperatura da curva composta quente em vermelho, com a curva composta fria em azul. É no ponto de maior aproximação dessas curvas que é obtido o $\Delta T_{mín}$n, ponto de menor diferença possível de temperatura entre duas correntes, em um trocador de calor, uma de entrada e outra de saída (TURTON *et al*., 2018). A distância entre as curvas quente e fria, no início das curvas, apresenta a quantidade de utilidade fria externa requerida no processo produtivo analisado que é 15,58 kW, e a distância entre as curvas no final mostra a quantidade de utilidade quente necessária externa ao processo de 335,38 kW.

Figura 29. Representação da Grande Curva Composta (GCC) com os resultados obtidos pela análise *Pinch*



Fonte: Elaborado pela autora.

A Grande Curva Composta, também, é representada por um diagrama de temperatura *versus* entalpia, que é obtida pela combinação das duas curvas representadas no diagrama de Curva Composta, formando uma única curva, a qual representa a região de aquecimento e resfriamento (SILVA; SILVA, 2022). Os valores de utilidades frias e quentes são os mesmos obtidos na curva anterior, sendo a utilidade fria encontrada no início da curva e a utilidade quente no final, conforme destacado na Figura 29. O ponto *Pinch* é determinando pela parte da curva que toca o eixo *y* (temperatura) de 37,13ºC.

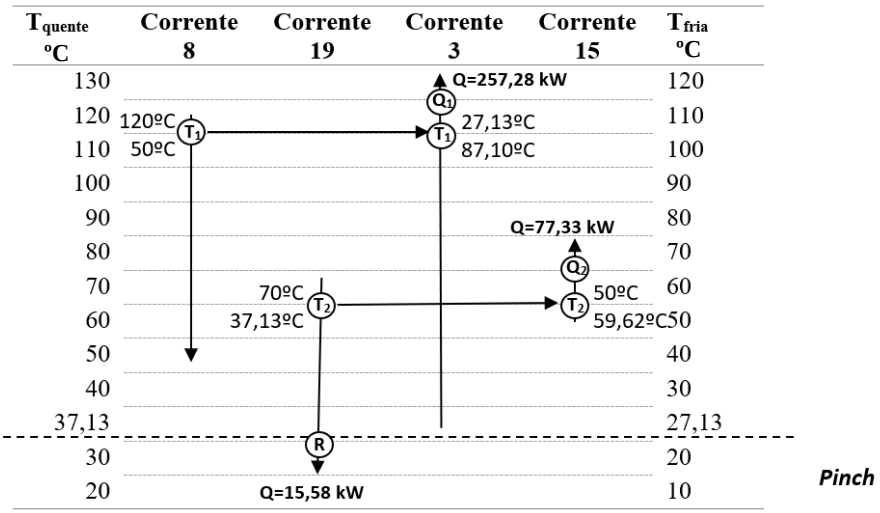
O ponto *Pinch* é encontrado, quando a curva toca o eixo y, ou seja, quando a variação de entalpia é igual a zero, na grande curva composta e, na curva composta, é encontrado no seu ponto de maior aproximação entre as curvas quente e fria. Nesse caso, qualquer troca de calor que ocorre entre as correntes do processo passando por ele, irá gerar um consumo a mais com utilidades frias e quentes, não respeitando o consumo mínimo de utilidades pretendido. É no ponto *Pinch* que o processo é dividido em duas regiões; acima do ponto *Pinch*, em que há apenas trocas de calor entre as correntes quentes e abaixo do *Pinch*, com o consumo de utilidades frias, na qual sua temperatura deve ser abaixo da temperatura de *Pinch*. É importante que a troca de calor seja feita dentro da sua própria região, ou seja, não trocar calor entre a região localizada acima do *Pinch* com a região abaixo do *Pinch*, para que o consumo mínimo de utilidades requeridas seja respeitado (SILVA; SILVA, 2022).

Com base nos resultados calculados presentes no Apêndice C e nas curvas obtidas por meio dos cálculos realizados, foi possível realizar uma proposta de rede de trocadores de calor. Uma vez que o design em torno do *Pinch* tenha sido feito de modo a satisfazer o critério de mínima utilidade, o projeto continua visando ao mínimo custo de capital. Logo o número mínimo de unidades de troca térmica nesse processo é calculado pela Equação 4:

$$u_{mín} = (N_{correntes} + N_{utilidades} - 1)_{acima} + (N_{correntes} + N_{utilidades} - 1)_{abaixo}$$
$$u_{mín} = (4 + 1 - 1) + (1 + 1 - 1)$$
$$u_{mín} = 5$$

Sendo que as 5 unidades de troca térmica são compostas por 2 trocadores de calor, 2 aquecedores, nesse caso, serão correntes de vapor, provenientes do meio externo e 1 resfriador, corrente de água externa, para resfriar o processo, conforme mostrado nas redes de trocadores de calor ilustradas pela Figura 30.

Figura 30. Esquema ilustrativo da rede de trocadores de calor proposto pelo método de análise *Pinch*



Fonte: Elaborado pela autora.

Por meio da rede de trocadores de calor, foi possível analisar que o primeiro trocador de calor, sinalizado como T1 na Figura 30, troca calor entre a corrente de saída do filtro prensa (corrente 8) com o equipamento de hidrólise ácida, para aquecer a corrente 3, contendo a solução com ácido diluído, porém, como o calor não é suficiente para aquecer a solução contida no reator de hidrólise ácida até a temperatura desejada de 120ºC, é necessária uma quantidade de utilidade quente (vapor) externa de 257,28 kW. O segundo trocador de calor (T2) troca calor

entre a corrente que sai do concentrador, rica em glicose (corrente 19) com a corrente que entra no concentrador (corrente 15).

Como na corrente 19 precisa diminuir ainda mais sua temperatura até atingir 30ºC, utiliza-se uma utilidade fria (água) externa de 15,58 kW, e a corrente 15 precisa de uma utilidade quente (vapor) externa de 77,33 kW para atingir a temperatura de 70ºC. Logo a demanda energética mínima do processo com integração, por meio da análise *Pinch*, é de 335,38 kW para o Q_{quente} e 15,58 kW para o Q_{frio}.

Os trocadores de calor adicionados no novo fluxograma apresentam seus dados especificados da Tabela 25, com sua temperatura inicial e final, a variação da taxa de transferência de calor e a área de troca térmica.

Tabela 25. Especificações dos trocadores de calor utilizados após a análise *Pinch*

Trocador de calor	Corrente	T_e (°C)	T_s (°C)	ΔQ (kJ/s.m².K)	Área (m²)
1	Quente	120	50	469.10^3	8,23
	Fria	25	87		
2	Quente	70	25	$71,65.10^3$	3,22
	Fria	37	59		

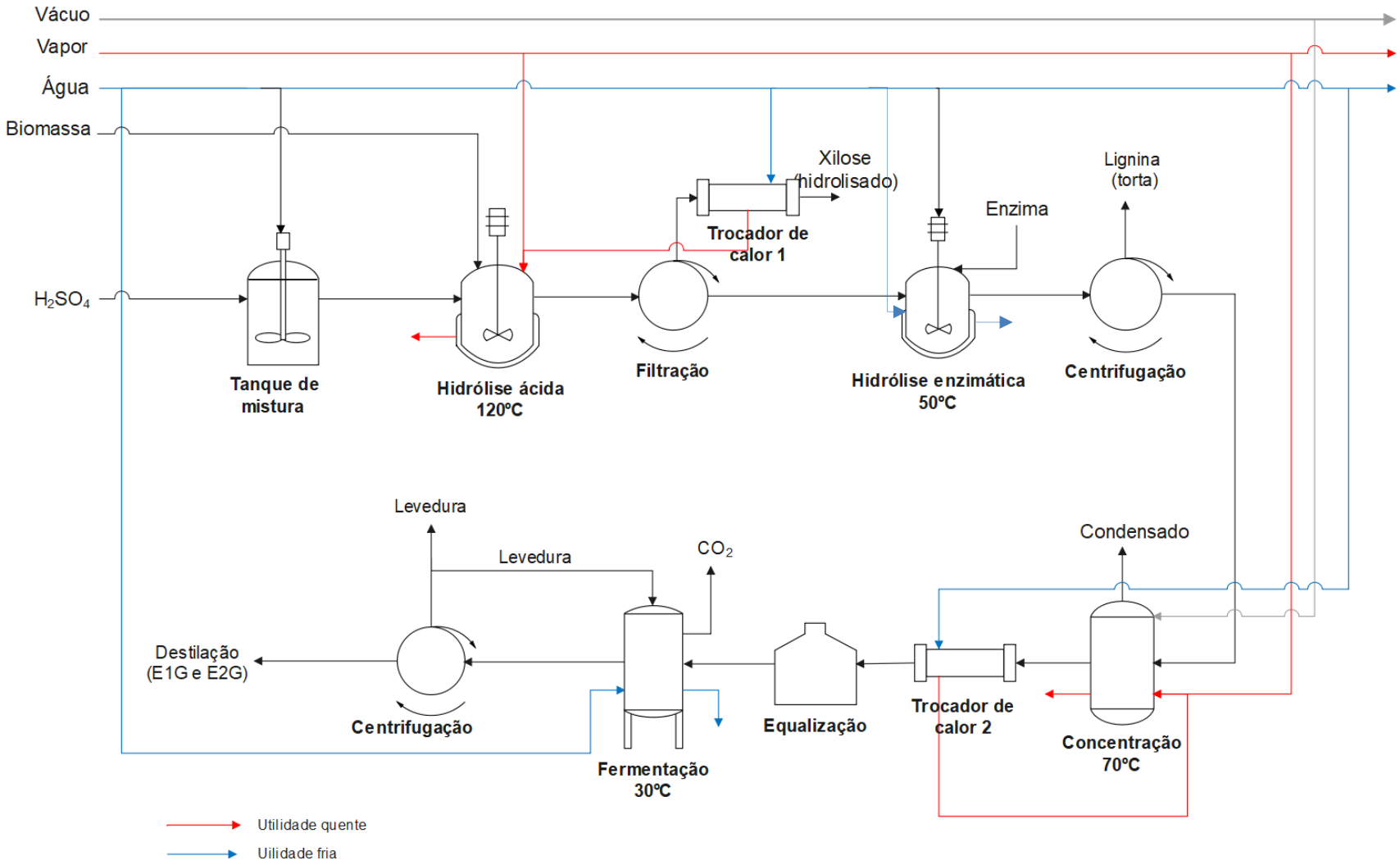
T_e = Temperatura de entrada e T_s = Temperatura de saída

Fonte: Elaborado pela autora.

A área requerida para que haja troca térmica é de 8,23m² para o trocador de calor 1 e 3,22m² para o trocador de calor 2. No processo integrado energeticamente por análise *Pinch*, foram necessários dois trocadores de calor a menos que no cenário com o ciclo de trocadores de calor, já indicando um ponto positivo em sua utilização.

A partir desse resultado, foi possível criar um novo fluxograma, com a presença de dois trocadores de calor (1 e 2). A Figura 31 mostra como ficou o fluxograma com a integração energética por meio da metodologia *Pinch*.

