

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

**ESTUDO DE VIABILIDADE PARA A PRODUÇÃO DE GÁS
DE SÍNTESE EM UMA USINA DE ETANOL**

Victor Vasconcellos Fiore

Trabalho de Graduação apresentado ao
Departamento de Engenharia Química da
Universidade Federal de São Carlos

Orientador: Prof. Dr. André Bernardo

**SÃO CARLOS
2023**

BANCA EXAMINADORA

Trabalho de Graduação apresentado no dia 14 de março de 2023 perante a seguinte banca examinadora:

Orientador: André Bernardo, Prof. Dr. DEQ/UFSCar

Convidado: Gabriela Cantarelli Lopes, Prof. Dra. DEQ/UFSCar

Professor da Disciplina: Rosineide Gomes da Silva Cruz, Prof. Dra. DEQ/UFSCar

AGRADECIMENTOS

Gostaria de agradecer primeiramente todos os meus familiares que sempre me apoiaram em todo meu trajeto da graduação e deram todo suporte possível para que eu pudesse completá-la. Agradeço também minha namorada Victoria Giffoni, por todo suporte emocional para me acalmar e tranquilizar para a execução deste Trabalho de Graduação e por fazer meus dias mais felizes.

Agradeço toda a Universidade Federal de São Carlos, principalmente os docentes do Departamento de Engenharia Química que colaboraram enormemente para o meu desenvolvimento acadêmico. Agradeço meu orientador André Bernardo por toda ajuda dada para a execução deste trabalho, principalmente pela pronta disposição em ajudar em dificuldades e dúvidas.

Agradeço aos todos meus amigos que esta universidade me fez: João Pedro Gaudêncio, Henrique Miranda, Murilo Furlani, Enrico Tonholo e Larissa Jonaly por toda esta caminhada que fizemos, que entre muitas dificuldades, conseguimos concluir com sucesso. Agradeço também todos meus amigos de Ensino Fundamental e Ensino Médio por esses anos de parceria, alegria, divertimento e aprendizado: Pedro Marzagão, Felipe Noronha, Pedro Kon, Leonardo Picoli e Pedro Moniz.

Agradeço a todos membros dos grupos de extensão que eu participei durante a graduação: Comissão Pró-SEQ e Physis Jr, por todo aprendizado e amizades que objective. Agradeço meu antigo gestor Fabrício Urquhart, por ter dado a oportunidade de um estágio na minha área de formação onde pude pôr em prática diversos conhecimentos obtidos durante a graduação e por ajudarem na minha trajetória profissional.

Por fim, dedico este trabalho a todos meus familiares que faleceram durante minha trajetória da graduação: Minhas avós Josefina B. Fiore e Neyde P. Vasconcellos, minha tia-avó Cleyde Vasconcellos e meu cunhado Ten. Leonardo Finelli Tavares, que onde quer que estejam estariam orgulhosos de me verem completar esta graduação e de me verem como um Engenheiro Químico.

RESUMO

Uma das principais indústrias do Brasil é a indústria sucroalcooleira, que tem grande potencial para crescer ao longo dos anos. Nesta indústria, há vários subprodutos e resíduos gerados que atualmente não são amplamente utilizados, como o bagaço da cana, a palha de cana, o CO₂ produzido na fermentação e a vinhaça. Ao longo do tempo, o uso destes subprodutos, especialmente o bagaço de cana e a vinhaça, tem sido objeto de estudo para produzir diferentes produtos, como etanol de segunda geração, outros biocombustíveis e energia elétrica. Outro produto potencial que pode ser feito em uma refinaria de cana é o gás de síntese, uma mistura de monóxido de carbono e hidrogênio, utilizado para síntese de combustíveis, como o metanol. O gás de síntese pode ser produzido diretamente ou indiretamente. Uma rota indireta de produção de gás de síntese na usina sucroalcooleira seria a captura de dióxido de carbono após a fermentação e a produção de hidrogênio através da eletrólise da água usando a energia excedente da planta, que é gerada pela queima do bagaço. Estes gases reagiriam em um reator para formar o gás de síntese, sendo este processo uma parte do conceito conhecido como *Power-to-Liquids* (PtL). Já a forma direta seria a partir da gaseificação do bagaço de cana, que é um processo termoquímico que converte materiais ricos em carbono em uma mistura gasosa, sendo uma parte do conceito *Biomass-to-Liquids* (BtL). Este estudo comparou a rota com o conceito BtL e o conceito PtL, porém apenas até a produção do gás de síntese, um produto intermediário para a produção de hidrocarbonetos líquidos. A comparação foi baseada em quatro critérios principais: 1) rendimento de cada rota usando uma base de cálculo comum, 2) estimativa de capital (CAPEX) para construir uma planta acoplada a uma usina de etanol média do Brasil, 3) estimativa de custo operacional anual (OPEX) para encontrar o custo de produção e 4) maturidade tecnológica de cada rota. Para realizar este estudo, a literatura foi consultada para definir o limite de bateria de cada rota (todas as operações unitárias envolvidas), para consultar os valores de equipamentos e utilidades e para calcular a demanda energética envolvida em cada rota. No final do estudo, foi encontrado que em uma usina sucroalcooleira média do Brasil, com processamento de 3,5 milhões de toneladas de cana por ano, seria possível construir uma planta acoplada que produz cerca de 6,36 t/h de gás de síntese pela rota da gaseificação (BtL) ou uma que produz cerca de 2,52 t/h deste mesmo gás, utilizando a eletricidade e o dióxido de carbono da fermentação (PtL). Além disso, foi encontrado que o custo mínimo do produto para a rota com conceito BtL é de 60% do valor encontrado pela rota com conceito PtL, mas o CAPEX para a rota PtL é menor que para a rota BtL, devido a uma produção menor de gás de síntese.

ABSTRACT

One of Brazil's main industries is the sugarcane industry, which has great potential for growth over the years. In this industry, there are several byproducts and wastes generated that are currently not widely used, such as sugarcane bagasse, sugarcane straw, CO₂ produced in fermentation, and vinasse. Over time, the use of these byproducts, especially sugarcane bagasse and vinasse, has been studied to produce different products such as second-generation ethanol, other biofuels, and electricity. Another potential product that can be made in a sugarcane refinery is syngas, a mixture of carbon monoxide and hydrogen used for fuel synthesis, such as methanol. Syngas can be produced directly or indirectly. An indirect route to the production of syngas in the sugarcane industry would be the capture of carbon dioxide after fermentation and the production of hydrogen through water electrolysis using excess plant energy generated by bagasse burning. These gases would react in a reactor to form syngas, which is part of the concept known as Power-to-Liquids (PtL). The direct route would be from the gasification of sugarcane bagasse, a thermochemical process that converts carbon-rich materials into a gaseous mixture, which is part of the concept Biomass-to-Liquids (BtL). This study compared the BtL and PtL concepts but only up to the production of syngas, an intermediate product for the production of liquid hydrocarbons. The comparison was based on four main criteria: 1) yield of each route using a common calculation base, 2) capital expenditure (CAPEX) estimate to build a plant coupled to a medium-sized ethanol plant in Brazil, 3) annual operating cost estimate (OPEX) to find the production cost, and 4) technological maturity of each route. To conduct this study, literature was consulted to define the battery limit of each route (all unit operations involved), to consult equipment and utilities values, and to calculate the energy demand involved in each route. At the end of the study, it was found that in a medium-sized sugarcane plant in Brazil, processing 3.5 million tons of sugarcane per year, it would be possible to build a coupled plant that produces about 6.36 t/h of syngas by the gasification route (BtL) or one that produces about 2.52 t/h of the same gas, using electricity and carbon dioxide from fermentation (PtL). Additionally, it was found that the minimum cost of the product for the BtL concept route is 60% of the value found by the PtL concept route, but the CAPEX for the PtL route is lower than for the BtL route, due to a lower production of syngas.

SUMÁRIO

BANCA EXAMINADORA	2
AGRADECIMENTOS	3
RESUMO	4
ABSTRACT	5
1. INTRODUÇÃO	12
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	15
2.1 Cenário Sucroalcooleiro no Brasil	15
2.2 Biorrefinarias	17
2.3 Bagaço de Cana	19
2.4 Gás de Síntese	20
2.8 Reverse Water-Gas-Shift	33
3. MATERIAIS E MÉTODOS	34
3.1 Definição de Premissas	34
3.2 Definição dos Processos	35
3.2.1 Biomass-to-Liquids	35
3.2.2 <i>Power-to-Liquids</i>	37
3.3 Cálculo de Rendimentos	39
3.3.1 Cálculo do Rendimento pela rota da gaseificação (BtL)	39
3.3.1.1 Pré-Tratamento da Biomassa	40
3.3.1.2 Pirólise Rápida	40
3.3.1.3 Gaseificação, Limpeza e Condicionamento do Gás	41
3.3.2 Cálculo de Rendimentos pela produção de H ₂ e uso do CO ₂ da fermentação	41
3.3.2.1 Cálculo da Produção de H ₂	41
3.3.2.2 Cálculo da Produção de CO ₂	42
3.3.2.3 Cálculo da Produção de Gás de Síntese	42
3.4 Cálculo de Custo de Capital	43
	6

3.4.1	Premissas para ambas as rotas	43
3.4.2	Metodologia para estimativa de CAPEX	43
3.4.3	Cálculo de Custo de Capital para a planta de pirólise e gaseificação para a produção de gás de síntese (BtL)	45
3.4.4	Cálculo de Custo de Capital para a eletrólise, reator de rWGS e absorção de CO ₂ (PtL)	47
3.5	Cálculo de Custo Operacional	48
3.5.1	Cálculo de Custo Operacional para a planta de pirólise e gaseificação para a produção de gás de síntese (BtL)	49
3.5.2	Cálculo de Custo Operacional para a eletrólise, reator de rWGS e absorção de CO ₂ (PtL)	50
4.	RESULTADOS E DISCUSSÃO	50
4.1	Bases de Cálculo	50
4.2	Cálculo do rendimento da rota “Biomass-to-Liquid”	51
4.3	Cálculo do rendimento da rota “Power-to-Liquid”	55
4.4	Estimativa de Custo de Capital	58
4.4.1	Estimativa de Custo de Capital – Biomass-to-Liquids	58
4.4.2	Estimativa do Custo de Capital – <i>Power-to-Liquids</i>	60
4.5	Estimativa de Custo de Operacional	62
4.5.1	Estimativa de Custo Operacional - BtL	62
4.5.2	Estimativa de Custo Operacional – PtL	64
4.5.3	Comparação entre as rotas e com o mercado atual	65
4.6	Amadurecimento Tecnológico das Rotas	66
5.	CONCLUSÃO E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	67
6.	REFERÊNCIAS	69

LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Possíveis produtos para o Gás de Síntese	12
Figura 2: Esquema de Produção em uma usina sucroalcooleira	13
Figura 3: Esquemático de uma Biorrefinaria	17
Figura 4: Possíveis rotas dentro de uma biorrefinaria da cana-de-açúcar usando biomassa.	18
Figura 5: Fluxo de processos de obtenção de gás de síntese atualmente	21
Figura 6: Esquemático do processo de gaseificação	23
Figura 7: Gaseificador Contracorrente	24
Figura 8: Gaseificador de Leito Fluidizado	25
Figura 9: Gaseificador de Fluxo de Arraste	25
Figura 10: Produção de Hidrogênio no Mundo	29
Figura 11: Eletrólise da Água	31
Figura 12: Funcionamento de um eletrolisador alcalino	32
Figura 13: Funcionamento de um eletrolisador do tipo PEM	32
Figura 14: Esquemático da reação de rWGS	34
Figura 15: Esquemático Simplificado do Processo BtL	37
Figura 16: Produção de Gás de Síntese - PtL	39

LISTA DE TABELAS

Tabela 1: Produção Mundial de Etanol	15
Tabela 2: Razão de H ₂ /CO de acordo com o produto	21
Tabela 3: Principais Reações no Processo de Gaseificação	26
Tabela 4: Fatores para Cálculo de CAPEX (PETERS, TIMMERHAUS E WEST, 2003)	45
Tabela 5: Valor Considerado para todas as utilidades	49
Tabela 6: Base de Cálculo adotada para cálculo dos rendimentos	50
Tabela 7: Resultados da caracterização do bagaço de cana-de-açúcar	51
Tabela 8: Energia elétrica necessária para o processo Biomass-to-Liquids	52
Tabela 9: Quantidade de material disponível para o processo considerando a secagem com gases da exaustão	52
Tabela 10: Quantidade de Material Disponível para o Processo considerando a energia da secagem	52
Tabela 11: Produtos da Pirólise Rápida do Bagaço de Cana	53
Tabela 12: Quantidade de Pasta Produzida a partir do bagaço úmido	53
Tabela 13: Rendimento do Gás de Síntese a partir do bagaço de Cana	54
Tabela 14: Composição do gás de síntese em fração molar	55
Tabela 15: Resultados da Rota BtL – Secagem com Gás de Exaustão	55
Tabela 16: Resultados da Rota BtL – Secagem com Energia do Bagaço	55
Tabela 17: Energia Consumida no Processo PtL com base em 1 kg de hidrogênio	56
Tabela 18: Energia necessária para cada etapa considerando 1 tonelada de bagaço existente	56
Tabela 19: Rendimento para o processo Power-to-Liquids	57
Tabela 20: Composição do gás de síntese em fração molar	57
Tabela 21: Custo de Cada Sistema de Equipamento	59
Tabela 22: Custo de Capital - BtL	59
Tabela 23: CAPEX da Eletrólise	61

Tabela 24: Custo de cada equipamento	61
Tabela 25: CAPEX pela rota PtL – Exceto Eletrólise	61
Tabela 26: Custos Operacionais Anuais	62
Tabela 27: Custo com consumíveis	63
Tabela 28: Custo Mínimo do Gás de Síntese	63
Tabela 29: Custos Operacionais Anuais	64
Tabela 30: Custo com consumíveis	64
Tabela 31: Custo Mínimo do Gás de Síntese	65
Tabela 32: Valor do Custo Operacional considerando um custo comercial de gás de síntese	66

LISTA DE ABREVIATURAS

ANEEL: Agência Nacional de Energia Elétrica

ANP: Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis

BtL: *Biomass-to-Liquids* (Biomassa para Líquidos)

CAPEX: Capital Expenditures (Despesas de Capital)

CENBIO: Centro Nacional de Referência em Biomassa

DME: Éter dimetílico

EPE: Empresa de Pesquisa Energética

FT: Fischer-Tropsch

IEA: Agência Internacional de Energia

IPT: Instituto de Pesquisas Tecnológicas

LNBR: Laboratório Nacional de Biorrenováveis

OPEX: Operational Expenditures (Despesas Operacionais)

PtL: *Power-to-Liquids* (Energia para Líquidos)

rWGS: Reverse Water-Gas-Shift

Syngas: Gás de Síntese

TRL: Technology Readiness Levels (Nível de Prontidão Tecnológica)

UNICA: União da Indústria de Cana de Açúcar

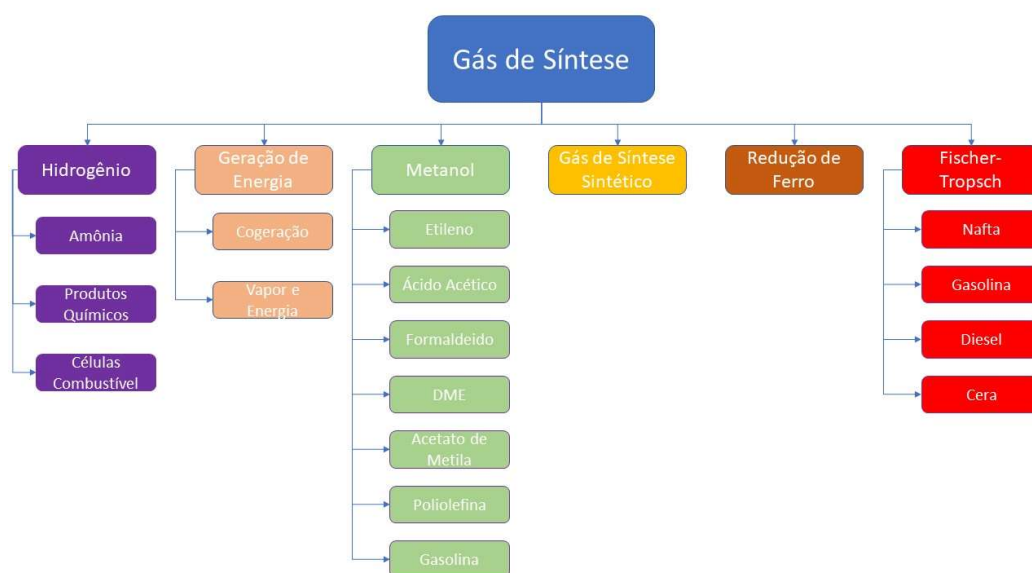
WGS: Water-gas-Shift

1. INTRODUÇÃO

Atualmente, as usinas sucroalcooleiras produzem três principais produtos: etanol, açúcar e energia elétrica. Esta última é gerada pela queima do bagaço em um processo conhecido como cogeração de energia. Diversos estudos estão sendo realizados com o objetivo de transformar essas usinas em biorrefinarias, com o intuito de produzir outros produtos a partir dos resíduos atualmente produzidos. Como, por exemplo, o bagaço de cana, palha de cana, CO₂ (dióxido de carbono) e vinhaça. Um dos possíveis produtos dessas biorrefinarias seria o gás de síntese (Syngas);

O gás de síntese é uma mistura gasosa composta principalmente por hidrogênio e monóxido de carbono, com pequenas quantidades de dióxido de carbono, metano e vapor d'água. Esse gás tem vários usos na indústria, como geração de energia, fabricação de aço e ferro, produção de gás natural sintético e produção de produtos químicos, petroquímicos e combustíveis, como metanol, dimetil éter e acetato de metila. A Figura 1 ilustra os principais usos do gás de síntese (MOULIJN; MAKKEE; VAN DIEPEN, 2013).

Figura 1: Possíveis produtos para o Gás de Síntese



Fonte: Próprio Autor

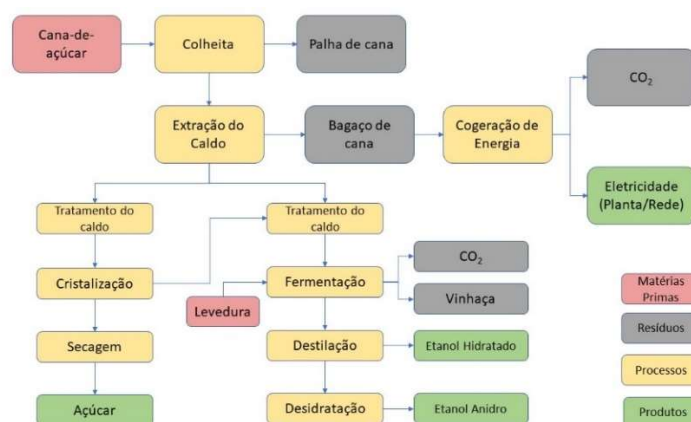
Atualmente este gás é feito a partir de matéria prima não renovável, principalmente, o gás natural. Além dessa matéria prima, o gás de síntese também pode ser obtido a partir de carvão mineral, linhita, petróleo ou coque de petróleo. Como o gás de síntese é uma mistura entre gases, a composição dele é variável. A definição desta composição é feita a partir do

produto que é desejado, ou seja, para a produção de metanol a proporção entre CO e H₂ é diferente do que a proporção para obter outros combustíveis (PROQR, 2021).

A produção de gás de síntese a partir de materiais renováveis pode ser realizada de duas formas: diretamente, quando se obtêm os dois produtos principais (CO e H₂) de forma simultânea, para depois realizar uma purificação e adequação de proporção ou indiretamente, quando se produz os dois produtos de forma separada e depois é feita uma mistura de acordo com a proporção desejada (PROQR, 2021).

A produção de gás de síntese a partir de resíduos têm sido objeto de estudo em todo mundo, podendo ser feito por exemplo, a partir de resíduos da agroindústria, indústria siderúrgica, indústria de cimento, indústria de papel e celulose e até mesmo de resíduos orgânicos urbanos (PROQR, 2021). No Brasil, uma das principais agroindústrias são as usinas sucroalcooleiras. Estas plantas, possuem como principais resíduos: o gás carbônico, que é gerado na queima do bagaço de cana e na fermentação, o próprio bagaço de cana, a palha de cana e a vinhaça, um subproduto da destilação do vinho (produto da fermentação) como mostra a Figura 2. O principal resíduo já reaproveitado nas usinas, é o bagaço de cana, uma vez que ele é queimado em caldeiras para a produção de vapor e por consequência cogeração de energia. O bagaço de cana e a vinhaça já são objetos de estudos para a produção de outros produtos, como por exemplo, o etanol, sendo que já existem algumas usinas capazes de produzir este etanol conhecido como “etanol de segunda geração”. Porém, outros produtos, que podem ser feitos, a partir dos resíduos desta indústria mostrado na Figura 2, como gás de síntese, ainda estão em fase de estudos.

Figura 2: Esquema de Produção em uma usina sucroalcooleira



Fonte: Próprio Autor

A partir da Figura 2, pode-se observar, que alguns resíduos não são utilizados pela indústria de etanol e açúcar, podendo assim serem utilizados para a produção de outros produtos. O bagaço de cana, ainda que seja usado para cogeração de energia, pode ser utilizado também como matéria prima para outros produtos como, etanol de segunda geração e gás de síntese. Já o CO₂, que atualmente não é utilizado, pode ser reaproveitado para a produção de outros produtos como o metanol e o gás de síntese.

Desta forma, este estudo tem como objetivo comparar duas possíveis rotas para obtenção do gás de síntese, uma da forma direta, através da gaseificação de biomassa em um processo popularmente conhecido como *Biomass-to-Liquids* (BtL). A outra rota trata-se da forma indireta, através da mistura e reação entre o dióxido de carbono proveniente da fermentação com o hidrogênio produzido através da eletrólise feita com a energia excedente de uma usina sucroalcooleira, sendo esse processo conhecido como *Power-to-Liquids*. Esta comparação se dará em quatro quesitos principais, sendo eles: Rendimento de cada rota, Estimativa de Investimento de Capital (CAPEX), Estimativa de Custo Operacional (OPEX) e Amadurecimento Tecnológico (TRL).

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 Cenário Sucroalcooleiro no Brasil

O Brasil atualmente é o segundo maior produtor de etanol do mundo, ficando atrás apenas dos Estados Unidos, que possui aproximadamente 54,4% da produção mundial. Enquanto isso o Brasil possui aproximadamente 29,6% (VIDAL, 2021), como mostra a Tabela 1. Porém a matéria prima principal para o etanol no Brasil é a cana-de-açúcar, e a dos Estados Unidos é o milho. Já quando se fala de açúcar, o Brasil é o maior produtor mundial desta commodity com cerca de 23% da produção, sendo seguido por Índia e China (BRASIL: ... 2022).

Tabela 1: Produção Mundial de Etanol

País	Percentual de Produção
Estados Unidos	54,4%
Brasil	29,6%
União Europeia	4,7%
China	3,4%
Índia	1,8%
Canadá	1,8%
Outros:	7%

Fonte: VIDAL, 2021

O Brasil conta atualmente com uma capacidade instalada de 244,95 milhões de litros diários de etanol hidratado, ou seja, aquele etanol que possui cerca de 6,2% a 7,5%, em massa de água. Já para etanol anidro, aquele que possui de 0% a 0,4% de água em massa, o Brasil tem uma capacidade de 131,57 milhões de litros de etanol anidro, totalizando 376,52 milhões de litros de Etanol. Este número é distribuído nas 356 usinas de biocombustíveis autorizadas na ANP (Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis). Segundo a ANP, esta capacidade irá aumentar para 390,63 milhões de litros diárias considerando as novas usinas que estão em construção (ANP... 2022). Cabe ressaltar que no Brasil, o etanol é produzido tanto a partir da cana de açúcar como a partir do milho. Segundo a União Nacional do Etanol de Milho (UNEM), das 356 usinas de etanol atuais, apenas 7 são com o uso do milho como matéria prima, e apenas 10 utilizam tanto a cana como o milho. Dessa forma, observa-se que a grande maioria das usinas de etanol do Brasil são provenientes da cana de açúcar como matéria prima (A EXPANSÃO... 2022).

Considerando a produção de etanol a partir da cana, os principais produtos obtidos são o etanol anidro, além do hidratado e álcoois especiais. Porém além desses produtos as usinas brasileiras também realizam a chamada cogeração de energia. Segundo a Agência Nacional de

Energia Elétrica (ANEEL) a definição de cogeração é “processo operado numa instalação específica, para fins da produção combinada das utilidades do calor e energia mecânica, geralmente convertida total ou parcialmente em energia elétrica, a partir da energia disponibilizada por uma fonte primária”. A cogeração feita pelas usinas sucroalcooleiras se dá pela queima do bagaço de cana de açúcar, um dos resíduos existentes nas plantas, geralmente com 50 % de umidade. Atualmente as plantas do Brasil, realizam também a venda de energia elétrica excedente. Segundo um levantamento da União da Indústria de Cana-de-Açúcar (UNICA), em 2021, a produção de energia elétrica proveniente da queima de biomassa, representa um total de 4% da energia elétrica produzida no país. Fica atrás então, apenas das hidroelétricas (59%), Eólicas (12%) e termoelétricas a gás (11%). Cabe-se ressaltar, que a queima do bagaço de cana representa 79% do tipo “queima de biomassa”, que representa 4% do total. Dessa forma, como a produção de energia elétrica a partir de biomassa foi de 25,4 mil GWh, a produção a partir da queima de bagaço de cana representa em torno de 20 mil GWh (UNICA, 2022).