Figura 31. Fluxograma de produção de etanol de segunda geração com integração energética por meio da análise *Pinch*



Fonte: Elaborado pela autora.

Um dos grandes benefícios da análise *Pinch* é que essa ferramenta pode ser implementada, mesmo em uma planta industrial já existente, conforme mostrado no fluxograma da Figura 31, que foi adaptado da Figura 11, permitindo uma melhoria na redução dos custos de produção e contribuindo para processos mais eficientes e menos poluentes. Outro benefício que podemos destacar é que, além da redução do consumo de utilidades no processo produtivo, após a integração energética, a corrente de saída do filtro prensa foi resfriada, adequando a sua temperatura para a corrente ser destinada para a produção de subprodutos.

Para avaliar o melhor cenário, tem-se a Tabela 26, com objetivo de comparação do processo produtivo, sem integração energética, com integração pelo ciclo de trocadores de calor, e com integração energética utilizando análise *Pinch*. Os valores de Q_{quente} e Q_{frio}, representam a quantidade de energia externa ao processo utilizada para aquecer e resfriar os equipamentos conforme necessidade do processo produtivo.

Tabela 26. Comparação dos cenários propostos sem e com integração energética para a produção do E2G

	Q_{quente} (kW)	Q_{frio} (kW)
Sem integração	885,12	1116,41
Ciclo de trocadores de calor	668,65	616,93
Análise *Pinch*	334,61	80,45

Fonte: Elaborado pela autora.

Para comparação do Q_{frio} da análise *Pinch* com os demais cenários, foi adicionado o valor de 64,87kW, referente ao resfriamento do reator de hidrólise enzimática, no valor de 15,58kW, encontrado nos cálculos de *Pinch*, o valor adicionado é o mesmo em todos os cenários. Assim, temos a quantidade total de utilidades frias necessária no processo todo. Outro ponto que vale ressaltar são os dois cenários com a presença da integração energética que foram aplicados, em um processo de produção de etanol de segunda geração, na qual não houve nenhum tipo de aproveitamento de utilidade interna, tanto o vapor para aquecimento, quanto a água para resfriamento foram totalmente provenientes de meio externo.

Analisando a Tabela 26, primeiro iremos comparar o cenário sem integração com o cenário integrado energeticamente, por meio dos ciclos de trocadores de calor, nesse caso, a presença do ciclo de trocadores de calor reduziu em 24,46% o consumo com utilidades quentes e, em 44,74%, o consumo com utilidades frias. Já comparando o cenário sem integração energética em relação ao com integração energética, utilizando análise *Pinch*, tivemos uma redução de 62,20% e 92,80% em relação à utilidades quentes e frias, respectivamente. E, por

fim, também é possível comparar os dois cenários, nos quais há integração energética. A análise *Pinch,* em relação ao ciclo de trocadores de calor, apresentou uma redução de utilidade quente em 49,96% e utilidade fria em 86,96%.

Outros autores também realizaram o estudo da viabilidade da integração energética utilizando análise *Pinch,* em diferentes cenários dentro de uma biorrefinaria, para a produção de etanol, apresentando resultados promissores para sua implementação.

Oliveira (2014) avaliou, em seu trabalho, a integração energética de uma biorrefinaria produtora de etanol de primeira e de segunda geração, a partir da cana-de-açúcar, utilizando análise *Pinch.* Foi realizada uma simulação com o *software* EMSO, a qual foi constituída por três cenários. Para a etapa de pré-tratamento, fez-se o uso do hidrotérmico, ácido diluído e explosão a vapor. Esses três cenários foram avaliados com e sem fermentação das pentoses e, posteriormente, sem e com análise *Pinch*. Para os processos integrados energeticamente por análise *Pinch*, houve uma redução de 50% no consumo de energia quando comparado ao processo sem integração. Assim, foi possível obter, além da vantagem econômica, pela redução de utilidades quentes e frias, melhor gestão da energia, juntamente com a redução da emissão de gases poluidores.

Já os autores Batista e Oliveira (2020) realizaram um experimento sobre a integração energética em uma biorrefinaria tendo como matéria-prima base a cana-de-açúcar. O objetivo principal foi a redução do consumo de utilidades quentes (vapor), gerando maior disponibilidade de bagaço, para a produção do etanol de segunda geração, para isso, aplicou a integração energética por análise *Pinch* em dois cenários, sem nenhum tipo de integração energética e com integração de projeto. No primeiro cenário sem nenhum tipo de integração energética, obteve-se uma economia de aproximadamente 69%, em utilidades quentes e 80% em utilidades frias, no outro cenário, com integração de projeto, a redução no consumo de utilidades quentes foi de 43% e de utilidades frias de 57%.

Outros autores também aplicaram a integração energética pela metodologia de análise *Pinch* em diferentes processos industriais, como Nogueira (2015), que realizou a integração energética, em uma unidade de hidrocraqueamento catalítico. Para a integração, utilizou-se a metodologia de análise *Pinch*, que foi selecionada pela sua facilidade de implementação, em processos produtivos já existentes, tendo como objetivo principal a redução de custos com o consumo de utilidades quentes e frias, visto que a unidade de hidrocraqueamento consome altos níveis de energia dentro de uma refinaria. Entre as seções de reação e fracionamento, foram implementadas redes de trocadores de calor com e sem integração energética. Os resultados

mostraram que a redução com o consumo de utilidades anual foi na faixa de 2,9 milhões de dólares, comprovando a eficiência da utilização da análise *Pinch.*

Mendes (2018), também, aplicou a integração energética, por meio da análise *Pinch*, em seus estudos, porém foi, em um processo produtivo de xilitol, produto derivado do bagaço da cana-de-açúcar. A análise *Pinch* foi aplicada, após a integração da planta de xilitol a uma planta de açúcar e álcool. Em seus resultados, obteve uma temperatura *Pinch* de 50ºC e um consumo de utilidade quente mínimo de 95921 kJ e de utilidade fria de 491802 kJ, gerando uma redução de 53% nos gastos com a água utilizada para trocar calor. Além disso, uma análise econômica feita mostra que a planta produtora de xilitol passou a apresentar um lucro anual de R$ 766.014,00.

Com os cenários propostos e os resultados obtidos é possível afirmar que a análise *Pinch* apresentou melhores resultados, pois sua economia de Q_{quente} e Q_{frio} foi maior e, por consequência, a redução nos custos de produção e nos impactos ambientais, quando comparado aos outros cenários analisados. Essa economia pode ser explicada pelo fato dos trocadores de calor na análise *Pinch* serem utilizados como resfriadores, ou seja, com o objetivo de resfriar as correntes do processo, precisando apenas de utilidade externa fria. Ao resfriar a corrente do processo desejada, a corrente externa fria ao processo que entrou no trocador de calor é aquecida e essa mesma corrente volta para aquecer o equipamento anterior ao trocador, formando um ciclo entre o trocador e o equipamento, fazendo com que todo o calor daquele equipamento seja reaproveitado por ele mesmo.

Outro aspecto positivo, para a utilização da metodologia *Pinch*, em comparação ao ciclo de trocadores de calor, é que o custo total com o projeto inicial nesse caso é menor, pois redes de trocadores de calor apresentam um custo elevado e, com a análise *Pinch*, foi possível reduzir pela metade o uso de trocadores de calor. Logo, com todos os resultados obtidos, é plausível afirmar que, com o uso da metodologia *Pinch*, o benefício é tanto econômico quanto ambiental ao processo.

5. CONCLUSÃO

A utilização do bagaço de cana-de-açúcar, para a produção de etanol de segunda geração, é uma alternativa viável, para a destinação do bagaço, que não é todo utilizado dentro de uma usina sucroalcooleira, pois agrega valor a esse resíduo, que corresponde a 20-30% do

subproduto gerado da produção de açúcar e álcool. A outra parte (70-80%) é utilizada para a produção de energia dentro da própria indústria.

Considerando uma planta industrial já existente, obteve-se uma produção de 280,33kg/h de bagaço da cana de açúcar que gera um total de 447,59 kg de etanol, após 12 horas de operação. Como os custos de produção do etanol de segunda geração são mais elevados, quando comparado ao etanol de primeira geração, a metodologia de integração energética tanto por ciclo de trocadores de calor quanto por análise *Pinch* se mostraram promissoras, pois são técnicas de simples implementação com grande redução no consumo energético.

Ao comparar as duas técnicas de integração energética com a planta produtora de etanol 2G sem nenhum tipo de integração, foi o método de análise *Pinch* que apresentou a maior economia de acordo com os resultados obtidos. Pois, sua redução no consumo de utilidades foi superior, reduzindo cerca de 37,74 % para utilidades quentes e 47,96% de utilidades frias quando comparado com a redução no consumo ao se utilizar a metodologia por ciclo de trocadores de calor. Essa economia é devida à redução no número de trocadores de calor bem como no rearranjo das correntes quentes e frias. Pois os trocadores de calor indicados pela análise *Pinch*, foram posicionados de forma adequada com o intuito de aproveitamento da troca de calor em sistema de reciclo e ciclos fechados.

Sendo assim, é possível concluir que a utilização da ferramenta da análise *Pinch de* integração energética foi eficiente na redução do consumo das utilidades de água e vapor no processo de produção de etanol 2G, considerando a sua integração a uma usina de açúcar e álcool.

6. SUGESTÃO PARA TRABALHOS FUTUROS

- Avaliar a integração energética, utilizando a metodologia de análise *Pinch*, em plantas produtoras de bioprodutos, além do etanol de segunda geração.

REFERÊNCIAS

ALBARELLI, J. Q. **Produção de açúcar e etanol de primeira e segunda geração**: simulação, integração energética e análise econômica. 2013. 244 f. Tese (Doutorado em Engenharia Química) - Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2013.

ALMEIDA, C. de S.; NASCIMENTO, D. D. de. Revisão: leveduras utilizadas na produção de etanol de segunda geração. **Bioenergia em Revista**: diálogos, Piracaba, v. 11, n. 1, p. 99-119, jan. 2021.

ALMEIDA, L. G. F. **Etanol de segunda geração utilizando sorgo biomassa (*Sorghum bicolor*)**. 2019. 117 f. Tese (Doutorado em Ciência e Tecnologia dos Biocombustíveis) - Universidade Federal de Uberlância, Diamantina, 2019.

AMARAL, T. P. **Integração energética de unidades de destilação e coqueamento**: estudo de retrofit e de aspectos de processos. 2013. 110 f. Dissertação (Mestrado em Ciências) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2013.

ASSIS, I. Z.; MARISUTTI, E.; ROSSI, D. M. Produção biotecnológica de 2,3-butanodiol no contexto de Biorrefinaria. **Revista Ciência, Tecnologia & Ambiente**, Porto Alegre, v. 11, n. 1, p. 1-10, 2021. DOI: http://dx.doi.org/10.4322/2359-6643.11197.

ASSUMPÇÃO, S. M. N. de. **Pré-tratamento químico combinado do bagaço da cana visando a produção de etanol de segunda geração**. 2012. 99 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Federal da Bahia, Salvador, 2015.

AUGSTBURGER, F.; BERGER, J.; CENSKOWSKY, U.; HEID, P.; MILZ, J. M.; STREIT, C. **Agricultura orgánica en el trópico y subtrópico**: guías de 18 cultivos: caña de azucar. München: Asociación Naturland, 2000.

BATISTA, K. A.; OLIVEIRA, C. M. Análise energética de uma biorrefinaria de cana-de-açúcar. **Cogitare**, Matão, v. 3, n. 1, p. 68-84, jun. 2020.

BENINCA, M. **Eteno com aspectos de flexibilidade**: aplicação da análise *Pinch* em conjunto com a otimização matemática. 2008. 113 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2008.

BISWAS, R.; UELLENDAHL, H.; AHRING, B. K. Wet explosion pretreatment of sugarcane bagasse for enhanced enzymatic hydrolysis. **Biomass and Bioenergy**, Oxford, v. 61, p. 104-113, Feb. 2014. DOI: http://dx.doi.org/10.1016/j.biombioe.2013.11.027.

BORGES, C. P.; GIGLIOLLI, A. A. S. Avaliação do acervo de informações de teores de celulose, hemicelulose e lignina na biomassa do bagaço de cana de açúcar. **Brazilian Journal of Development**, São José dos Pinhais, v. 6, n. 9, p. 71782-71791, 2020.

BORGNAKKE, C.; SONNTAG, R. E. **Fundamentos da termodinâmica**. 8. ed. São Paulo: Blucher, 2013.

BRASIL. Ministério de Minas e Energia. Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. **Anuário estatístico brasileiro do petróleo, gás natural e biocombustíveis**. Brasília, DF: MME, 2020. Disponível em: http://www.anp.gov.br/arquivos/central-conteudos/anuario-estatistico/2020/anuario-2020.pdf. Acesso em: 7 set. 2021.

BRASIL. Ministério de Minas e Energia. Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. **Anuário estatístico 2022**. Brasília, DF: MME, 2022. Disponível em: https://www.gov.br/anp/pt-br/centrais-de-conteudo/publicacoes/anuario-estatistico/anuario-estatistico-2022. Acesso em: 7 set. 2022.

BRASIL. Ministério de Minas e Energia. Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. **Etanol**. Brasília, DF: MME, 2021. Disponível em: https://www.gov.br/anp/pt-br/assuntos/producao-e-fornecimento-de-biocombustiveis/etanol. Acesso em: 28 jun. 2022.

BRASSOLATTI, T. F. Z.; HESPANHOL, P. A.; COSTA, M. A. B.; BRASSOLATTI, M. Etanol de primeira e segunda geração. **Revista Interdisciplinar de Tecnologias e Educação**, Boituva, v. 2, n. 1, p. 1-9, jun. 2016.

BRIENZO, M.; FIKIZOLO, S.; BENJAMIN, Y.; TYHODA, L.; GÖRGENS, J. Influence of pretreatment severity on structural changes, lignin content and enzymatic hydrolysis of sugarcane bagasse samples. **Renewable Energy**, Oxford, v. 104, p. 271-280, 2017.

CANILHA, L. **Aproveitamento do hidrolisado de palha de trigo para produção de xilitol por via microbiana**. 2002. 81 p. Dissertação (Mestrado em Biotecnologia Industrial) - Faculdade de Engenharia Química de Lorena, Lorena, 2002.

CARPIO, R. R. **Otimização do processo de produção de etanol de segunda geração em um sistema integrado à primeira geração**. 2019. 244 f. Tese (Doutorado em Engenharia Química) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2019.

CARVALHO, F. B. de P. **Pré-tratamento de bagaço de cana-de-açúcar por autohidrólise, com ênfase na reutilização de água**. 2018. 88 f. Dissertação (Mestrado em Tecnologia Química e Biológica) - Universidade de Brasília, Brasília, DF, 2018.

ÇENGEL, Y. A. **Transferência de calor e massa**: uma abordagem prática. 4. ed. Porto Alegre: AMGH, 2012.

CONNOR, N. **O que é diferença logarítmica de temperatura média - LMTD**: definição. 2019. Disponível em: https://www.thermal-engineering.org/pt-br/o-que-e-diferenca-logaritmica-de-temperatura-media-lmtd-definicao/. Acesso em: 5 set. 2022.

CORRÊA, L. J. **Estudos de melhorias no processo de hidrólise enzimática de biomassa para produção de etanol**. 2016. 131 f. Tese (Doutorado em Engenharia Química) - Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2016.

COSTA, A. G.; PINHEIRO, F. G. C.; PINHEIRO, G. C.; SANTOS, A. B. dos; SANTAELLA, S. T.; LEITÃO, R. C. Geração de metano a partir de resíduos lignocelulósicos

oriundos da produção do biocombustível: revisão. **Revista DAE**, São Paulo, n. 194, p. 36-51, 2014. DOI: http://dx.doi.org/10.4322/dae.2014.003.

FERNANDES JÚNIOR, C. C. **Integração energética da etapa de extração de óleo de soja, utilizando a análise *Pinch***. 2009. 94 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Toledo, 2009.

GEHLEN, L. R. **Quantificação dos teores de conversão de fibras em açúcares redutores de bagaço de cana-de-açúcar hidrolisados com catalisadores ácidos**. 2013. 50 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Tecnologia em Biotecnologia) - Universidade Federal do Paraná, Palotina, 2013.

GENIN, C.; FRASSON, C. M. R. **O saldo da COP26**: o que a conferência do clima significou para o Brasil e o mundo. 2021. Disponível em: https://wribrasil.org.br/pt/blog/clima/o-saldo-da-cop26-o-que-conferencia-do-clima-significou-para-o-brasil-e-o-mundo. Acesso em: 28 mar. 2022.

GOMES, M. G. **Produção de biogás a partir de bagaço de cana-de-açúcar após pré-tratamento com ácido cítrico diluido**. 2019. 215 f. Tese (Doutorado em Biocombustíveis) - Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2019.

GUEDES, A. R. **Determinação e análise de propriedades termofísicas do melaço de soja**. 2015. 90 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Alimentos) - Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2015.

GUEDES, C. L. B.; ADÃO, D. A.; QUESSADA, P. T.; BORSATO, D.; GALÃO, O. F.; MAURO, E. D.; PÉREZ, J. M. P.; ROCHA, J. D. Avaliação de biocombustível derivado de bio-óleo obtido por pirólise rápida de biomassa lignocelulósica como aditivo para gasolina. **Química Nova**, Londrina, v. 33, n. 4, p. 781-786, mar. 2010.

HIGA, M. Avaliação energética em usina de açúcar e álcool utilizando a análise *Pinch*. **Revista Iberoamericana de Ingenieria Mecânica**, Porto, v. 9, n. 3, p. 95-101, set. 2004.

KOHLHEPP, G. Análise da situação da produção de etanol e biodiesel no Brasil. **Estudos Avançados**, São Paulo, v. 24, n. 68, p. 223-253, 2010.

LABORATÓRIO NACIONAL DE CIÊNCIA E TECNOLOGIA DO BIOETANOL. **Biorrefinaria virtual de cana**: simulações em Aspen Plus: relatório técnico. Joinville: Universidade da Região de Joinville, 2015.

LAZARINI, C. A.; TAVARES, F. H.; OLIVEIRA, H. S. de C.; BARCELLOS, V. A. **Aplicação de técnica de integração energética no sistema de pré-tratamento de matéria-prima para a produção de biodiesel**. 2016. 53 f. Monografia (Graduação em Engenharia Química) - Universidade de São Francisco, Campinas, 2016.

MACIEL, A. J.; COSTA, M. de A. da; BATTISTI, R.; DAL BÓ, M. Estudo do desempenho de um trocador de calor em escala de laboratório. **Exatas Online**, Criciúma, v. 12, n. 2, p. 140-152, nov. 2021. Disponível em: https://www.researchgate.net/profile/Rodrigo-

Battisti/publication/356652892_Estudo_do_desempenho_de_um_trocador_de_calor_em_escala_de_laboratorio/links/61ae021c092e735ae2e76929/Estudo-do-desempenho-de-um-trocador-de-calor-em-escala-de-laboratorio.pdf. Acesso em: 2 mar. 2022.

MAITY, S. K. Opportunities, recent trends and challenges of integrated biorefinery: part I. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, Golden, v. 43, p. 1427-1445, Mar. 2015. DOI: https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.11.092.

MAZZUCCO, M. M. **Introdução aos balanços de massa e energia**. Disponível em: https://www.academia.edu/29831891/INTRODU%C3%87%C3%83O_AOS_BALAN%C3%87OS_DE_MASSA_E_ENERGIA. 2013. Acesso em: 5 set. 2021.

MENDES, G. V. **Subsídios técnicos e econômicos de uma biorrefinaria integrada a uma usina de açúcar para a produção de Xilitol**. 2018. 102 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Federal de São João del-Rei, Ouro Branco, 2018.

MENEZES, J. A. S. **Aspectos físicos e químicos do caldo de cana de açúcar que afetam a capacidade fermentativa das células de levedura**. 2012. 2012 f. Dissertação (Mestrado em Ciências Biológicas) - Universidade Federal de Pernambuco, Recife, 2012.

MICHEL JUNIOR, R. J. dos S. **Obtenção do álcool etílico hidratado, com graduação alcoólica para uso automotivo**: validação de um processo em batelada. 2010. 146 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Processos) - Centro de Tecnologia, Universidade Federal de Santa Maria, Santa Maria, 2010.

MIGLIAVACCA, A. **Balanço de massa, energia e exergia na produção intensiva de frangos de corte**. 2017. 208 f. Tese (Doutorado em Ciências) - Universidade de São Paulo, São Paulo, 2017.

MIRANDA, F. C. de A. **Contribuição do estudo exergético no processo produtivo de etanol de segunda geração**. 2011. 126 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Federal de Pernambuco, Recife, 2011.

MOREIRA, M. R. **Natureza das interações celulose-água**. 2009. 83 f. Dissertação (Mestrado em Ciências) - Universidade de São Paulo, São Carlos, 2009.

MORO, M. K. **Pré-tratamento da biomassa de cana-de-açúcar por extrusão com dupla-rosca**. Rio de Janeiro: Editora UFRJ, 2015. 107 p.

MOSIER, N.; WYMAN, C.; DALE, B.; ELANDER, R.; LEE, Y.; HOTZAPPLE, M.; LADISCH, M. Features of promising technologies for pretreatment of lignocellulosic biomass. **Bioresource Technology**, Essex, v. 96, n. 6, p. 673-686, 2005. Disponível em: https://www.researchgate.net/publication/311345221. Acesso em: 26 maio 2021.

MUKTHAM, R.; BHARGAVA, S. K.; BANKUPALLI, S.; BALL, A. S. A review on 1st and 2nd generation bioethanol production-recent progress. **Journal of Sustainable Bioenergy Systems**, Bundoora, v. 6, n. 3, p. 72-92, Sept. 2016.

NOGUEIRA, C. N. **Integração energética em uma unidade de hidrocraqueamento catalítico**. 2015. 108 f. Dissertação (Mestrado em Ciências) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2015.