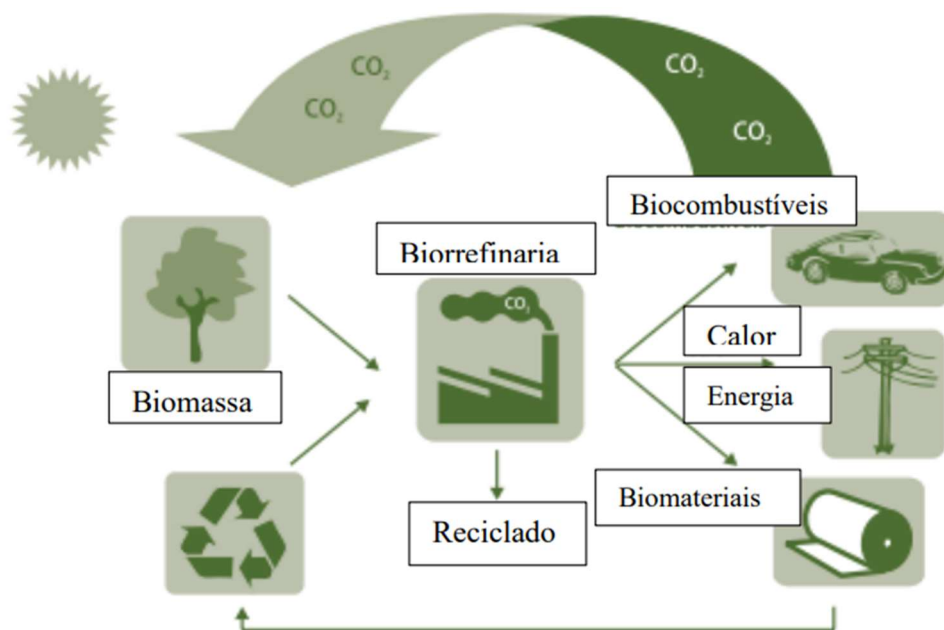
Segundo a Empresa de Pesquisa Energética (EPE), das 356 usinas de açúcar e etanol em operação em 2021, cerca de 220 comercializaram eletricidade (60% do total de usinas). Mais de 130 usinas não ofertaram excedentes de energia elétrica para a rede (aproximadamente 40% do total em 2021), o que mostra um grande potencial a expandir a geração de energia para a rede (GERAÇÃO... 2022).

Segundo o Laboratório Nacional de Biorrenováveis (LNBR), uma tonelada de cana de açúcar, gera como resíduo, aproximadamente, 276 kg de bagaço de cana com 50 % de umidade que pode ser utilizado para geração de eletricidade (BIOMASSA... 2022). Além disso a UNICA, anualmente traz, a média de quanto litros de etanol, gera uma tonelada de cana, uma vez que diversas indústrias produzem tanto etanol como açúcar. Na safra de 2021/22, se produziu 46 litros de etanol para 1 tonelada de cana, embora seja sabido que uma tonelada desse material, em uma destilaria de etanol, gera aproximadamente 85 litros deste combustível. Segundo a UNICA, na safra de 21/22, foram processadas cerca de 523,11 milhões de toneladas de cana-de-açúcar, o que leva a aproximadamente a 130 milhões de tonelada de bagaço de cana gerados. Isto mostra o grande potencial que a biomassa tem para ser utilizado para a produção de outros produtos além da cogeração de energia (SAFRA... 2022).

2.2 Biorrefinarias

De acordo com a Agência Internacional de Energia, biorrefinarias são indústrias que combinam equipamentos e processos para converter biomassa (como, por exemplo, bagaço de cana) em combustíveis, eletricidade, calor e derivados refinados (IEA Bioenergy, 2009). O processamento sustentável da biomassa pode resultar em uma variedade de bioprodutos, como mostram as Figuras 3 e 4. A biomassa, segundo o Centro Nacional de Referência em Biomassa (CENBIO), pode ser definida como "recurso renovável oriundo de matéria orgânica (de origem animal ou vegetal) que pode ser utilizado para produção de energia." (CONCEITUANDO... 2022). No processo de biorrefino, a biomassa é obtida a partir de diversos setores da sociedade, como lavouras, indústrias e esgotos, e é utilizada como matéria-prima do processo (MARCONDES, 2019). A Figura 3 ilustra um esquema de como pode funcionar uma biorrefinaria.

Figura 3: Esquemático de uma Biorrefinaria

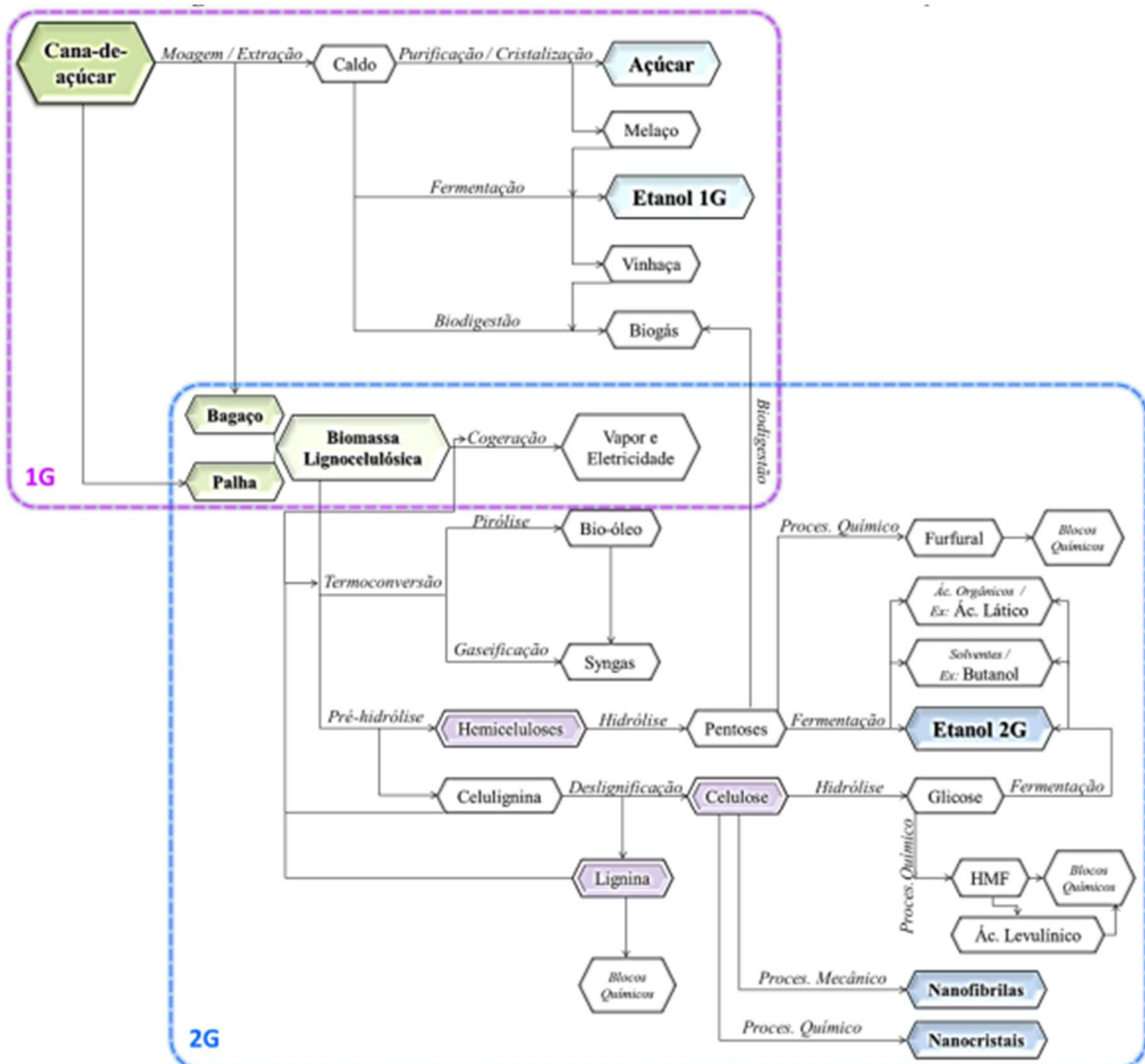


Fonte: Marcondes (2019), usada sob licença Creative Commons CC-BY-NC-ND

As biorrefinarias são consideradas uma das principais possibilidades de produção de bioprodutos no mundo. Atualmente, a rota de produção predominante na usina sucroalcooleira, é conhecida como "primeira geração", que envolve a produção de etanol a partir da fermentação do caldo da cana. No entanto, já existem algumas plantas que produzem o chamado "etanol de

segunda geração", produzido a partir do bagaço da cana-de-açúcar. Muitos estudos apontam que a implementação dessas plantas de etanol de segunda geração deve ser feita de forma integrada com as de primeira geração, com o objetivo de reduzir custos e formar uma biorrefinaria. Além do etanol de segunda geração, diversos outros produtos podem ser obtidos a partir do bagaço de cana, tanto pela rota bioquímica como pela rota termoquímica, sendo que a Figura 4 ilustra exemplos de possíveis rotas que podem ser construídas em torno de uma planta de etanol de primeira geração para formação de uma biorrefinaria (SANTUCCI, 2018).

Figura 4: Possíveis rotas dentro de uma biorrefinaria da cana-de-açúcar usando biomassa.



Fonte: Santucci (2018), usada sob licença Creative Commons CC-BY-NC-ND

Além da rota termoquímica e bioquímica para obtenção de novos bioprodutos a partir de resíduos da usina sucroalcooleira, em um processo conhecido como *Biomass-to-Liquids* (BtL), uma alternativa para uma biorrefinaria, seria a utilização da energia, cogerada pela

queima do bagaço para a produção de biocombustíveis, sendo este processo conhecido como *Power-to-Liquids* (PtL). O princípio deste conceito se dá pela utilização do CO₂, pela captura de CO₂, seja do ar, de uma fonte concentrada ou até mesmo gases de combustão e pela utilização de hidrogênio produzido através da eletrólise, para a síntese de outros combustíveis, como metanol, gasolina, diesel (HOLST et al., 2021).

2.3 Bagaço de Cana

Dentro de uma Biorrefinaria, acoplada a uma usina sucroalcooleira, diversas matérias primas podem ser utilizadas, como por exemplo, bagaço de cana, palha de cana, dióxido de carbono e vinhaça (resíduo da fermentação). Atualmente o bagaço de cana é a matéria prima mais utilizada para a produção de outros produtos, como a cogeração de energia elétrica e etanol de segunda geração. Porém, além destes produtos, alternativas são possíveis, como por exemplo as rotas termoquímicas e as rotas bioquímicas para a produção de outros produtos como mostra a Figura 4.

O bagaço de cana é uma fonte rica em carboidratos e pode ser utilizada para diversos fins, como geração de energia e produção de insumos químicos. Sua composição orgânica, como celulose, hemicelulose e lignina, e sua composição elementar, como C, H, O, N, S, Cl e cinzas, são determinantes para seu uso em rotas térmicas (ALVES, 2020). Sobre a composição orgânica, a celulose possui ligações de hidrogênio entre as hidroxilas, o que a torna resistente. As hemiceluloses cobrem a celulose e formam o chamado domínio celulose-hemicelulose da parede celular e a lignina, que por sua vez, dificulta o acesso de reagentes e catalisadores à celulose, sendo assim, é necessário um tratamento prévio para sua remoção. A composição química da biomassa lignocelulósica geralmente contém 35-50% de celulose, 20-35% de hemicelulose, 10-25% de lignina e uma pequena quantidade de cinzas e extrativos (TORRES, 2018).

Já quando se fala de composição elementar do bagaço de cana, segundo Schmitt et al. (2020), o bagaço de cana seco (2,8% de água) é composto por 47,4% de C, 6,14% de H, 0,28% de N, 0,1% de S, 46,18% de O e aproximadamente 6,75% de cinzas.

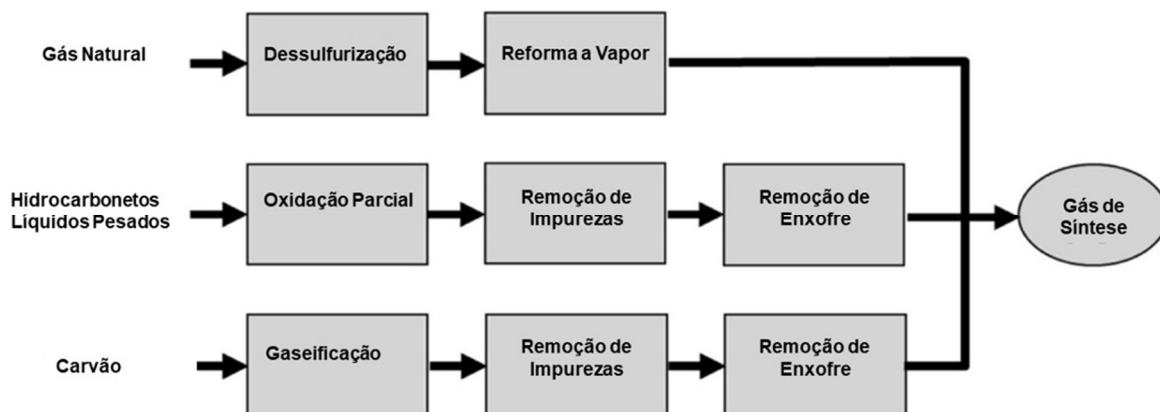
2.4 Gás de Síntese

O Gás de Síntese é uma mistura gasosa formada por basicamente CO e H₂, além de compostos indesejados como CO₂, H₂O e CH₄, que permanecem no gás em pequenas quantidades. Seu uso se dá para diversas finalidades, como por exemplo geração de energia, fabricação de ferro e aço, produção de gás natural sintético, petroquímicos além de químicos de grande valor como metanol e éter dimetílico (DME). O gás de síntese pode ser produzido a partir de uma variedade de matérias-primas, desde gás natural até carvão. A escolha de uma determinada matéria-prima depende do custo, disponibilidade e do uso posterior do gás (MOULIJN; MAKKEE; VAN DIEPEN, 2013). O gás de síntese atualmente é produzido comercialmente por um dos três processos, que são distinguidos com base na matéria-prima usada:

- reforma a vapor de gás natural ou hidrocarbonetos leves, opcionalmente na presença de oxigênio ou dióxido de carbono;
- oxidação parcial de hidrocarbonetos (pesados) com vapor e oxigênio;
- oxidação parcial de carvão (gaseificação) com vapor e oxigênio.

A maioria do gás de síntese, atualmente, é produzida hoje pela reforma a vapor de gás natural ou hidrocarbonetos leves até a nafta. Para matérias-primas leves, a oxidação parcial geralmente não é uma opção economicamente viável, devido aos altos custos. No entanto, os processos de oxidação parcial são empregados onde as matérias-primas adequadas para a reforma a vapor não estão disponíveis, em situações em que as matérias-primas pesadas têm um baixo custo ou a necessidade de um gás de síntese com alto teor de monóxido de carbono. Por fim, a gaseificação de carvão é uma importante fonte de produtos químicos via produção de gás de síntese em países com recursos abundantes de carvão, como África do Sul, China, Índia e Estados Unidos. A Figura 5 mostra um esquemático das formas atuais de produção de gás de síntese.

Figura 5: Fluxo de processos de obtenção de gás de síntese atualmente



Fonte: Adaptado de Moulijn; Makkee; Van Diepen, (2013)

As principais matérias primas, como falado anteriormente, são de origem fóssil, porém com a mudança da matriz energética e buscas por soluções sustentáveis, estuda-se a produção de gás de síntese a partir de recursos renováveis, como biomassas lignocelulósicas, como por exemplo, bagaço de cana, palha de cana e outros resíduos agrícolas.

O gás de síntese, por se tratar de uma mistura entre dois gases, pode ter diversas composições, sendo que a proporção exata do gás de síntese, depende basicamente do produto a ser sintetizado (PROQR, 2021). A Tabela 2, mostra a razão entre H₂ e CO necessária para alguns exemplos de produtos, em mols.

Tabela 2: Razão de H₂/CO de acordo com o produto

Produto	Razão H ₂ /CO (em mols)
Metanol	2
Amônia	∞
Éter Dimetílico (DME)	1
Gás Natural Sintético (GNS)	1,5 - 3
Combustíveis Fischer-Tropsch (FT)	2
Hidrogênio	∞
Álcoois	1 – 1,5

Fonte: PROQR, 2021

Por se tratar de uma mistura de dois gases, ele pode ser obtido diretamente ou indiretamente. O método direto se dá pela formação dos dois gases de forma simultânea e o indireto se dá pela junção posterior dos gases em sua forma pura. Quando se obtém o gás de síntese em sua forma

direta, muitas vezes se obtém impurezas, como: metano (CH₄) e Dióxido de Carbono (CO₂) e é necessário realizar etapas posteriores para limpeza e remoção de grande parte das impurezas e condicionamento do gás, para que ele atinja a proporção desejada.

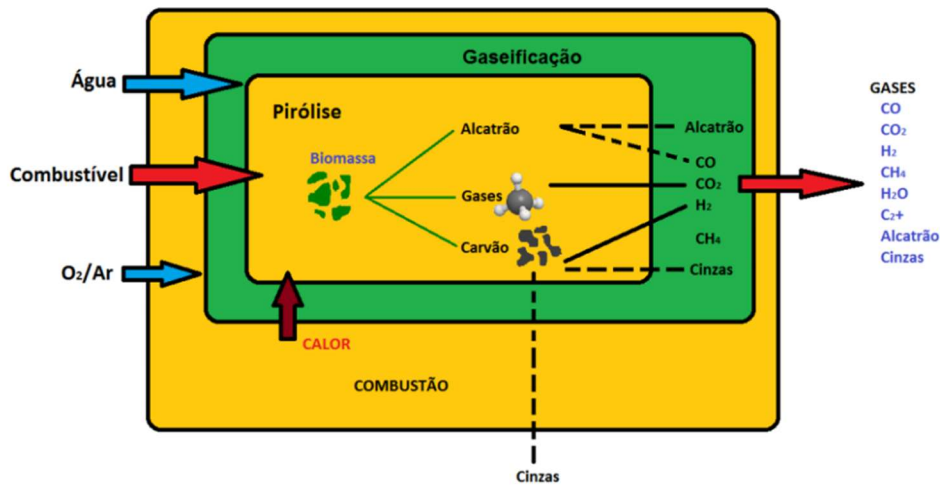
Um exemplo de rota direta para a produção do gás de síntese, é a gaseificação da biomassa, nestes processos, é possível obter uma mistura gasosa, que pode posteriormente ser modificada para ajustar a razão entre os componentes. O conceito de utilizar a biomassa para a produção desse gás e posteriormente para a produção de combustíveis, é chamada de “*Biomass-to-Liquids*” (BtL), sendo que a gaseificação é apenas uma das possibilidades. Já a produção indireta de gás de síntese, que pode ser realizada, por exemplo ao misturar o gás hidrogênio ao monóxido de Carbono (PROQR, 2021), faz parte do conceito “*Power-to-Liquids*” (PtL), onde se utiliza a eletricidade limpa obtida por, por exemplo, placas solares, energia eólica, e biomassa, para produzir hidrogênio. Este hidrogênio, é posteriormente juntado, com o CO₂, proveniente de captura ou de fontes concentradas da indústria, como por exemplo, processos em que ocorre fermentação, para assim passar em um reator que converta o CO₂ em CO e formar o gás de síntese e posteriormente servir como matéria prima para outros combustíveis (FASIHI; BOGDANOV; BREYER, 2016).

2.5 Gaseificação

A gaseificação é um processo termoquímico que tem como objetivo converter um material, composto basicamente por carbono, seja ele sólido ou líquido, em uma mistura gasosa composto majoritariamente por CO e H₂. Além da gaseificação, os outros processos termoquímicos existentes são: combustão, liquefação, torrefação e pirólise, sendo que os dois últimos podem ser utilizados como pré-tratamento da biomassa para a gaseificação, para uma melhor homogeneização e facilitação do transporte (BASU, 2013).

Neste processo um agente de gaseificação, normalmente ar ou oxigênio, entra em contato com o material em altas temperaturas e assim é formado uma nova mistura de gás. Esta gaseificação pode ser feita com qualquer material que contenha carbono. Como, por exemplo, carvão, alcatrão, cinzas e materiais renováveis (como a biomassa), sendo o bagaço de cana uma ótima opção. Essa mistura resultante da gaseificação é o chamado gás de síntese, que como foi mostrado ao longo da introdução, tem diversos usos. Um resumo da gaseificação é mostrado na Figura 6.

Figura 6: Esquemático do processo de gaseificação



Fonte: Alves (2020), usada sob licença Creative Commons CC-BY-NC-ND

A conversão da matéria-prima em gás através da gaseificação pode ser separada em quatro etapas principais. A primeira etapa é a secagem, que tem como objetivo remover a umidade presente no material. Em seguida, ocorre a pirólise, que é a decomposição térmica do material seco em frações sólidas, voláteis e gases, incluindo compostos leves como H₂, CO, CO₂ e hidrocarbonetos de baixa massa molecular como CH₄. Na terceira etapa, ocorre a oxidação, em que o oxigênio reage com o material e os produtos da pirólise para gerar CO/CO₂ e H₂O. Por fim, a etapa endotérmica envolve reações como Boudouard, Hidrogaseificação e Water-Gas-Shift (ALVES, 2020).

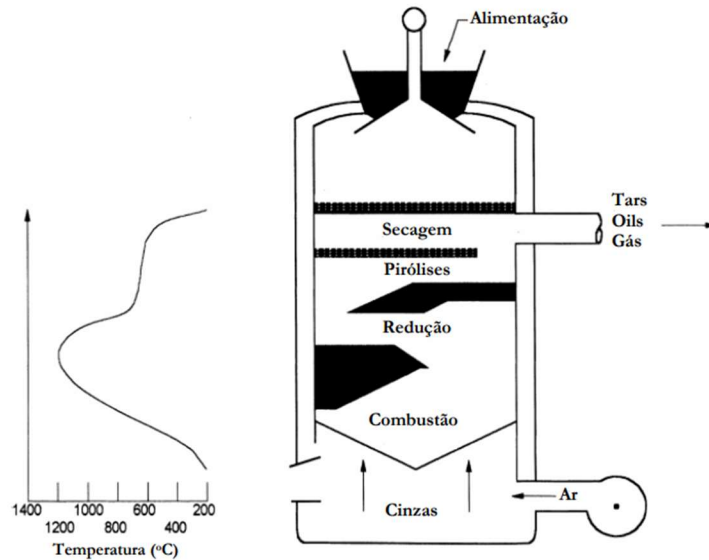
Uma etapa essencial, que deve acontecer antes do processo de gaseificação da biomassa é o pré-tratamento da biomassa. Ele pode ser feito de diversas maneiras, como por exemplo torrefação (para a produção de carvão), pirólise rápida (para a produção de um bio-óleo) e densificação, como a peletização (para a produção de um material homogêneo e compacto). É importante ressaltar que em todas estas tipos de pré-processamento de biomassa, é necessário realizar a secagem, a moagem e o peneiramento do material, visto que a existência de água atrapalha no processo de gaseificação (ANUKAM et al., 2016).

A gaseificação pode ocorrer em três tipos principais de gaseificadores: leito móvel ou leito fixo, leito fluidizado e fluxo arrastado, sendo que em escala comercial para materiais não renováveis, o mais utilizado é o de fluxo de arraste (ALVES, 2020).

A gaseificação em leito móvel ou fixo, pode ser dividida em *updraft* (contracorrente) e *downdraft* (cocorrente), e consiste basicamente em um leito que escoar em contra ou cocorrente com os agentes de gaseificação. O tipo mais comum de gaseificador de leito fixo é o

contracorrente, em que o material sólido é alimentado pelo topo e o agente gaseificador (ar ou oxigênio) é introduzido pela parte inferior, desta forma o sólido é convertido em gás na medida em que ele percorre o reator. A Figura 7 mostra um esquema deste tipo de gaseificador.

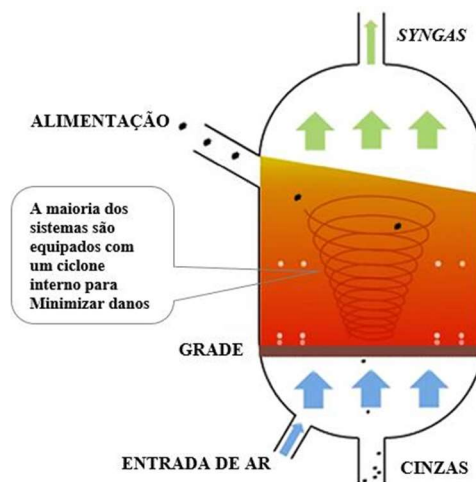
Figura 7: Gaseificador Contracorrente



Fonte: Adaptado de McKendry (2002)

No gaseificador de leito fluidizado, não existe zonas em que a temperatura é diferente como no de leito fixo, assim este tipo de gaseificador é isotérmico. Ele pode ser dividido em dois tipos diferentes: reator de leito borbulhante e de leito circulante. Neste tipo de equipamento o tamanho das partículas são um fator limitante, uma vez que podem ser arrastadas do equipamento. A Figura 8 mostra um esquemático deste tipo de gaseificador.