OGATA, B. H. **Caracterização das frações celulose, hemicelulose e lignina de diferentes genótipos de cana-de-açúcar e potencial de uso em biorrefinarias**. 2013. 109 f. Dissertação (Mestrado em Ciência de Tecnologia de Alimentos) - Universidade Federal de São Paulo, Piracicaba, 2013.

OLIVEIRA, B. C. **Complexidade em Biorrefinarias**. 2016. 125 f. Dissertação (Mestrado em Ciências) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2016.

OLIVEIRA, C. M. de. **Integração energética da biorrefinaria de cana-de-açúcar para produção de etanol de primeira e segunda geração e energia elétrica**. 2014. 115 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2014.

OLIVEIRA, J. C. C. E. G.; MIRANDA, C. S.; GONÇALVES, A. P. B. Avaliação térmica e espectroscópica da celulose, hemicelulose e lignina extraídas da fibra de licuri (*Syagrus Coronata*). In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA E CIÊNCIA DOS MATERIAIS, 21., 2014, Salvador. **Anais** [...]. Cuiaba: Cecim, 2014.

OLIVEIRA, L. M.; SERRA, J. C. V.; OLIVEIRA, K. B. M. Balanços energéticos da produção de etanol para diferentes matérias primas. **Geoambiente On-Line**, Jataí, n. 22, p. 39-52, jan. 2014.

PASSARINHO, N. **COP26**: por que Brasil é crucial para evitar efeito catastrófico das mudanças climáticas. 2021. Disponível em: https://www.bbc.com/portuguese/geral-59040717. Acesso em: 28 set. 2022.

QI, C.; HOU, S.; LU, J.; XUE, W.; SUN, K. Thermal characteristics of birch and its cellulose and hemicelluloses isolated by alkaline solution. **Holzforschung**, De Gruyter, v. 74, n. 12, p. 1099-1112, June 2020. DOI: http://dx.doi.org/10.1515/hf-2019-0285.

RABELO, S. C. **Avaliação e otimização de pré-tratamentos e hidrólise enzimática do bagaço de cana-de-açúcar para a produção de etanol de segunda geração**. 2010. 447 f. Tese (Doutorado em Engenharia Química) - Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2010.

ROSSI, F. G. **Análise dos processos de polpação do bagaço de cana-de-açúcar**: estudo termocinético da influência da antraquinona no tratamento alcalino. 2012. 137 f. Tese (Doutorado em Engenharia Química) - Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2012.

RUSSEL-WOOD, A. J. R. Centros e periferias no mundo luso-brasileiro, 1500-1808. **Revista Brasileira de História**, São Paulo, v. 18, n. 36, p. 187-250, 1998.

SANTOS, F. A.; QUEIRÓZ, J. H.; COLODETTE, J. L.; FERNANDES, S. A.; GUIMARÃES, V. M.; REZENDE, S. Potencial da palha de cana-de-açúcar para produção de etanol. **Química Nova**, Viçosa, MG, v. 35, n. 5, p. 1004-1010, jan. 2012.

SARROUH, B. F. **Estudo da produção biotecnológica de xilitol em reator de leito fluidizado utilizando bagaço de cana-de-açúcar e células imobilizadas**: avaliação de parâmetros operacionais e viabilidade econômica. 2009. 185 f. Tese (Doutorado em Biotecnologia Industrial) - Universidade de São Paulo, Lorena, 2009.

SHRIVASTAV, S.; HUSSAIN, I. Design of bagasse dryer to recover energy of water tube boiler in a sugar factory. **International Journal of Science and Research**, Indore, v. 2, n. 8, p. 356-358, Aug. 2013.

SILVA, F. B. da; SILVA, S. K. da. Aplicação da metodologia *Pinch* no processo de produção de cumeno. **Brazilian Applied Science Review**, São José dos Pinhais, v. 6, n. 2, p. 798-818, abr. 2022. DOI: http://dx.doi.org/10.34115/basrv6n2-025.

SILVA, F. S. G.; GOMES, W. P. C.; NASCIMENTO, D. D. do. Avaliação da fermentação de leveduras visando produção de etanol de segunda geração. **Bioenergia em Revista**: diálogos, Piracaba, v. 9, n. 2, p. 35-61, 2019.

SILVA, M. A. V. R. da; SILVA, M. D. C. M. R. da; FERREIRA, A. I. C. M. L.; SHI, Q.; WOODFIELD, B. F.; GOLDBERG, R. N. Thermochemistry of α-D-xylose(cr). **The Journal of Chemical Thermodynamics**, Porto, v. 58, p. 20-28, Mar. 2013. DOI: http://dx.doi.org/10.1016/j.jct.2012.09.028.

SILVA, M. G. E.; SILVA JÚNIOR, J. L.; PINTO JÚNIOR, C. R. T. Produção de etanol de segunda geração: uma revisão. **Pensamento Plural**: revista científica da UNIFAE, São João da Boa Vista, v. 4, n. 2, p. 59-70, 2010.

SILVA, S. P. da; COSTA, A. S. V. da; SANTOS, S. L. B.; LAIA, M. L. de. A importância da biomassa na matriz energética brasileira. **Pensar Acadêmico**, Manhuaçu, v. 19, n. 2, p. 557-583, maio 2021.

SILVA, V. L. M.; GOMES, W. C.; ALSINA, O. L. S. Utilização do bagaço de cana de açúcar como biomassa adsorvente na adsorção de poluentes orgânicos**. Revista Eletrônica de Materiais e Processos**, Campina Grande, v. 2, n. 1, p. 27-32, mar. 2007.

SOUZA, P. K. de. **Simulação do processo de produção de etanol a partir de resíduos da bananicultura**. 2015. 112 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Processos) - Universidade da Região de Joinville, Joinville, 2015.

SOUZA NETO, J. N. **Metodologia para aplicação de integração energética numa planta industrial**. 2005. 88 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Federal da Bahia, Salvador, 2005.

THERMODYNAMIC properties of selected substances. Disponível em: http://hyperphysics.phy-astr.gsu.edu/hbase/Tables/therprop.html. Acesso em: 31 jan. 2022.

TURTON, R.; SHAEIWITZ, J. A.; BHATTACHARYYA, D.; WHITING, W. B. **Analysis, synthesis and design of chemical process**. 5th ed. Boca Raton: Prentice Hall, 2018.

VÁSQUEZ, M. P.; SILVA, J. N. C. da; SOUZA, M. B. de; PEREIRA, N. Enzymatic hydrolysis optimization to ethanol production by simultaneous saccharification and

fermentation. **Applied Biochemistry and Biotecnology**, Clifton, v. 137/140, p. 141-153, 2007. DOI: http://dx.doi.org/10.1007/978-1-60327-181-3_13.

VIEIRA, G. E. G.; NUNES, A. P.; TEIXEIRA, L. F.; COLEN, A. G. N. Biomassa: uma visão dos processos de pirólise. **Revista Liberato**, Novo Hamburgo, v. 15, n. 24, p. 105-212, dez. 2014.

ZANOTTI, M.; RUAN, Z.; BUSTAMANTE, M.; LIU, Y.; LIAO, W. A sustainable lignocellulosic biodiesel production integrating solar- and bio-power generation. **The Royal Society of Chemistry**, East Lansing, n. 18, p. 24-40, June 2016. Disponível em: http://www.rsc.org/suppdata/c6/gc/c6gc00998k/c6gc00998k2.pdf. Acesso em: 2 mar. 2022.

APÊNDICE

Apêndice A – Cálculos do balanço de massa e balanço de energia do processo de produção de etanol de segunda geração sem integração energética

Balanço de massa

Para os cálculos de balanço de massa e energia é necessário determinar os componentes sólidos e os líquidos, a Tabela A1 lista cada um deles.

Tabela A1. – Fases dos componentes utilizados nos cálculos de balanço de massa e energia.

Componentes da fase líquida	Componentes da fase sólida
Água	Lignina
Ácido Sulfúrico	Hemicelulose
Xilose	Celulose
Glicose	Outros (cinzas e extrativos)
Etanol	Levedura
Ác. Acético	
Ác. Succínico	
Glicerol	
Álcool isso-amílico	
Dióxido de carbono	

Fonte: Próprio autor.

Cálculos da etapa de filtração

Na filtração, todo o sólido é retido e sai na corrente 6, a corrente 5 é composta por xilose e por solução ácida. A vazão da xilose é:

$$Vazão_{xilose} = 47{,}51\frac{kg}{h} * 0{,}85$$

$$Vazão_{xilose} = 40{,}39\frac{kg}{h}$$

E a vazão da solução ácida é:

$$Vazão_{sol.ác} = 1{,}87\frac{m^3}{h} * 0{,}85$$

$$Vazão_{sol.ác} = 1{,}59\frac{m^3}{h}$$

O restante da xilose e da solução ácida, seguem para a corrente de sólidos e estão calculadas abaixo:

$$Vazão_{xilose} = 47{,}51\frac{kg}{h} - 40{,}39\frac{kg}{h}$$

$$Vazão_{xilose} = 7{,}13\frac{kg}{h}$$

$$Vazão_{sol.ác} = 1{,}87\frac{m^3}{h} - 1{,}59\frac{m^3}{h}$$

$$Vazão_{sol.ác} = 0{,}28\frac{m^3}{h}$$

Cálculos da etapa de centrifugação 1

Para calcular a concentração de glicose existentes na corrente de saída da centrífuga 1, é necessário dividir a vazão de glicose pela vazão de hidrolisado.

$$C_{glicose} = \frac{82{,}45\frac{kg}{h}}{1{,}77\frac{m^3}{h}} = 46{,}45\ kg/m^3$$

Cálculo da concentração de glicose no concentrador

Para determinar a quantidade de concentrado da solução total, deve-se dividir a vazão da solução total pelo fator de concentração:

$$Vazão_{Concentrado} = \frac{1{,}77\frac{m^3}{h}}{3{,}5} = 0{,}507\frac{m^3}{h}$$

E para determinar a concentração de glicose, deve realizar a divisão da vazão de glicose pela vazão de concentrado:

$$Concentração_{Concentrado} = \frac{82{,}45\frac{kg}{h}}{0{,}507\frac{m^3}{h}} = 162{,}59\frac{kg}{m^3}$$

O condensado, quantidade evaporada, é dado pela quantidade que entrou do concentrador menos a quantidade que sai do mesmo:

$$Vazão_{Condensado} = Solução\ total_{inicial} - Vazão_{Concentrado}$$

$$Vazão_{Condensado} = 1{,}77\frac{m^3}{h} - 0{,}507\frac{m^3}{h} = 1{,}263\frac{m^3}{h}$$

Cálculo da etapa de fermentação

A equação da reação mostrada abaixo, é a equação que ocorre dentro do fermentador para a conversão da glicose em etanol:

$$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2C_2H_5OH + 2CO_2$$

A Tabela A2, apresenta os dados de massa molecular que são utilizados nos cálculos.

Tabela A2. – Massa molecular dos componentes presentes na fermentação

Componente	Massa molecular (g/mol)
Glicose ($\boldsymbol{C_6H_{12}O_6}$)	180,156
Etanol ($\boldsymbol{C_2H_5OH}$)	46,07
Gás Carbônico ($\boldsymbol{CO_2}$)	44,01

Fonte: Próprio autor.

Para uma conversão de 90,48 % temos glicose reagida e glicose não reagida dentro do fermentador.

Glicose reagida:

$$989{,}37\ kg * 0{,}9048 * 0{,}5 = 447{,}59\ kg$$

Além da conversão da glicose em etanol, 2,07% é convertida em subprodutos, logo: Glicose não reagida:

$$989{,}37\ kg - 447{,}59\ kg - 20{,}53 = 521{,}25\ kg$$

A quantidade de glicose que irá reagir para formar etanol é de 447,59 kg. O número de mols de glicose reagido é:

$$1\ mol\ _____0{,}180156\ kg$$
$$x\ _____447{,}59kg$$
$$x = 2484{,}45\ mols\ de\ glicose$$

A cada 1 mol de glicose reagido, são formados 2 mols de etanol e 2 mols de gás carbônico:

$$mols\ de\ etanol = 2484{,}45\ mols\ de\ glicose * 2$$
$$mols\ de\ etanol = 4968{,}92\ mols\ de\ etanol$$

$$mols\ de\ gás\ carbônico = 2484{,}45\ mols\ de\ glicose * 2$$
$$mols\ de\ gás\ carbônico = 4968{,}92\ mols\ de\ gás\ carbônico$$

Logo a quantidade de etanol formado é:

$$1\ mol\ _____0{,}04607\ kg$$
$$4968{,}92\ mol\ _____x$$
$$x = 228{,}92\ kg$$

E a quantidade de CO_2 formado como subproduto é:

$$1\ mol\ _____0{,}04401\ kg$$
$$4968{,}92\ mol\ _____x$$
$$x = 218{,}69\ kg$$

Cálculo da centrífuga 2

Considerando uma eficiência de 99% de separação na centrífuga industrial 2, temos que:

Em relação a solução total:

$$6{,}09\ m^3 * 0{,}99 = 6{,}02m^3$$

Em relação ao etanol:

$$447{,}59\ kg * 0{,}99 = 443{,}12\ kg$$

Para calcular a concentração de etanol existentes na corrente 25 de saída da centrífuga 02, deve-se dividir a corrente de etanol formado pela corrente de solução total:

$$C_{etanol} = \frac{443{,}12\ kg}{6{,}092 m^3} = 73{,}611 \frac{kg}{m^3}$$

<u>Balanço de energia</u>

Para os cálculos de balanço de energia dentro dos equipamentos de hidrólise, concentração e fermentação, foram usadas equações para o cálculo da taxa de calor trocado, com o intuito de encontra a vazão de água requerida para aquecer ou resfriar as correntes de acordo com sua demanda.

$$q = \dot{m} Cp \Delta T$$

$$q = -q_q = q_f$$

$$q = \dot{m} \Delta H$$

Balanço de energia para o reator de hidrólise ácida.

Água ($T_{entra} = 300{,}28\ K\ e\ T_{sai} = 393{,}15\ K$):

$$q_{água} = 1865 \frac{kg}{h} * 4{,}187 \frac{kJ}{kg.K} * (393{,}15\ K - 300{,}28\ K) = 725199{,}1 \frac{kJ}{h}$$

Ácido sulfúrico ($T_{entra} = 300{,}28\ K\ K\ e\ T_{sai} = 393{,}15\ K$):

$$q_{H_2SO_4} = 17{,}202 \frac{kg}{h} * 1{,}42 \frac{KJ}{kg.K} * (393{,}15\ K - 300{,}28\ K) = 2268{,}521 \frac{kJ}{h}$$

Bagaço de cana-de-açúcar ($T_{entra} = 298{,}15\ K\ e\ T_{sai} = 393{,}15\ K$), Cp = 0,46 kJ/kg.K (SHRIVASTAV; HUSSAIN, 2013):

$$q_{bagaço} = 208{,}33 \frac{kg}{h} * 0{,}41 \frac{kJ}{kg.K} * (393{,}15\ K - 298{,}15\ K) = 8114{,}45 \frac{kJ}{h}$$

A taxa de transferência calor total é:

$$q_f = q_{água} + q_{H_2SO_4} + q_{bagaço}$$

$$q_f = 725199{,}1\frac{kJ}{h} + 2268{,}52\frac{kJ}{h} + 8114{,}45\frac{kJ}{h} = = 735582{,}1\frac{kJ}{h}$$

Para encontrar a vazão de água necessária, precisamos da taxa de transferência de calor total e da variação de entalpia:

$$735582{,}1\frac{kJ}{h} = \dot{m} * 2202{,}6\frac{kJ}{kg}$$

$$\dot{m} = 333{,}96\frac{kg}{h}$$

Os mesmos cálculos feitos no reator 1 foram realizados para o reator 2, o condensador e o fermentador.

Balanço de energia para o reator de hidrólise enzimática.

Para o cálculo do balanço de energia no reator 2, foram considerado os seguintes dados:

Tabela A3. – Dados para os cálculos do balanço de energia no reator 02

	$\dot{m}$ (kg/h)	Cp (kJ/kg.K)	Referências Cp
Água (corrente 11)	280,00	4,187	(ZANOTTI *et al.*, 2016)
Água (corrente 12)	1510,00	4,187	(ZANOTTI *et al.*, 2016)
Hemicelulose	6,23	1,305	(QI *et al.*, 2020)
Celulose	5,88	1,550	(GUEDES, 2015)
Lignina	46,04	1,100	(ZANOTTI *et al.*, 2016)
Cinzas	19,37	1,266	(GUEDES, 2015)
Xilose	7,13	1,87	(SILVA *et al.*, 2013)
Glicose	83,28	0,638	(THERMODINAMIC..., 2022)

Fonte: Próprio autor.

Água da corrente 11 ($T_{entra} = 393{,}15\ K\ e\ T_{sai} = 323{,}15\ K$)

$$q_{água11} = 280\frac{kg}{h} * 4{,}187\frac{kJ}{kg.K} * (323{,}15\ K - 393{,}15\ K)\ = -82065{,}2\frac{kJ}{h}$$

Água da corrente 12 ($T_{entra} = 298{,}15\ K\ e\ T_{sai} = 323{,}15\ K$)

Não foi possível determinar o calor específico para a enzima, como a proporção dela em relação a água é muito pequena, para efeitos de cálculos do balanço de energia a enzima foi desconsiderada.

$$q_{água12} = 1510\frac{kg}{h} * 4{,}187\frac{kJ}{kg.K} * (323{,}15\ K - 298{,}15K)\ = 158059{,}30\frac{kJ}{h}$$

Hemicelulose $(T_{entra} = 393{,}15\ K\ e\ T_{sai} = 323{,}15\ K)$

$$q_{hemicelulose} = 6{,}23\frac{kg}{h} * 1{,}305\frac{kJ}{kg.K} * (323{,}15\ K - 393{,}15\ K)\ = -569{,}56\frac{kJ}{h}$$

Celulose $(T_{entra} = 393{,}15\ K\ e\ T_{sai} = 323{,}15\ K)$

$$q_{celulose} = 5{,}88\frac{kg}{h} * 1{,}55\frac{kJ}{kg.K} * (323{,}15\ K - 393{,}15\ K)\ = -638{,}51\frac{kJ}{h}$$

Lignina $(T_{entra} = 393{,}15\ K\ e\ T_{sai} = 323{,}15\ K)$

$$q_{lignina} = 46{,}04\frac{kg}{h} * 1{,}10\frac{kJ}{kg.K} * (323{,}15\ K - 393{,}15\ K)\ = -3545{,}15\frac{kJ}{h}$$

Outros $(T_{entra} = 393{,}15\ K\ e\ T_{sai} = 323{,}15\ K)$

A maior parte do componente “outros” presente do bagaço é composta por cinzas, logo segundo Guedes (2015), o calor específico pode ser calculado pela Equação 13, para uma temperatura de 120ºC (393,15 K):

$$Cp_{cinzas} = 1{,}0926 + 1{,}8896 * 10^{-3}T - 3{,}6817 * 10^{-6}T^2 \qquad 13$$

Logo,

$$Cp_{cinzas} = 1{,}266\frac{kJ}{kg.K}$$

E a taxa de transferência de calor é:

$$q_{cinzas} = 19{,}37\frac{kg}{h} * 1{,}27\frac{kJ}{kg.K} *\ (323{,}15\ K - 393{,}15\ K) = -1717{,}56\frac{kJ}{h}$$

Xilose $(T_{entra} = 393{,}15\ K\ e\ T_{sai} = 323{,}15\ K)$

$$q_{xilose} = 7{,}13\frac{kg}{h} * 1{,}87\frac{kJ}{kg.K} * (323{,}15\ K - 393{,}15\ K) = -932{,}94\frac{kJ}{h}$$

Glicose $(T_{entra} = 393{,}15\ K\ e\ T_{sai} = 323{,}15\ K)$

$$q_{glicose} = 83{,}28\frac{kg}{h} * 0{,}638\frac{kJ}{kg.K} * (323{,}15\ K - 393{,}15\ K) = -3719{,}3\frac{kJ}{h}$$

A taxa de transferência de calor total é:

$$q = q_{água11} + q_{água12} + q_{hemicelulose} + q_{calulose} + q_{lignina} + q_{cinzas} + q_{xilose} + q_{glicose}$$

$$q = 64871{,}02\frac{kJ}{h}$$

Com a quantidade de calor transferido total, é possível encontrar a vazão de água necessária para que esse aquecimento ocorra, a variação de entalpia da água a 50ºC é $\Delta H = 2382{,}7\frac{kJ}{kg}$ (BORGNAKKE; SONNTAG, 2013).

$$64871{,}02\frac{kJ}{h} = \dot{m} * 2382{,}7\frac{kJ}{kg}$$

$$\dot{m} = 27{,}26\frac{kg}{h}$$

Balanço de energia para o concentrador.

Água ($T_{entra} = 323{,}15\ K\ e\ T_{sai} = 343{,}15\ K$)

$$q_{água} = 1770\frac{kg}{h} * 4{,}187\frac{kJ}{kg.K} * (343{,}15\ K - 323{,}15\ K)\ = 148219{,}8\frac{kJ}{h}$$

Xilose ($T_{entra} = 323{,}15\ K\ e\ T_{sai} = 343{,}15\ K$)

$$q_{xilose} = 7{,}06\frac{kg}{h} * 1{,}87\frac{kJ}{kg.K} * (343{,}15\ K - 323{,}15\ K)\ = 264{,}04\frac{kJ}{h}$$

Glicose ($T_{entra} = 323{,}15\ K\ e\ T_{sai} = 343{,}15\ K$)

$$q_{glicose} = 82{,}45\frac{kg}{h} * 0{,}638\frac{kJ}{kg.K} * (343{,}15\ K - 323{,}15K)\ = 1052{,}06\frac{kJ}{h}$$

Logo, a taxa de transferência de calor total é:

$$q_f = q_{água} + q_{xilose} + q_{glicose}$$

$$q_f = 148219{,}8\frac{kJ}{h} + 264{,}04\frac{kJ}{h} + 1052{,}06\frac{kJ}{h}\ = 149535{,}91\frac{kJ}{h}$$

Para encontrar a vazão de água necessária, considerou-se a variação de entalpia (ΔH) da água a 70ºC de 2333,8 kJ/kg (BORGNAKKE & SONNTAG, 2013):

$$149535{,}91\frac{kJ}{h} = \dot{m} * 2333{,}8\frac{kJ}{kg}$$

$$\dot{m} = 64{,}07\frac{kg}{h}$$

Balanço de energia para o fermentador.