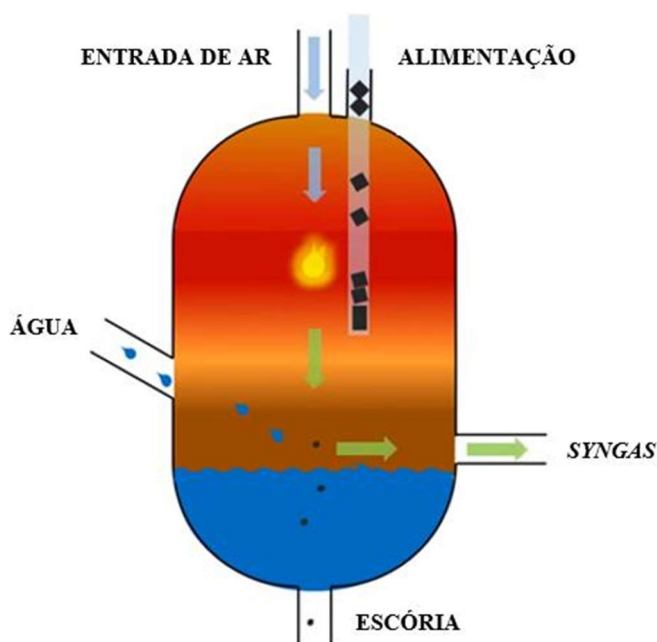
Figura 8: Gaseificador de Leito Fluidizado



Fonte: Oliveira e Cruz (2016), usada sob licença Creative Commons CC-BY-NC-ND

Por fim a gaseificação em fluxo de arraste, necessita de reatores em que a operação ocorre em temperaturas elevadas até superiores ao ponto de fusão das cinzas. Este tipo de gaseificador requer que as partículas sejam muito finas, ou até mesmo líquido, já que o tempo de residência é baixo. A Figura 9 mostra um esquemático deste tipo de gaseificador.

Figura 9: Gaseificador de Fluxo de Arraste



Fonte: Oliveira e Cruz (2016), usada sob licença Creative Commons CC-BY-NC-ND

Dentro dos Gaseificadores, ocorrem diversas reações químicas simultaneamente. Este processo, dependendo do tipo de reator, ocorrem entre 600°C até cerca de 1200°C, sendo que nessa faixa de temperatura as limitações energéticas impostas pelas cinéticas das reações são rompidas e as reações ocorrem. As principais reações que ocorrem na gaseificação são mostradas na Tabela 3 (MUH; TABET; AMARA, 2021; ALVES, 2020).

Tabela 3: Principais Reações no Processo de Gaseificação

Nome da Reação	Reação	Entalpia de Reação (kJ/mol)
Combustão total do carbono	$C + O_2 \rightarrow CO_2$	-393
Combustão Parcial do carbono	$2C + O_2 \rightarrow 2CO$	-221
Combustão do CO	$2CO + O_2 \rightarrow 2CO_2$	-283
Combustão do H ₂	$2H_2 + O_2 \rightarrow 2H_2O$	242
Boudouard	$C + CO_2 \leftrightarrow 2CO$	+173
Gaseificação à vapor	$C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$	+131
Water gas shift	$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$	+41
Reforma à vapor do Metano	$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3H_2$	+206
Metanação	$CO_2 + 4H_2 \leftrightarrow CH_4 + 2H_2O$	-165

Um dos materiais que podem ser utilizados na gaseificação é o bagaço de cana, uma biomassa lignocelulósica, como mostrado no item 2.3. A composição do bagaço é essencial para a produção do gás de síntese, porque dependendo da razão entre celulose e hemicelulose/lignina, maior ou menor será o rendimento do gás, já que a lignina está relacionada a formação de resíduos na gaseificação.

Outro ponto essencial para a gaseificação é o agente de gaseificação, que pode ser ar, oxigênio ou vapor de água. A escolha do agente gaseificador se dá pela qualidade e composição do gás de síntese resultante. Quando se utiliza oxigênio puro como agente gaseificador, o gás de síntese resultante é um gás com alto teor de hidrogênio e de monóxido de carbono e baixo teor de alcatrão e de nitrogênio, quando se comparado aos outros agentes (SIDEK; SAMAD; SALEH, 2020).

2.5.1 Características do Gaseificador de Fluxo Arrastado

Os gaseificadores de fluxo arrastado são um tipo de sistema de gasificação que utilizam altas temperaturas (normalmente entre 1100 e 1500 °C) e tempos de residência curtos para converter matérias-primas em um gás de síntese relativamente limpo, livre de alcatrão. Esses sistemas são caracterizados por partículas de combustível pequenas (normalmente menores que 100 mm) ou até mesmo líquido, como por exemplo o bio-óleo formado através da pirólise rápida da biomassa, que são inseridas junto com a corrente de gás oxigênio puro no gaseificador, que opera sob alta pressão (até 80 bar).

Os gaseificadores de fluxo arrastado são conhecidos por sua alta capacidade e conversão rápida de alimentação, com reações de gaseificação ocorrendo a uma taxa alta, permitindo altas eficiências de conversão de carbono na faixa de 98-99,5%. No entanto, o curto tempo de residência do gaseificador, as altas temperaturas e as altas pressões, aumentam a taxa de desgaste e diminuem a vida útil dos componentes do gaseificador (BASU, 2013).

Os gaseificadores de fluxo arrastado atualmente são amplamente utilizados para a gasificação em larga escala de carvão, coque de petróleo e resíduos de refinarias. No entanto, eles não são ainda utilizados em escala comercial para biomassa, devido ao alto teor de umidade e dificuldade do pré-tratamento. Dessa forma uma alternativa para utilizar este tipo de gaseificador utilizando a biomassa, seria a realização de uma pirólise rápida para a geração de um bio-óleo.

2.5.2 Pirólise rápida como pré-tratamento para gaseificação

No Processo de Pirólise Rápida acontece inicialmente o aquecimento da biomassa, através de uma fonte de calor, sendo que normalmente se utiliza areia quente. No reator de pirólise, na ausência de oxigênio e uma temperatura de aproximadamente 500°C, com a mistura

da biomassa e da areia, é produzido um gás que posteriormente é condensado em curtos tempos de residência. Na pirólise rápida, acontece a produção de três produtos principais: Os resíduos sólidos, os condensados e os gases não condensáveis. Os Resíduos sólidos e os condensados são misturados a fim de se formar uma suspensão e a fim de não se perder nenhum material nesta primeira etapa. Já os gases não condensáveis, são utilizados para fornecer o aquecimento para o próprio processo de pirólise rápida.

A vantagem de se realizar o processo de pirólise rápida é a produção de uma mistura energeticamente densa, que pode ser mais facilmente transportada para outros locais quando se comparada a biomassa seca. Com isto, é possível a produção descentralizada, ou seja, o local da planta de pirolise não precisa ser o mesmo da planta de gaseificação e não precisa ser o mesmo do local que gera esta biomassa. Outro ponto importante, é a homogeneização da biomassa, ou seja, quando se produz um bio-óleo se tem um composto definido (DAHMEN; SAUER, 2021).

2.6 Produção de Gás Carbônico

Durante a produção de etanol, um dos principais subprodutos é o dióxido de carbono. Os principais pontos onde ele é produzido são: na fermentação do caldo e na queima do bagaço de cana nas caldeiras (PROQR, 2021). Na fermentação o caldo de cana é misturado com um fermento com leveduras (*Saccharomyces cerevisia*) e esse microrganismo se alimenta do açúcar presente no caldo. Desta reação, a glicose é quebrada e assim são produzidos o etanol e o gás carbônico. Esse processo de fermentação, além do dióxido de carbono puro, gera um produto chamado vinho fermentado, que possui leveduras, açúcar e cerca de 10% de etanol. Este produto para chegar no etanol passa por mais duas etapas: a destilação e desidratação.

Outro ponto de produção de dióxido de carbono na planta é durante a cogeração de energia, a partir da combustão completa do bagaço de cana. Neste ponto, o gás residual gerado a partir desta queima, contém outros gases além do dióxido de carbono, ou seja, não é o gás em sua forma pura, como acontece no outro ponto citado, na fermentação.

Cabe destacar a grande quantidade de dióxido de carbono produzida durante a fermentação (1 l de etanol está associado com a geração de cerca de 425 l de CO₂, na temperatura e pressão do processo). Atualmente, o CO₂ gerado nas dornas de fermentação é descartado sem ser utilizado pelas destilarias. Assim, as usinas possuem à disposição durante o período de

processamento da cana um grande volume de dióxido de carbono que pode ser utilizado para as mais diversas finalidades (SONEGO, 2016).

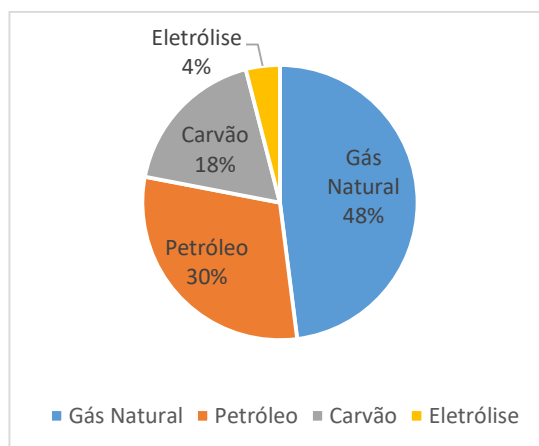
Outro ponto em que se pode conseguir o dióxido de carbono na produção de etanol é na queima do bagaço. O sistema de produção de energia elétrica queima uma mistura de bagaço com palha, em caldeiras com a finalidade de gerar vapor que movimentava turbinas e assim gerando eletricidade. Com a queima são liberados gases, entre eles o dióxido de carbono (CO₂). Estima-se que para cada MW de energia obtida através do sistema de cogeração são emitidos 0,268 toneladas de CO₂ (SCHWERZ; TURDERA, 2014).

2.7 Produção de Gás Hidrogênio

Nos dias atuais, a redução do uso dos combustíveis fósseis tem sido muito estudada, principalmente por conta da necessidade de redução de gases do efeito estufa. Um dos possíveis substitutos aos combustíveis fósseis é o gás hidrogênio, visto que ele é considerado um dos melhores vetores de energia e tem enorme potencial para concepção e produção de combustíveis no futuro. Entretanto, uma das principais dificuldades, além do processo produção é o que se diz a toda infraestrutura envolvida, como seu armazenamento e transporte. Por este motivo, combustíveis sintéticos, gerados a partir do gás de síntese são possíveis alternativas para o uso do hidrogênio em larga escala.

O gás hidrogênio pode ser obtido de diversas formas, como por exemplo: gás natural, biomassa, eletrólise da água e dentro da indústria clorossoda. A Figura 10, mostra a distribuição das fontes de produção de hidrogênio atualmente. Pode-se observar que as principais fontes, são as não renováveis, como gás natural e carvão.

Figura 10: Produção de Hidrogênio no Mundo



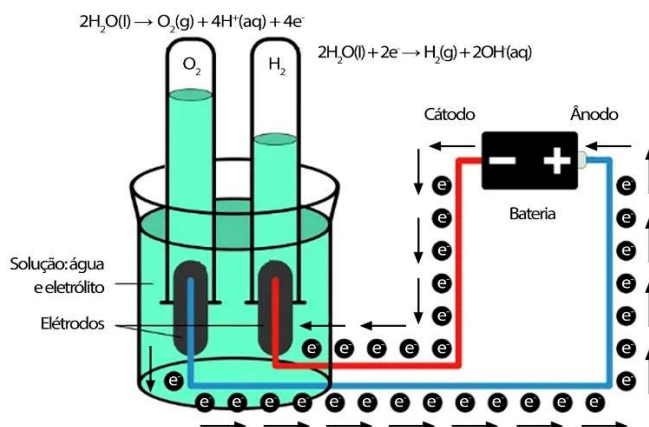
Fonte: Adaptado de LNG (2019)

O gás hidrogênio pode ser classificado em verde, azul e cinza, que são nomenclaturas dadas a partir da forma de produção do gás. O hidrogênio verde é aquele em que o gás é obtido a partir de um processo em que não haja emissão de carbono, como por exemplo a eletrólise da água utilizando uma fonte renovável. O hidrogênio azul, é aquele que é obtido a partir de fontes não renováveis, como combustíveis fósseis, porém há a captura e armazenamento deste gás. Por último o hidrogênio cinza é aquele que é obtido a partir da queima de combustíveis fósseis, principalmente gás natural, em um processo chamado de reforma a vapor do gás natural (DIFERENÇA... 2023).