Água ($T_{entra} = 343{,}15\ K\ e\ T_{sai} = 303{,}15\ K$)

$$q_{água} = 6090\frac{kg}{h} * 4{,}187\frac{kJ}{kg.K} * (303{,}15\ K - 343{,}15\ K)\ = -1019953{,}20\frac{kJ}{h}$$

Xilose ($T_{entra} = 343{,}15\ K\ e\ T_{sai} = 303{,}15\ K$)

$$q_{xilose} = 84{,}67\frac{kg}{h} * 1{,}87\frac{kJ}{kg.K} * (303{,}15\ K - 343{,}15\ K) = -6333{,}316\frac{kJ}{h}$$

Glicose ($T_{entra} = 343{,}15\ K\ e\ T_{sai} = 303{,}15\ K$)

$$q_{glicose} = 989{,}37\frac{kg}{h} * 0{,}638\frac{kJ}{kg.K} * (303{,}15\ K - 343{,}15\ K) = -25248{,}72\frac{kJ}{h}$$

A taxa de transferência de calor total é dada pela soma das taxas de todos os componentes presentes na mistura:

$$q_q = q_{água} + q_{xilose} + q_{glicose}$$

$$q_q = -1019953{,}20\frac{kJ}{h} + -6333{,}32\frac{kJ}{h} + -25248{,}72\frac{kJ}{h} = -1051535{,}2\frac{kJ}{h}$$

Logo, a vazão de água necessária para resfriar a corrente composta por uma mistura de água, xilose e celulose, é:

$$-\left(-1051535{,},2\frac{kJ}{h}\right) = \dot{m} * 2430{,}50\frac{kg}{h}$$

$$\dot{m} = 432{,}64\frac{kg}{h}$$

Apêndice B – Cálculos da área dos quatro trocadores de calor propostos e balanço de energia

Trocador de calor 1.

Para os cálculos do balanço de energia do trocador de calor 1, os dados de calor específico, vazão e densidade estão disposto na Tabela B1.

Tabela B1. – Dados para os cálculos do trocador de calor 1

	Água	**Ác. Sulfúrico (H_2SO_4)**
Cp (kJ/kg.K)	4,187 (ZANOTTI *et al.*, 2016)	1,42 (QUIMPUR, 2017)
Vazão (m³/h)	1,865	0,0094
$\boldsymbol{\rho}$ (kg/m³)	1000	1830

Fonte: Próprio autor.

Foi necessário realizar algumas considerações para a elaboração dos cálculos, essas considerações são válidas para os cálculos dos quatro trocadores de calor:

1- Toda energia que o fluido quente perder, o fluido frio irá receber;
2- As perdas pelas tubulações por vazamento, devem ser desconsideradas;
3- Não há presença de incrustações nas paredes dos tubos;
4- Não há troca de calor com o meio externo.

A corrente que necessita de aquecimento que passa no trocador de calor contracorrente 1, é composta por água e ácido sulfúrico, a Equação 7 deve ser calculada para os dois componentes presentes na corrente.

A solução ácida entra no trocador de calor à uma temperatura de 27,13ºC (300,28K) e sai a uma temperatura de 39,13ºC (312,28K). Cálculos para a taxa de transferência de calor do fluido frio:

$$q_f = \dot{m}_f Cp \Delta T$$

Água:

$$q_{f_{água}} = 1{,}865 \frac{m^3}{h} * 1000 \frac{kg}{m^3} * 4{,}187 \frac{kJ}{kg.K} * (312{,}28\ K - 300{,}28\ K) = 93705{,}06 \frac{kJ}{h}$$

Ácido Sulfúrico:

$$q_{f_{H_2SO_4}} = 0{,}0094\frac{m^3}{h} * 1830\frac{kg}{m^3} * 1{,}42\frac{kJ}{kg.K} * (312{,}28\ K - 300{,}28\ K) = 293{,}12\frac{kJ}{h}$$

Logo, a quantidade de calor necessária para aquecer a corrente fria é de:

$$q_f = q_{f_{água}} + q_{f_{H_2SO_4}}$$

$$q_f = 93705{,}06\frac{kJ}{h} + 293{,}12\frac{kJ}{h} = 93998{,}18\frac{kJ}{h}$$

Pela consideração 1, sabemos que $q_f = -q_q$, temos a $T_{q_{entra}}$ = 66,95ºC (340,1K) que é a temperatura que sai do quarto trocador de calor e entra no primeiro trocador e por consideração temos que a vazão de água é de 596,51 kg/h. Com esses dados é possível encontra a temperatura da corrente de saída do fluido quente.

$$q = -q_q = q_f$$

$$q_q = \dot{m}_q Cp\Delta T$$

$$q_q = \dot{m}_q Cp(T_{q_{sai}} - T_{q_{entra}})$$

$$-93998{,}18\frac{kJ}{h} = 596{,}51\frac{kg}{h} * 4{,}187\frac{kJ}{kg.K}\left(T_{q_{sai}} - 340{,}1\ K\right)$$

$$T_{q_{sai}} = 302{,}46\ K\ ou\ 29{,}31\ ºC$$

A temperatura quente de saída do primeiro trocador de calor, segue para entrar no segundo trocador de calor.

Com os dados de $T_{f_{entra}}, T_{f_{sai}}, T_{q_{entra}}\ e\ T_{q_{sai}}$, da taxa de transferência de calor q e com o coeficiente global de troca térmica de 750 W/m².K da literatura (MACIEL *et al.*, 2021), podemos calcular a área de troca térmica do trocador de calor 01, utilizando a Equação 09.

$$q = UA\Delta T_{lm}$$

$$\Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)}$$

$$\Delta T_2 = T_{q_{sai}} - T_{f_{ent}} = 302{,}46\ K - 300{,}28\ K = 2{,}18\ K$$

$$\Delta T_1 = T_{q_{ent}} - T_{f_{sai}} = 340{,}10\ K - 312{,}28\ K = 27{,}82\ K$$

$$\Delta T_{lm} = \frac{2{,}18\ K - 27{,}82K}{\ln\left(\frac{2{,}18\ K}{27{,}82\ K}\right)} = 10{,}07\ K$$

Logo, a área a transferência de calor do trocador 1 é:

$$93998{,}18\frac{kJ}{h} = 750\frac{J}{s.m^2.K} * 3600\frac{s}{h} * \frac{1}{1000}\frac{kJ}{J} * A * 10{,}07\ K$$

$$A = 3{,}45\ m^2$$

Os mesmos cálculos feitos no trocador de calor 1 foram realizados para o trocado de calor 2, 3 e 4.

Trocador de calor 2.

A Tabela B2 apresenta os valores utilizado para os cálculos do segundo trocador de calor.

Tabela B2. – Dados para os cálculos do trocador de calor 02

	Água	**Ác. Sulfúrico**	**Xilose**
Cp (kJ/kg.K)	4,18 (ZANOTTI *et al.*, 2016)	1,42 (QUIMPUR, 2017)	1,87 (SILVA et al., 2013)
Vazão (kg³/h)	$1{,}58.10^3$	14,62	40,39

Fonte: Próprio autor.

A solução que entra no trocador de calor 2 a uma temperatura de 120ºC (393,28K) e sai a uma temperatura de 94ºC (367,15K) é composta por água, ácido sulfúrico e xilose.

Cálculos da taxa de transferência de calor do fluido quente:

$$q_q = \dot{m}Cp\Delta T$$

Água:

$$q_{q_{água}} = 1585{,}25\frac{kg}{h} * 4{,}187\frac{kJ}{kg.K} * (367{,}15\ K - 393{,}15\ K) = -172573{,}00\frac{kJ}{h}$$

Ácido Sulfúrico:

$$q_{q_{H_2SO_4}} = 14{,}62\frac{kg}{h} * 1{,}42\frac{kJ}{kg.K} * (367{,}15\ K - 393{,}15\ K) = -539{,}83\frac{kJ}{h}$$

Xilose:

$$q_{q_{xilose}} = 40{,}39\frac{kg}{h} * 1{,}87\frac{kJ}{kg.K} * (367{,}15\ K - 393{,}15\ K) = -1963{,}76\frac{kJ}{h}$$

Taxa de transferência de calor total, é:

$$q_q = q_{q_{água}} + q_{q_{H_2SO_4}} + q_{q_{xilose}}$$

$$q_q = -172573\frac{kJ}{h} + -539{,}83\frac{kJ}{h} + -1963{,}76\frac{kJ}{h} = -175077{,}00\frac{kJ}{h}$$

Logo a temperatura de saída do fluido frio do trocador de calor 02 ($T_{f_{sai}}$), é:

$$q = -q_q = q_f$$

$$q_f = \dot{m}_f\ Cp\left(T_{f_{sai}} - T_{f_{entra}}\right)$$

$$-\left(-175077{,}00\frac{kJ}{h}\right) = 596{,}51\frac{kg}{h} * 4{,}187\frac{kJ}{kg.K}\left(T_{f_{sai}} - 302{,}46\ K\right)$$

$$T_{f_{sai}} = 372{,}56\ K\ ou\ 99{,}41ºC$$

A corrente com temperatura de $372{,}56\ K$ que saí do trocador de calor 2, entra no trocador de calor 3.

A área do trocador 02 foi calculada baixo,

$$q = UA\Delta T_{lm}$$

$$\Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)}$$

$$\Delta T_2 = T_{q_{sai}} - T_{f_{ent}} = 367{,}15\ K - 302{,}46\ = 64{,}69$$

$$\Delta T_1 = T_{q_{ent}} - T_{f_{sai}} = 393{,}15\ K - 372{,}56\ K = 20{,}59$$

$$\Delta T_{lm} = \frac{64{,}69\ K - 20{,}59\ K}{\ln\left(\frac{64{,}69\ K}{20{,}59\ K}\right)} = 38{,}52\ K$$

Logo, a área a transferência de calor do trocador 2 é:

$$175077{,}00\frac{kJ}{h} = 550\frac{J}{s.m^2.K} * 3600\frac{s}{h} * \frac{1}{1000}\frac{kJ}{J} * A * 38{,}52\ K$$

$$A = 2{,}30\ m^2$$

Trocador de calor 03.

A Tabela B3 representa os dados utilizados para o cálculo do trocador de calor 3.

Tabela B3. – Dados para os cálculos do trocador de calor 3

	Água	**Glicose**	**Xilose**
Cp (kJ/kg.K)	4,18 (ZANOTTI *et al.*, 2016)	0,638 (THERMODYNAMIC..., 2022)	1,87 (SILVA et al., 2013)
Vazão (kg/h)	$1{,}77.10^3$	82,45	7,06

Fonte: Próprio autor.