Dentro da usina sucroalcooleira, além dos produtos principais que são etanol e açúcar, também existe a produção de energia elétrica a partir da queima do bagaço de cana, em um processo chamado de cogeração. Neste processo o bagaço de cana é queimado em fornalhas para gerar energia térmica em forma de vapor e energia elétrica, que ocorre da seguinte forma: o vapor gerado, gira uma turbina, que por sua vez produz energia elétrica. No Brasil em 2021, segundo a UNICA, 220 usinas de etanol/açúcar, comercializaram energia elétrica excedente a partir da cogeração com a queima do bagaço, num total de 20 TWh, sendo que mais de 130 usinas produziram energia elétrica, porém não comercializaram (UNICA, 2022). No Brasil a usina que mais fornece energia ao SIN (Sistema Interligado Nacional) é a CerradinhoBio, usina localizada no Estado de Goiás, que na safra de 2020/21, produziu cerca de 470 GWh de energia elétrica, com um processamento de 5 milhões de toneladas anuais de cana de açúcar para a produção de aproximadamente 442 milhões de litros de etanol hidratado proveniente da cana. A cogeração de energia a partir da queima de bagaço de cana, é considerada uma energia renovável, embora tenha a emissão de gás carbônico, assim pode-se concluir que a produção de hidrogênio a partir da eletrólise considerando a cogeração, é sustentável e verde.

A produção de hidrogênio verde é feita comumente a partir da eletrólise da água, neste processo, ocorre a decomposição da água (H_2O) em oxigênio (O_2) e hidrogênio (H_2) por conta da passagem de corrente elétrica pela água. Neste processo basicamente a fonte de energia é conectada em dois eletrodos, normalmente de platina ou iridium e colocado dentro da água. O hidrogênio será formado no cátodo, ou seja, onde a corrente é inserida e o oxigênio será formado no anodo, considerando que idealmente a cada mol de oxigênio formado será formado 2 mols de hidrogênio. A Figura 11 mostra um esquemático da eletrólise.

Figura 11: Eletrólise da Água

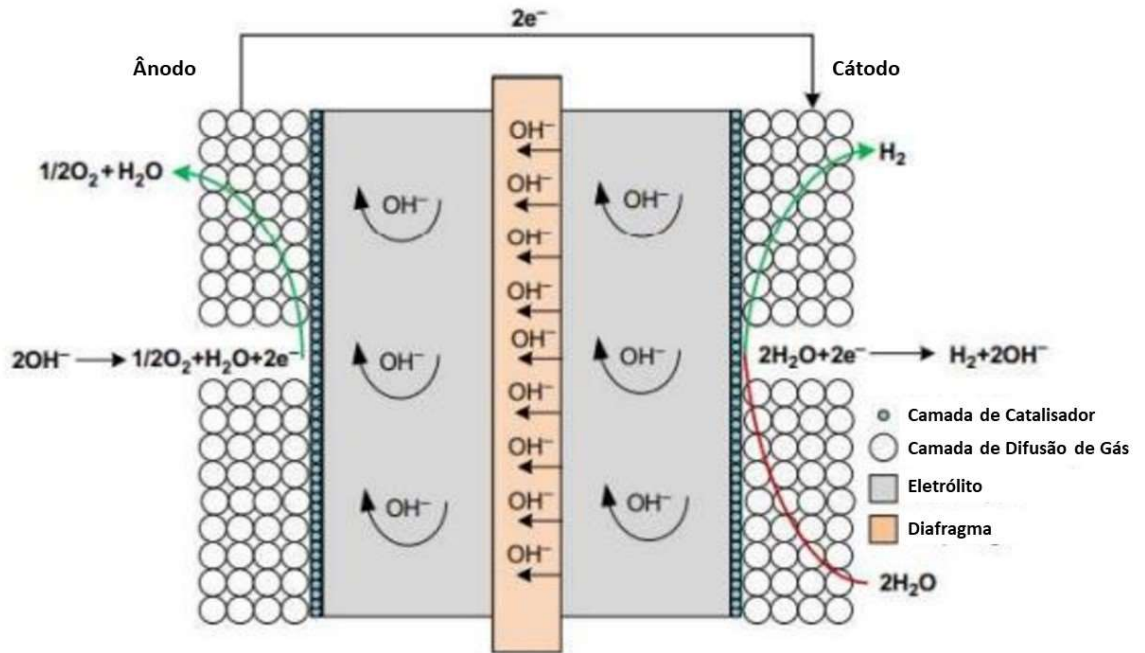


Fonte: Gomes (2022), usada sob licença Creative Commons CC—BY—NC—SA 4.0

A eletrólise da água pura requer um excesso de energia para que seja possível superar a barreira de ativação, porém para evitar isto são utilizados eletrólitos como sais, ácidos ou bases, dessa forma os eletrolisadores são classificados de acordo com o tipo de eletrólito, como por exemplo: eletrolisadores alcalinos, eletrolisadores de membranas de troca de prótons e eletrolisadores de óxidos sólidos.

Os eletrolisadores alcalinos são baseados uma solução de eletrólito líquido, como hidróxido de potássio ou hidróxido de sódio e uma temperatura de operação que varia entre 60°C e 100°. Neste tipo de eletrolisador o ânodo e o cátodo, são imersos no eletrólito líquido, que é uma solução básica. E são separados por um diafragma à prova de gás no qual ocorre a passagem de íons hidróxido. A Figura 12, mostra um esquema do funcionamento de um eletrolisador alcalino (SOUTO; NOGUEIRA, 2022).

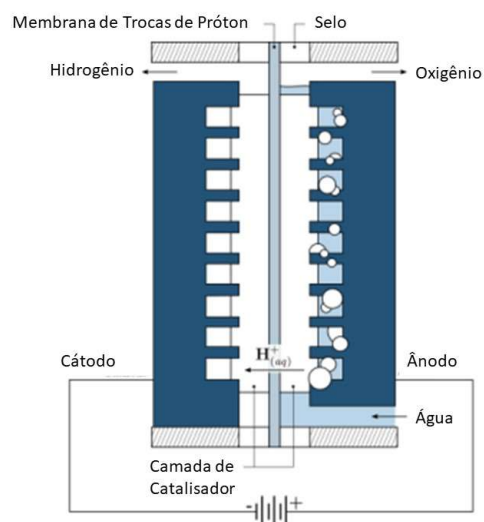
Figura 12: Funcionamento de um eletrolisador alcalino



Fonte: Souto e Nogueira, 2022, usada sob licença Creative Commons CC BY-NC-SA 4.0

Os eletrolisadores do tipo Membrana trocador de Prótons (PEM), possuem um eletrólito sólido, que é uma membrana polimérica. Neste tipo de eletrolisador, a água é alimentada no ânodo e os cátions de hidrogênio são transportados através da membrana polimérica, para que no cátodo sejam recombinados para a geração do gás hidrogênio. A Figura 13 mostra o Funcionamento de um eletrolisador do tipo PEM (VIDAS; CASTRO, 2021).

Figura 13: Funcionamento de um eletrolisador do tipo PEM



Fonte: Vidas e Castro (2021), usada sob licença Creative Commons CC-BY

Em escala comercial os tipos de eletrolisadores mais utilizados são os alcalinos, sendo que a empresa com maior fornecimento desses equipamentos é a ThyssenKrupp Nucera, que por sua vez utiliza este tipo de eletrolisador. A empresa é a líder mundial em produção de hidrogênio verde com mais de 600 projetos que totalizam 10GW de capacidade instalada em eletrolisadores pelo mundo (EPBR, 2022). No Brasil a ThyssenKrupp em conjunto com a Unigel está desenvolvendo a primeira fábrica de hidrogênio verde do Brasil no polo de Camaçari na Bahia, que deve entrar em operação no final de 2023 e quando estiver concluída será uma das maiores do mundo. Além da Unigel, diversas empresas brasileiras, principalmente da indústria da cloro-soda, estão realizando projetos e investimentos para a produção de hidrogênio verde no Brasil, como por exemplo a Unipar.

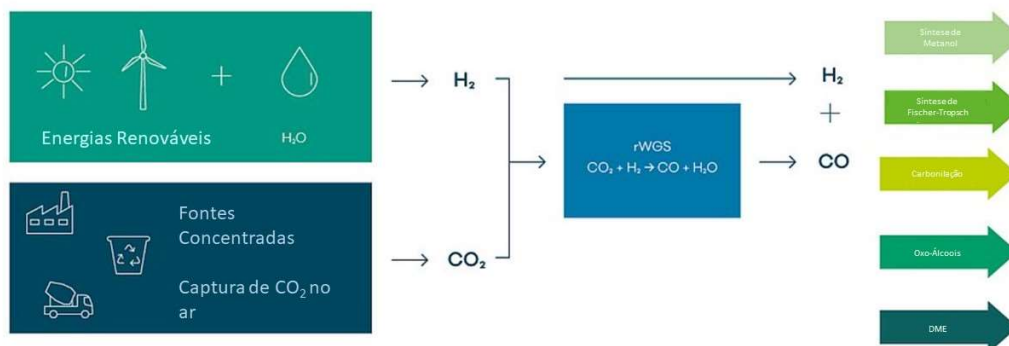
Segundo a fabricante ThyssenKrupp, cada eletrolisador alcalino tem uma potência de 20MW, produz cerca de 4000 Nm³/h, consome 1L de água por Nm³ e produz um gás hidrogênio de 300mbar de pressão e 99,9% puro (HYDROGEN... 2020).

O gás hidrogênio quando combinado com monóxido de carbono, forma-se o gás de síntese. Porém o gás em maior abundância é o dióxido de carbono, que também pode ser utilizado para formar o gás de síntese. Para transformar o CO₂ em monóxido de carbono, é preciso utilizar uma molécula de H₂, em um processo chamado reverse Water-gas-shift.

2.8 Reverse Water-Gas-Shift

A reação de reverse Water-Gas-Shift é um processo no qual o CO₂ é convertido em CO através da adição de hidrogênio. Essa reação é endotérmica e libera 41,2 kJ/mol. O reator rWGS utiliza um modelo de minimização de energia de Gibbs e de queimador adiabático para alcançar essa reação. Segundo o artigo de Zang et al. (2021) o reator deve operar em cerca de 600°C e 24,5 bar, para que assim a reação de formação de monóxido de carbono seja favorecida. Além disso, neste tipo de reator é necessário usar um catalisador para aumentar a eficiência, conforme König et al. (2015). Segundo Fasihi, Bogdanov e Breyer (2016), as altas temperaturas deste reator fazem com que seja necessário o uso de energia externa para o aquecimento. Após a reação de rWGS, é necessário remover a água formada, para isso se utiliza um tanque flash, como mostra o artigo de Zang et al. (2021). A Figura 14 mostra um esquemático simplificado da reação de rWGS.

Figura 14: Esquemático da reação de rWGS



Fonte: Adaptado de Reverse... (2022)

3. MATERIAIS E MÉTODOS

3.1 Definição de Premissas

Neste estudo, para avaliar, a possibilidade de produção de gás de síntese em uma usina sucroalcooleira se considerou algumas premissas, para as duas possíveis rotas para obtenção do gás de síntese, ou seja, aquela a partir da gaseificação do bagaço de cana (BtL) e aquela a partir da utilização da energia da cogeração para a produção de H₂ através da eletrólise e da utilização do CO₂ da fermentação (PtL).

As premissas estabelecidas foram:

- Uma tonelada de cana produz 276 kg de bagaço de cana com 50% de umidade (BIOMASSA... 2022);
- Apenas o bagaço de cana foi considerado como possível fonte de energia para a eletrólise ou para a gaseificação, não sendo assim consideradas outras biomassas (palha de cana ou outros resíduos);
- Uma tonelada de cana moída é capaz de gerar 70 kwh pelo processo de cogeração, sendo que 30 kwh são utilizados para o próprio funcionamento da planta (VIANA, 2011);

- Considerou-se uma planta com produção exclusiva de etanol hidratado, com 92,5 % de etanol em massa e uma densidade de 811 g/l e com capacidade de 81,75 l por tonelada de cana moída (CONTROLE... 2012; CERRADINHOBIO, 2022);
- Considerou-se a hipótese de uma planta de gás de síntese acoplada em usina sucroalcooleira com um processamento anual de 3,5 milhões de toneladas de cana por ano para a estimativa de custo de capital (CAPEX) e de custo operacional (OPEX).

3.2 Definição dos Processos

3.2.1 *Biomass-to-Liquids*

Neste processo de transformar o bagaço de cana em gás de síntese, diversas etapas devem ser realizadas, e diversas hipóteses devem ser assumidas. O processo escolhido para gaseificar o bagaço de cana foi baseado no processo Bioliq® desenvolvido pelo Karlsruhe Institute of Technology (KIT) que se baseia em transformar qualquer biomassa em uma pasta (mistura entre óleo e resíduos), através da pirólise rápida, antes da gaseificação em um gaseificador de fluxo arrastado.

O processo pode ser dividido em quatro etapas:

- Pré-tratamento do bagaço da cana;
- Pirólise Rápida;
- Gaseificação;
- Limpeza e Condicionamento do Gás de Síntese.

Na primeira etapa, a de pré-tratamento do bagaço de cana, ocorre a homogeneização de toda a biomassa. No pré-tratamento, o bagaço de cana necessita de três passos principais, moagem, peneiramento e secagem, para que após estas etapas o bagaço de cana esteja com características homogêneas, partículas menores que 3 mm e que ele esteja com um teor de umidade baixo. Para a pirólise rápida é necessário que o bagaço esteja no máximo a 10% de umidade, para evitar água no óleo formado no processo de pirólise rápida, já que isso interferiria no poder calorífico deste óleo (SILVA, 2013). No processo escolhido, considerou-se que o bagaço de cana seria secado de 50% a 2,8% como mostra o artigo de Schmitt et al. (2020).

Na etapa de pirólise rápida, inicialmente o bagaço de cana é misturado com um material condutor de calor, baseado no processo Bioliq® em que foi escolhido a areia, sendo que a

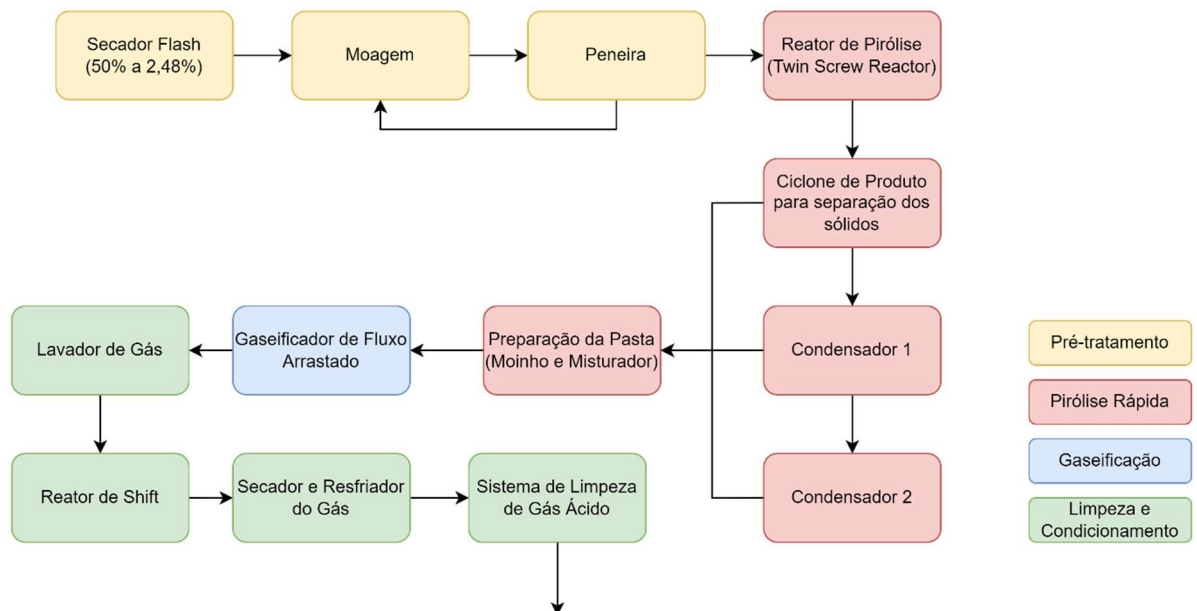
quantidade de areia é de cerca de 10 a 20 vezes a de biomassa. A areia antes de ser misturada com o bagaço é esquentada através do próprio gás gerado posteriormente na pirólise. Após a mistura, ambos são levados ao reator de pirólise do tipo “Twin-Screw” (Parafuso-Duplo), onde em um ambiente que há ausência de oxigênio e cerca de 500°C, é formado rapidamente, em curto tempos de residência, um gás que é posteriormente tratado. A primeira etapa de limpeza é um ciclone que separa partículas sólidas do gás. Estas partículas sólidas, são consideradas cinzas e elas não são descartadas. Após este primeiro ciclone, o gás é condensado em cerca de 90°C, formando o primeiro condensado, que é um condensado orgânico rico. Após este primeiro condensador, é feita a condensação do gás restante, onde é formado um condensado aquoso. Todo gás que sai da pirólise como incondensável é posteriormente queimado e utilizado no próprio processo de pirólise. Já os resíduos sólidos e os condensados são misturados com a finalidade de produzir uma pasta (NIEBEL et al., 2021).

Após a produção da pasta, ou seja, a mistura entre os condensados e os resíduos sólidos, acontece de fato a gaseificação. A corrente de pasta é alimentada no topo do gaseificador de fluxo arrastado junto com a corrente do agente gaseificador de forma cocorrente, no caso gás oxigênio puro, em uma temperatura de 1200°C e uma pressão de até 80 bar, uma vez que as altas temperaturas garantem quase completa conversão de carbono, como mostra o item 2.5.1. O gaseificador é cercado por uma parede de membrana resfriada por água, na qual é formada uma camada protetora, evitando possíveis processos de erosão e corrosão. Pelo fundo do gaseificador, todo material residual é descartado, em forma de escória. Já o gás de síntese, que sai do gaseificador, é um gás em que contém diversas impurezas além do hidrogênio e monóxido de carbono. Desta forma, necessita-se de um processo de limpeza e de condicionamento do gás, para limpar e ajustar a proporção entre os gases (DAHMEN; SAUER, 2021).

A limpeza e condicionamento do gás de síntese obtido é realizado com alta temperatura e alta pressão após a gaseificação, uma vez que isso ajuda a evitar perdas de calor e a necessidade de instalação de um compressor de gás de síntese para a eventual síntese de combustíveis. Na etapa de limpeza do gás são removidas impurezas que podem prejudicar os catalisadores durante a síntese de combustível que serão utilizados posteriormente. Algumas dessas impurezas são: sais alcalinos, HCl, H₂S, COS, CS₂, NH₃ e HCN. Para isso são usados filtros, torres de absorção e reatores catalíticos. Este processo de limpeza é comercialmente conhecido, como por exemplo o produzido pela empresa Rectisol. Além do processo de limpeza, é necessário realizar o processo de condicionamento, onde a proporção entre H₂ e CO são

ajustadas, para isso é necessário um processo chamado de Water Gas Shift (WGS), onde parte do CO é transformado em CO₂, através da injeção de água e assim é produzido mais H₂. Este processo acontece pois o processo de remoção de CO₂, é muito mais conhecido e utilizado comercialmente, do que a remoção de CO (DAHMEN et al.,2012). Neste estudo a proporção considerada para o gás de síntese produto foi de 2 mols de hidrogênio para 1 mol de monóxido de carbono, uma vez que os principais combustíveis, como metanol e combustíveis FT, necessitam desta proporção. A Figura 15 mostra um esquema simplificado do processo escolhido para este estudo, os fluxogramas mais detalhados se encontram no Anexo A.

Figura 15: Esquema simplificado do processo com conceito BtL



Fonte: Próprio Autor

3.2.2 Power-to-Liquids

Neste processo de utilizar a energia elétrica gerada no processo de cogeração para a produção de hidrogênio através da eletrólise da água e utilizar o dióxido de carbono produzido no processo de fermentação, são necessárias algumas etapas:

- Captura do CO₂ da fermentação;
- Produção de hidrogênio no processo de eletrólise;
- Reação de “Reverse Water Gas Shift” para a produção do gás de síntese;

Em usinas sucroalcooleiras, logo após a fermentação, a corrente de gás do produto leva consigo algum etanol, que é tratado na coluna de absorção, então assim é recuperado. A corrente

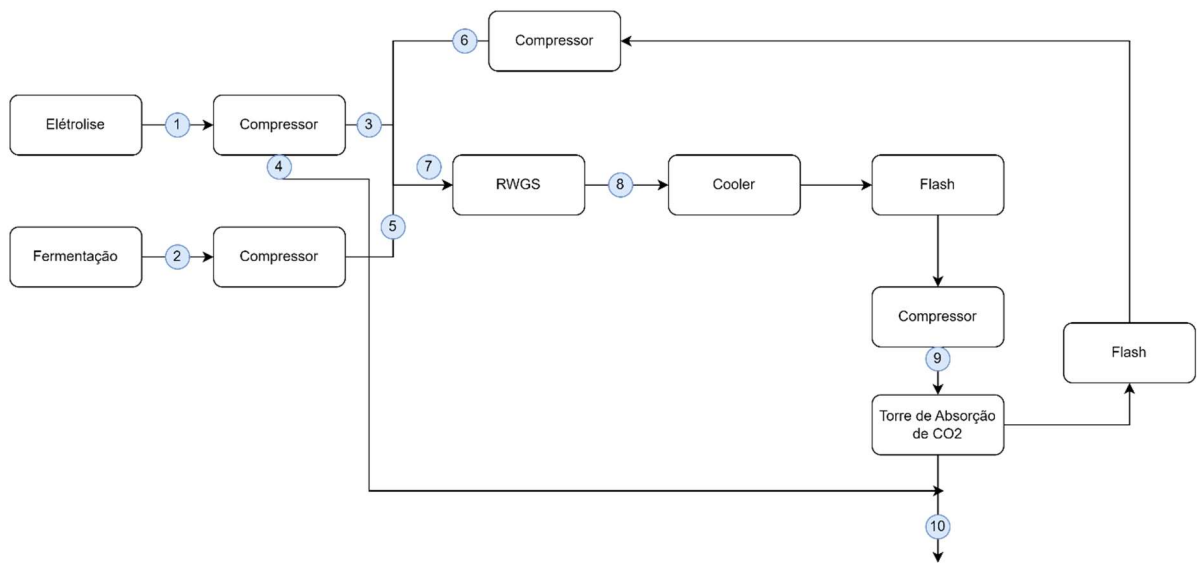
de gás saindo do absorvedor contém uma quantidade mínima de etanol (0,1%) e atualmente é liberada para a atmosfera. Neste estudo, a quantidade de CO₂ liberada foi considerada como uma matéria-prima sem custos para as refinarias, já que atualmente ela é descartada (BONFIM-ROCHA et al., 2018).

Para a produção de hidrogênio, diferentes tipos de processos para eletrólise podem ser encontrados na literatura, cada um deles com um mecanismo de reação distinto para produzir hidrogênio. Em geral, existem três tipos principais de eletrólise disponíveis: alcalino (AEC), membrana polimérica de eletrólito (PEM) e eletrólise de óxido sólido de alta temperatura (SOEC). Atualmente, os eletrolisadores do tipo PEM e AEC são os mais utilizados em escalas comerciais (BONFIM-ROCHA et al., 2018). Para este trabalho foi considerado um eletrolisador alcalino comercial da ThyssenKrupp.

A última etapa para a produção do gás de síntese é a chamada “Reverse-Water-Gas-Shift”, onde o hidrogênio e o dióxido de carbono reagem em um reator catalítico e com a proporção de 3 mols de H₂ para 1 de CO₂. Esta reação é endotérmica e necessita ser realizada em altas temperaturas e altas pressões, sendo a mais usual de 600°C e 25 bar. Além da reação principal, ocorreria reações secundárias, de formação de metano, porém para isto não acontecer é utilizado catalisadores (KÖNIG et al., 2015).

A Figura 16 mostra um diagrama de blocos do processo escolhido para este estudo para a produção de gás de síntese através da utilização de energia e captura de dióxido de carbono. É importante ressaltar que a reação de rWGS não ocorre com 100% da conversão de CO₂ em CO, dessa forma são necessárias algumas etapas posteriores para tratamento do gás como separador flash, para separar o gás da água e coluna de absorção para remover o CO₂ não convertido. Segundo Zang et al. (2021), a conversão de CO₂ em CO, foi considerada de 36%, utilizando o catalisador BaCe_{0.2}Zr_{0.6}Y_{0.16}Zn_{0.04}O₃ e uma absorção de aproximadamente de 81,5% de CO₂ utilizando etilenoglicol. As correntes indicadas na Figura 16 estão presentes no balanço de massa apresentado no Apêndice D.

Figura 16: Produção de gás de síntese – Conceito PtL



Fonte: Próprio Autor

3.3 Cálculo de Rendimentos

Para o cálculo dos rendimentos de ambas as rotas, inicialmente foi necessário definir uma base de cálculo para efeito de comparação. Para isso, foi adotado algumas premissas como mostradas no item 3.1 e foi definido que os cálculos seriam referentes a 1 tonelada de bagaço de cana excedente, ou seja, aquilo que atualmente não é usado para o funcionamento da planta e o que seria vendido em forma de energia elétrica para a rede, considerando que uma tonelada de cana moída, geram 276 kg de bagaço úmido e 40 kwh de energia excedente (VIANA, 2011). Com as informações obtidas na literatura, foi possível calcular o quanto de cana deve ser moída para obter essa quantidade de bagaço excedente e a quantidade de energia elétrica que seria cogenerada com esta mesma quantidade.