A quantidade de ácido sulfúrico presente na corrente 15 que passa no trocador de calor 3 e da corrente 19 que passa no trocador de calor 4, são muito baixas e podem ser considerada desprezíveis para os cálculos do balanço de energia.

O fluido que necessita de aquecimento (fluido frio) é composto com água, xilose e glicose, com uma temperatura de saída de 66,38ºC (339,53 K) e uma temperatura de entrada de 50ºC (323,15 K). Cálculos da taxa de transferência de calor do fluido frio:

$$q_f = \dot{m}Cp\Delta T$$

Água:

$$q_{f_{água}} = 1{,}77.10^3 \frac{kg}{h} * 4{,}187 \frac{kJ}{kg.K} * (339{,}53 - 323{,}15\ K) = 121392 \frac{kJ}{h}$$

Xilose:

$$q_{f_{xilose}} = 7{,}06 \frac{kg}{h} * 0{,}281 \frac{kJ}{mol.K} * \frac{1}{0{,}15013} \frac{mol}{kg} * (339{,}53\ K - 323{,}15\ K) = 216{,}25$$

Glicose:

$$q_{f_{glicose}} = 82{,}45 \frac{kg}{h} * 0{,}638 \frac{kJ}{kg.K} * (339{,}53 - 323{,}15\ K) = 861{,}64 \frac{kJ}{h}$$

A taxa de transferência de calor do fluido frio total, é:

$$q_f = q_{f_{água}} + q_{f_{xilose}} + q_{f_{glicose}} = 122469{,}90 \frac{kJ}{h}$$

Então a temperatura de saída do fluido quente do trocador de calor 3 ($T_{q_{sai}}$), é:

$$q = -q_q = q_f$$

$$q_q = \dot{m}_q Cp \Delta T$$

$$q_q = \dot{m}_q Cp\left(T_{q_{sai}} - T_{q_{entra}}\right)$$

$$-122469{,}90\frac{kJ}{h} = 596{,}51\frac{kg}{h} * 4{,}187\frac{kJ}{kg.K} * \left(T_{q_{sai}} - 372{,}56K\right)$$

$$T_{q_{sai}} = 323{,}52\ K\ ou\ (50{,}37ºC)$$

E a área do trocador de calor 3 é calculada como:

$$q = UA\Delta T_{lm}$$

$$\Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)}$$

$$\Delta T_2 = T_{q_{sai}} - T_{f_{ent}} = 323{,}53\ K - 323{,}15\ = 0{,}38\ K$$

$$\Delta T_1 = T_{q_{ent}} - T_{f_{sai}} = \ 372{,}56\ K - 339{,}53\ K = 33{,}03\ K$$

$$\Delta T_{lm} = \frac{0{,}38\ K - 33{,}03\ K}{\ln\left(\frac{0{,}38\ K}{33{,}03\ K}\right)}\ = 7{,}30\ K$$

Logo, a área a transferência de calor do trocador 1 é:

$$122469{,}9\frac{kJ}{h} = 750\frac{J}{s.m^2.K} * 3600\frac{s}{h} * \frac{1}{1000}\frac{kJ}{J} * A * 7{,}30\ K$$

$$A = 6{,}21\ m^2$$

Trocador de calor 4.

Na Tabela B4 estão dispostos os dados para os cálculos do trocador de calor 4.

Tabela B4. – Dados para os cálculos do trocador de calor 4

	Água	**Glicose**	**Xilose**
Cp (kJ/kg.K)	4,18	0,638	1,87
Vazão (kg/h)	$0{,}507.10^3$	82,45	7,06

Fonte: Próprio autor.

A corrente de fluido frio que entra do trocador de calor 4, é composta por água, xilose e glicose. A taxa de transferência de calor de cada um desses componentes está calculada abaixo:

$$q_q = \dot{m}_q Cp\Delta T$$

Água:

$$q_{q_{água}} = 0{,}507.10^3 \frac{kg}{h} * 4{,}187 \frac{kJ}{kg.K} (324{,}15\ K - 343{,}15\ K) = -40333{,}4 \frac{kJ}{h}$$

Xilose:

$$q_{q_{xilose}} = 7{,}06 \frac{kg}{h} * 1{,}87 \frac{kJ}{kg.K} * (324{,}15\ K - 343{,}15\ K) = = -250{,}842 \frac{kJ}{h}$$

Glicose:

$$q_{q_{glicose}} = 82{,}45 \frac{kg}{h} * 0{,}638 \frac{kJ}{kg.K} * (324{,}15\ K - 343{,}15\ K) = -999{,}459 \frac{kJ}{h}$$

A taxa de transferência de calor total é:

$$q_q = q_{q_{água}} + q_{q_{xilose}} + q_{q_{glicose}}$$

$$q_q = -40333{,}4 \frac{kJ}{h} + -250{,}842 \frac{kJ}{h} + -999{,}459 \frac{kJ}{h} = -41583{,}7 \frac{kJ}{h}$$

Portanto, a temperatura de saída do fluido frio do trocador de calor 04 ($T_{f_{sai}}$), é:

$$q = -q_q = q_f$$

$$q_f = \dot{m}_f\ Cp\left(T_{f_{sai}} - T_{f_{entra}}\right)$$

$$-41583{,}7 \frac{kJ}{h} = 596{,}51 \frac{kg}{h} * 4{,}187 \frac{kJ}{kg.K} * \left(T_{f_{sai}} - 323{,}45K\right)$$

$$T_{f_{sai}} = 340{,}10\ K\ ou\ 66{,}95ºC$$

Com todas as temperaturas obtidas é possível calcular a área do trocador de calor 4:

$$q = UA\Delta T_{lm}$$

$$\Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)}$$

$$\Delta T_2 = T_{q_{sai}} - T_{f_{ent}}$$

$$\Delta T_2 = 324{,}15\ K - 323{,}45\ K\ = 0{,}70\ K$$

$$\Delta T_1 = T_{q_{ent}} - T_{f_{sai}} = \ 343{,}15K - 340{,}10 = 3{,}05\ K$$

$$\Delta T_{lm} = \frac{0{,}70\ K - 3{,}05K}{\ln\left(\frac{0{,}70K}{3{,}05\ K}\right)} = 1{,}60\ K$$

Assim, a área a transferência de calor do trocador 1 é:

$$41583{,}7\frac{kJ}{h} = 550\frac{J}{s.m^2.K} * 3600\frac{s}{h} * \frac{1}{1000}\frac{kJ}{J} * A * 1{,}60\ K$$

$$A = 13{,}15\ m^2$$

<u>Cálculos do balanço de energia</u>

Balanço de energia para o reator de hidrólise ácida

Considerando o aumento de temperatura causado pelo trocador de calor 1.

Água ($T_{entra} = 312{,}28\ K\ e\ T_{sai} = 393{,}15\ K$):

$$q_{água} = 1865\frac{kg}{h} * 4{,}187\frac{kJ}{kg.K} * (393{,}15\ K - 312{,}28\ K) = 631494{,}02\frac{kJ}{h}$$

Ácido sulfúrico ($T_{entra} = 312{,}28\ K\ e\ T_{sai} = 393{,}15\ K$):

$$q_{H_2SO_4} = 17{,}202\frac{kg}{h} * 1{,}42\frac{KJ}{kg.K} * (393{,}15\ K - 312{,}28\ K) = 1975{,}40\frac{kJ}{h}$$

Bagaço de cana-de-açúcar ($T_{entra} = 298{,}15\ K\ e\ T_{sai} = 393{,}15\ K$), Cp = 0,46 kJ/kg.K (SHRIVASTAV; HUSSAIN, 2013):

$$q_{bagaço} = 208{,}33\frac{kg}{h} * 0{,}41\frac{KJ}{kg.K} * (298{,}15\ K - 393{,}15\ K) = 8114{,}45\frac{kJ}{h}$$

A quantidade total de calor necessário para aquecer a solução ácida e o bagaço é:

$$q_q = q_{água} + q_{H_2SO_4} + q_{bagaço}$$

$$q_q = 631494{,}02\frac{kJ}{h} + 1975{,}40\frac{kJ}{h} + 8114{,}45\frac{kJ}{h} = 641583{,}87\frac{kJ}{h}$$

Com a quantidade de calor total, é possível encontrar a vazão de água necessária para que esse aquecimento ocorra, a variação de entalpia da água a 120ºC é $\Delta H = 2202{,}603 \frac{kJ}{kg}$ (BORGNAKKE & SONNTAG, 2013).

$$q_q = \dot{m}\Delta H$$

$$641583{,}87 \frac{kJ}{h} = \dot{m} * 2202{,}603 \frac{kJ}{kg}$$

$$\dot{m} = 291{,}28 \frac{kg}{h}$$

Balanço de energia para o reator hidrólise enzimática

Considerando o aumento de temperatura causado pelo trocador de calor 2.

Nesse caso, o trocador de calor 2 não causa nenhuma influência, já que ele é posicionado na saída do filtro prensa, corrente contendo apenas solução líquida, pois se ele fosse colocado antes de entrar no reator 2, a corrente que iria passar para ser pré-resfriada é de sólidos, podendo causar entupimento. Logo é o mesmo resultado calculado para o balanço de energia no reator 2 do Apêndice A.

Balanço de energia para o concentrador

Considerando o aumento de temperatura causado pelo trocador de calor 3.

Água ($T_{entra} = 339{,}53\ K\ e\ T_{sai} = 343{,}15\ K$)

$$q_{água} = 1770 \frac{kg}{h} * 4{,}187 \frac{kJ}{kg.K} * (343{,}15\ K - 339{,}53\ K) = 26827{,}78 \frac{kJ}{h}$$

Xilose ($T_{entra} = 339{,}53\ K\ e\ T_{sai} = 343{,}15\ K$)

$$q_{xilose} = 7{,}06 \frac{kg}{h} * 1{,}87 \frac{kJ}{kg.K} * (343{,}15\ K - 339{,}53\ K) = 47{,}79 \frac{kJ}{h}$$

Glicose ($T_{entra} = 339{,}53\ K\ e\ T_{sai} = 343{,}15\ K$)

$$q_{glicose} = 82{,}45 \frac{kg}{h} * 0{,}638 \frac{kJ}{kg.K} * (343{,}15\ K - 339{,}53\ K) = 190{,}42 \frac{kJ}{h}$$

Logo, a taxa de transferência de calor total é:

$$q_f = q_{água} + q_{xilose} + q_{glicose}$$

$$q_f = 26827{,}78\frac{kJ}{h} + 47{,}79\frac{kJ}{h} + 190{,}42\frac{kJ}{h} = 27066{,}00\frac{kJ}{h}$$

Sendo assim, a vazão de água necessária, com uma variação de entalpia (ΔH) da água a 70ºC de 2333,8 kJ/kg (BORGNAKKE & SONNTAG, 2013) é de:

$$27066{,}00\frac{kJ}{h} = \dot{m} * 2333{,}8\frac{kJ}{kg}$$

$$\dot{m} = 11{,}60\frac{kg}{h}$$

Balanço de energia para o fermentador

Considerando o aumento de temperatura causado pelo trocador de calor 4.

Água ($T_{entra} = 324{,}15\ K\ e\ T_{sai} = 303{,}15\ K$)

$$q_{água} = 6090\frac{kg}{h} * 4{,}187\frac{kJ}{kg.K} * (303{,}15\ K - 324{,}15\ K) = -535475{,}43\frac{kJ}{h}$$

Xilose ($T_{entra} = 324{,}15\ K\ e\ T_{sai} = 303{,}15\ K$)

$$q_{xilose} = 84{,}67\frac{kg}{h} * 1{,}87\frac{kJ}{kg.K} * (303{,}15\ K - 324{,}15\ K) = -3324{,}99\frac{kJ}{h}$$

Glicose ($T_{entra} = 324{,}15\ K\ e\ T_{sai} = 303{,}15\ K$)

$$q_{glicose} = 989{,}37\frac{kg}{h} * 0{,}638\frac{kJ}{kg.K} * (303{,}15\ K - 324{,}15\ K) = -13255{,}58\frac{kJ}{h}$$

A taxa total de transferência de calor é dada pela soma da taxa de transferência da água, da xilose e da glicose:

$$q_q = q_{água} + q_{xilose} + q_{glicose}$$

$$q_q = -535475{,}43\frac{kJ}{h} + -3324{,}99\frac{kJ}{h} + -13255{,}58\frac{kJ}{h} = -552056{,}0\frac{kJ}{h}$$

A vazão de água necessária, considerando uma variação de entalpia de 2430,50 kJ/kg, para a água à uma temperatura de 30ºC.

$$-\left(-552056{,}0\frac{kJ}{h}\right) = \dot{m} * 2430{,}50\frac{kg}{h}$$

$$\dot{m} = 227{,}14\frac{kg}{h}$$

Apêndice C – Cálculos da integração energética utilizando análise *Pinch*

Seleção das correntes, levantamento dos dados, cálculo do $\dot{m}C_p$ e da ΔQ

Após a seleção das quatro correntes, é necessário realizar os cálculos da taxa de transferência de calor das correntes quentes e frias do processo.

Correntes quentes:

- Corrente 8 – Hidrolisado (água, solução ácida e xilose)

$\boldsymbol{T_e}$= 120°C

$\boldsymbol{T_s}$ = 50°C

Cálculo do $\dot{m}C_p$:

$$\dot{m}C_p = 1580\frac{kg}{h} * 4{,}18\frac{kJ}{kg.K} + 14{,}42\frac{kg}{h} * 1{,}42\frac{kJ}{kg.K} + 40{,}39\frac{kg}{h} * 1{,}87\frac{kJ}{kg.K}$$

$$\dot{m}C_p = 6700{,}69\frac{kJ}{h.K}$$

Cálculo da taxa de transferência de calor ΔQ:

$$\Delta Q = 6700{,}69\frac{kJ}{h.K} * (323{,}15 - 393{,}15)K = -469048{,}3\frac{kJ}{h}$$

- Corrente 19 – Concentrado (água, glicose e xilose)

$\boldsymbol{T_e}$= 70°C

$\boldsymbol{T_s}$= 30°C

Cálculo do $\dot{m}C_p$:

$$\dot{m}C_p = 507\frac{kg}{h} * 4{,}18\frac{kJ}{kg.K} + 82{,}45\frac{kg}{h} * 0{,}638\frac{kJ}{kg.K} + 7{,}06\frac{kg}{h} * 1{,}87\frac{kJ}{kg.K}$$

$$\dot{m}C_p = 2185{,}06\frac{kJ}{h.K}$$

Cálculo da taxa de transferência de calor ΔQ:

$$\Delta Q = 2185{,}06\frac{kJ}{h.K} * (303{,}15 - 343{,}15)K = -87402{,}4\frac{kJ}{h}$$

Correntes frias:

- Corrente 3 – Solução ácida (água, solução ácida)

$$\boldsymbol{T_e} = \quad 27{,}13°C$$

$$\boldsymbol{T_s} = \quad 120°C$$

Cálculo do $\dot{m}C_p$:

$$\dot{m}C_p = 1865\frac{kg}{h} * 4{,}18\frac{kJ}{kg.K} + 17{,}202\frac{kg}{h} * 1{,}42\frac{kJ}{kg.K}$$

$$\dot{m}C_p = 7820{,}13\frac{kJ}{h.K}$$

Cálculo da taxa de transferência de calor ΔQ:

$$\Delta Q = 7820{,}13\frac{kJ}{h.K} * (393{,}15 - 300{,}28)K = 76255{,}47\frac{kJ}{h}$$

- Corrente 15 – Hidrolisado (água, solução ácida e xilose)

$$\boldsymbol{T_e} = \quad 50°C$$

$$\boldsymbol{T_s} = \quad 70°C$$

Cálculo do $\dot{m}C_p$:

$$\dot{m}C_p = 1770\frac{kg}{h} * 4{,}18\frac{kJ}{kg.K} + 82{,}45\frac{kg}{h} * 0{,}638\frac{kJ}{kg.K} + 7{,}06\frac{kg}{h} * 1{,}87\frac{kJ}{kg.K}$$

$$\dot{m}C_p = 7453{,}19\frac{kJ}{h.K}$$

Cálculo da taxa de transferência de calor ΔQ:

$$\Delta Q = 7453{,}19\frac{kJ}{h.K} * (303{,}15 - 343{,}15)K = 149063{,}80\frac{kJ}{h}$$

Em seguida, atribuiu um valor de 10ºC para o $\Delta T_{mín}$; construiu o diagrama de intervalo de temperatura; listou as correntes com suas temperaturas iniciais e finais, capacidade calorífica e vazão mássica; construiu os intervalos entre as correntes quentes e frias. Com esses resultados é possível determinar os valores de cascata e cascata acumulada (Tabela 24) e por fim, encontrar o valor do *Pinch*.

A partir da Tabela 24 apresentada nos resultados e discussão, podemos realizar os cálculos de energia. O valor encontrado de 0 (zero) na cascata acumulada é o ponto *Pinch*, logo para encontrar a quantidade de trocadores de calor necessário no sistema, deve-se levar em considerações as regras listadas abaixo, para acima e abaixo do ponto *Pinch*.

Regras acima do *Pinch*:

1. Iniciar no intervalo mais próximo do *Pinch*;
2. Combinar correntes onde $(\dot{m}c_p)_q \leq (\dot{m}c_p)_f$;
    - Ver a quantidade de energias liberadas e fornecidas para cada intervalo de temperatura.
3. Caso a corrente seja afastada do *Pinch*;
    - Respeitar o $\Delta T_{mín}$;
    - O número de trocadores acima do *Pinch* deve ser respeitado;
    - Caso exista múltiplas utilidades, deve-se escolher a que possui menor entalpia.

Regras abaixo do *Pinch*:

1. Iniciar no intervalo mais próximo do *Pinch*;
2. Combinar correntes onde $(\dot{m}c_p)_q \geq (\dot{m}c_p)_f$;
    - Ver as quantidades de energia liberadas e fornecidas para cada intervalo de temperatura.

Acima do *Pinch*

$$Q = \dot{m}c_p\Delta T$$

Corrente 8 – quente

$$Q = 6{,}7\frac{kW}{K} * (323{,}15 - 393{,}15)K = -469\ kW$$

Corrente 19 – quente

$$Q = 2{,}18\frac{kW}{K} * (310{,}28 - 343{,}15)K = -71{,}65\ kW$$

Corrente 3 – fria

$$Q = 7{,}82\frac{kW}{K} * (393{,}15 - 300{,}28)K = 726{,}24\ kW$$

Corrente 15 – fria

$$Q = 7{,}45\frac{kW}{K} * (343{,}15 - 323{,}15)K = 149\ kW$$

A corrente quente 8 irá transferir 469,00 kW para a corrente 3 fria e a corrente 19 quente transfere 71,65 kW para a corrente fria 15.

Transferência de calor acima do *Pinch*

Cálculo da taxa de transferência de calor necessário para atingir a temperatura desejada, além do calor cedido pelas correntes 8 e 19 para aquecer as correntes 3 e 15.

Corrente 3:

$$469 = 7{,}82 * (T_f - 27{,}13)$$

$$T_f = 87{,}10°\text{C}$$

Para atingir a temperatura desejada de 120ºC, é necessário o uso de utilidade externa de:

$$Q = 7{,}82 * (120 - 87{,}10)K = 257{,}28\ kW$$

Corrente 15:

$$71{,}65 = 7{,}45(T_f - 50)$$

$$T_f = 59{,}62°\text{C}$$

Para atingir a temperatura de 70ºC, é necessário a adição de utilidade externa de:

$$Q = 7{,}45 * (70 - 59{,}62)K = 77{,}33\ kW$$

Abaixo do *Pinch*

Já abaixo do *Pinch*, pelas regras estipuladas, não é possível realizar troca de calor, ou seja, não há presença de trocadores de calor. Assim, é necessário o uso de utilidade externa.

Corrente 19 – quente:

$$Q = 2{,}18 * (310{,}28 - 303{,}15)\text{K} = 15{,}58\ kW$$

Sendo assim, a quantidade de utilidade quente extra, ou seja, derivada de uma fonte externa, é de 335 kW e de utilidade fria é de 15,58 kW.

Cálculo da área dos trocadores de calor utilizados após metodologia *Pinch*

Trocador de calor 1.

Para o cálculo da área do primeiro trocador de calor, considerou-se que o coeficiente global de troca térmica é U = 550 J/s.m².K e a taxa de transferência de calor é Q= 469.10^6 J/h.

Temperatura da corrente quente Temperatura da corrente fria

T_e= 120ºC	T_e=25ºC
T_s = 50ºC	T_s=87,10ºC

$$Q = UA\Delta T_{lm}$$

Onde,

$$\Delta T_{lm} = \frac{25K - 32{,}9K}{\ln\left(\frac{25\ K}{32{,}90\ K}\right)} = 28{,}77\ K$$

Logo,

$$469.10^6 \frac{J}{h} = 550 \frac{J}{s.m^2.K} * 3600 \frac{s}{h} * A * 28{,}77\ K$$

$$A \cong 8{,}23m^2$$

Trocador de calor 2.

Já para o cálculo da área do segundo trocador de calor, considerou-se que o coeficiente global de troca térmica é U = 550 J/s.m².K e a taxa de transferência de calor é Q= 71,65.10^6 J/h.

Temperatura da corrente quente	Temperatura da corrente fria
T_e= 70ºC	T_e= 25ºC
T_s = 37,13ºC	T_s=59,62ºC

$$Q = UA\Delta T_{lm}$$

Onde,

$$\Delta T_{lm} = \frac{12{,}13K - 10{,}38K}{\ln\left(\frac{12{,}13\ K}{10{,}38\ K}\right)} = 11{,}23\ K$$

Logo,

$$71{,}65.10^6 \frac{J}{h} = 550 \frac{J}{s.m^2.K} * 3600 \frac{s}{h} * A * 11{,}23\ K$$

$$A \cong 3{,}22m^2$$