Com a base de cálculo definida, e todos os processos e operações unitárias definidas para ambas as rotas, buscou-se na literatura, informações de rendimentos existentes, conforme os itens a seguir.

3.3.1 Cálculo do Rendimento pela rota da gaseificação (BtL)

Para o cálculo do rendimento na rota da gaseificação, o processo foi dividido em três partes, a do pré-tratamento do bagaço, a da pirólise rápida do bagaço de cana e da gaseificação da pasta formada na etapa anterior.

Um importante passo para calcular o rendimento pela rota da gaseificação, é o fato que como foi adotado uma base de cálculo de 1 tonelada de bagaço excedente, nem todo deste material seria destinado a pirólise/gaseificação, uma vez que parte deste bagaço seria utilizado na forma de energia elétrica para sustentar o próprio processo. Desta forma, se calculou, iterativamente a quantidade de bagaço que seria destinado a gaseificação e a quantidade que seria destinada a cogeração de energia, com base na energia necessária para processar uma tonelada de bagaço úmido.

3.3.1.1 Pré-Tratamento da Biomassa

Para o cálculo do rendimento e da quantidade de energia necessária para as etapas de moagem, peneiramento e secagem do bagaço de cana com 50% de umidade para 2,8% de umidade, utilizou-se os dados presentes no artigo de Trippe (2010) e no relatório feito pela PROQR (2021). Neste ponto é importante destacar que é necessária energia elétrica para as operações de processamento do sólido e de energia térmica para realizar a secagem.

3.3.1.2 Pirólise Rápida

Com a finalidade de se calcular a quantidade de pasta, ou seja, suspensão formada pelos condensados orgânicos e os sólidos residuais da pirólise, utilizou-se como referência o artigo de Schmitt et al. (2020). Este artigo técnico traz o rendimento e a composição dos produtos após a pirólise rápida do bagaço de cana na planta piloto existe no KIT (Karlsruhe Institute of Technology). Além do rendimento após o processo, também é necessário saber a quantidade de energia elétrica e térmica necessária para o processo e para isto foi utilizado a tese de Trippe (2013), uma análise tecno-econômica para a pirólise rápida de biomassa (palha de trigo) e gaseificação. Nesta tese, o autor coloca a demanda de energia elétrica que cada equipamento necessita, dessa forma foi calculado o quanto de energia seria necessário para cada tonelada de bagaço úmido excedente. Além disto, é importante destacar que toda energia térmica necessária no processo de pirólise, é fornecida pelo chamado gás não condensável (TRIPPE et al., 2010).

3.3.1.3 Gaseificação, Limpeza e Condicionamento do Gás

Com a finalidade de estudar o rendimento da gaseificação da mistura formada na pirólise, considerou-se que o gás de síntese final tem uma composição de 2 mols de hidrogênio para 1 mol de monóxido de carbono, já que com esta composição diversos combustíveis podem ser sintetizados como metanol e aqueles que são originados pelo processo de Fischer-Tropsch. Para encontrar o rendimento da gaseificação da conversão da mistura formada na etapa de pirólise rápida, se fez necessário consultar a análise tecno-econômica completa da produção de combustíveis a partir de biomassa, utilizando o processo Bioliq®, desenvolvida por Trippe (2013), onde ele calcula a produção de diversos gases de síntese de acordo com o combustível final desejado. Além do rendimento, também foi necessário encontrar a demanda energética de todas as etapas do processo, sendo que para isso também foi utilizada essa análise econômica (Trippe, 2013). Além dessa análise, foi considerado também o artigo de Dahmen e Sauer (2021), que traz um compilado de estudos econômicos utilizando o processo Bioliq®.

3.3.2 Cálculo de Rendimentos pela produção de H₂ e uso do CO₂ da fermentação

Para o cálculo do rendimento pela rota da produção de H₂ através da pirólise, o processo foi dividido em três partes, a do cálculo da quantidade de hidrogênio que seria produzido com toda energia gerada na cogeração adotando a base de cálculo mostrada no item 3.3, a do cálculo de CO₂ disponível após a fermentação considerando as premissas definidas no item 3.1 e do cálculo do rendimento após a reação de rWGS (Reverse Water-Gas-Shift), onde seria produzido o gás de síntese com proporção de 2 mols H₂ para 1 mol de CO.

3.3.2.1 Cálculo da Produção de H₂

Para o cálculo da produção de H₂ considerou-se que parte da energia produzida no processo de cogeração seria utilizada para a eletrólise da água, uma vez que outra parte deve ser utilizada para a reação de rWGS e para os equipamentos. Para calcular a quantidade de hidrogênio produzida utilizaram-se dados comerciais disponíveis na internet da empresa ThyssenKrupp. Esta empresa produz eletrolisadores alcalinos capazes de produzir grandes quantidades de hidrogênio, sendo que ela disponibiliza duas opções, uma de 10 MW, que produz 2000 Nm³/h (179,76 kg/h) de hidrogênio e outra de 20 MW que produz 4000 Nm³/h

(359,52 kg/h). Para este eletrolisador, estima-se que se consumam aproximadamente 55,6 kwh para a produção de 1kg de hidrogênio (HYDROGEN... 2020).

3.3.2.2 Cálculo da Produção de CO₂

Para estimar o cálculo da produção de CO₂, utilizou-se a premissa mostrada no item 3.1, em que se supõe uma usina exclusiva de etanol hidratado e a base de cálculo é 1 tonelada de bagaço excedente, ou seja, o processamento de cerca de 6,34 toneladas de cana. Para o cálculo da produção de dióxido de carbono, considerou-se que o produto desta usina contém 92,5 % de etanol em massa e uma densidade de 811 g/l e a capacidade dela é produzir cerca de 81,75 l por tonelada de cana moída. Além disso, considerou-se que a cada 1 mol de etanol puro é produzido 1 mol de CO₂.

Com estes dados, é possível calcular a quantidade de CO₂ gerados para produzir 1 kg de bagaço excedente e desta forma comparar com a produção de hidrogênio para analisar, qual componente está em excesso na planta.

3.3.2.3 Cálculo da Produção de Gás de Síntese

Para o cálculo da quantidade de gás de síntese produzido a partir de 1 tonelada de bagaço excedente, primeiramente se fez necessário encontrar os valores que seriam gastos durante a produção de gás de síntese, para isto utilizou-se os artigos de Zang et al. (2021) e Fasihi, Bogdanov e Breyer (2016). Com estes valores encontrados, foi possível calcular quanta energia estaria disponível para a eletrólise e assim, para produção de hidrogênio. Para o balanço de massa e cálculo de rendimento da produção de gás de síntese, utilizou-se algumas informações encontradas na literatura. Segundo Zang et al. (2021), 36% do CO₂ que entra no reator rWGS é convertido a CO, sendo que o restante é absorvido em uma torre absorvedora com capacidade de remover 81,5% de CO₂ e que é recirculado para o processo. Além disso o gás de síntese passa por tanque flash para remover a água formada na reação de rWGS e por compressores, que demandam certa quantidade de energia.

3.4 Cálculo de Custo de Capital

3.4.1 Premissas para ambas as rotas

Para o cálculo de uma estimativa de custo de capital para ambas as rotas, foi necessário definir algumas premissas, como por exemplo a capacidade da planta de etanol hidratado, em que a planta de gaseificação estaria acoplada, para assim saber a quantidade de energia ou bagaço de cana disponível como matéria-prima para as duas rotas. Considerou-se então uma usina exclusiva de produção de etanol hidratado com capacidade de processamento de 3,5 milhões de toneladas de cana por ano, que é considerada uma capacidade média no Brasil, segundo Bonfim-Rocha et al. (2018). Além disso considerou-se uma operação anual de 7008 horas, ou seja, operação de 292 dias por ano (TRIPPE et al., 2010).

Além disso, nesta planta, considerou-se as premissas mostradas, no item 3.1, em que uma tonelada de cana processada, gera 40 kWh de energia excedente e 30 kWh de energia para funcionamento da própria planta de etanol. Dessa forma, considera-se que com uma capacidade de processamento de 3,5 milhões de cana por ano, a energia excedente disponível para outros processos, seria de 140 milhões de kWh por ano (19,98 MWh por hora) ou 552 mil toneladas de bagaço de cana úmido por ano (78,77 t/h).

3.4.2 Metodologia para estimativa de CAPEX

Dentro da área de estimativas de custos para projetos industriais, existem diversas metodologias para estimar o CAPEX, que significa “*Capital Expenditures*”, ou em português Despesas de Capital. Neste estudo, a metodologia aplicada para estimar o custo total de investimentos para as duas rotas, foi a descrita por Peters, Timmerhaus e West (2003), conhecida como Fator de Lang. Neste trabalho o autor se baseia no cálculo do CAPEX, a partir da estimativa de preço dos equipamentos utilizados na planta.

Para encontrar o valor de cada equipamento, foi necessário primeiramente consultar a literatura para a busca de equipamentos semelhantes aos utilizados nos processos descritos no item 3.2 e em seguida realizar o ajuste de capacidade, ou seja, calcular o novo preço para uma nova capacidade, sendo que para isto se utilizou a equação 1 (HARO et al., 2013), onde n é o fator de escala, que varia entre 0,3 e 0,9. Este fator pode ser encontrado na literatura, porém caso não seja encontrado, se utiliza o valor médio de 0,6.

$$Custo_{nova\ capacidade} = Custo_{Capacidade\ Base} * \left(\frac{Nova\ Capacidade}{Capacidade\ Base} \right)^n \quad (1)$$

Após encontrar o valor de cada equipamento é necessário corrigi-lo, seja por conta da moeda, do ano ou do local. Para corrigir o valor encontrado com a moeda, é utilizado o valor médio de cotação no ano em que se deseja realizar o ajuste. No estudo proposto, o único ajuste de moeda realizado foi de euro para dólar, onde se utilizou o valor médio de cotação em 2021 (IRS, 2022).

Para corrigir o ano, é necessário utilizar um índice de ajuste de inflação, como mostra a Equação 2, sendo que um índice muito utilizado é o *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI), que é atualizado todos os anos. O CEPCI é um índice comumente utilizado para plantas localizados nos Estados Unidos, desta forma, também existe outros índices para outros locais. Para a Alemanha, por exemplo, existe o índice divulgado anualmente pela Associação das indústrias químicas alemãs (VCI). Neste estudo, se utilizou o CEPCI para corrigir os valores dos equipamentos com referência no Estados Unidos, que são os equipamentos utilizados na planta com conceito *Power-to-Liquids* (COST... 2022) e utilizou-se o VCI para corrigir os equipamentos com referência da Alemanha, que são os equipamentos utilizados com o conceito *Biomass-to-Liquids* (VCI, 2017; VCI, 2022).

Por fim, para corrigir o local, é utilizado o fator de localização, também conhecido como fator Brasil, que consiste na aplicação de impostos e taxas de importação dos produtos (frete). A referência utilizada para este fator foi o livro de Vazzoler (2017), onde ele informa os fatores de tropicalização referente a uma planta localizada nos Estados Unidos no ano de 2016 para diversos países, sendo que para o Brasil o valor é de 1,42. A Equação 3 mostra como realizar esta correção.

$$Custo_{Ano\ Desejado} = Custo_{Ano\ Refer\ência} * \left(\frac{Ind\íce_{Ano\ Desejado}}{Ind\íce_{An\ Refer\ência}} \right) \quad (2)$$

$$Custo_{País,2016} = Custo_{EUA,2016} * Fator_{País} \quad (3)$$

Após corrigir todos os valores encontrados na literatura, é possível calcular o CAPEX utilizando fatores de multiplicação (Fator de Lang), que representam a porcentagem que aquele custo representaria. Na Tabela 4, está detalhado todos os custos incluídos na metodologia trazida por Peters, Timmerhaus e West (2003), onde CE, significa custos dos equipamentos

utilizados no processo. É importante notar que o Fator de Lang escolhido para ambos as rotas foi o referente a processos envolvendo fluidos.

Tabela 4: Fatores para Cálculo de CAPEX (PETERS, TIMMERHAUS E WEST, 2003)

CUSTOS DIRETOS DE IMPLANTAÇÃO	
Valor dos Equipamentos Principais	100% x CE
Instalação de Equipamentos	47% x CE
Tubulação	68% x CE
Instrumentação e Controle	36% x CE
Equipamentos e Materiais Elétricos	11% x CE
Edifícios	18% x CE
Instalações de serviço	70% x CE
Melhoria do Terreno	10% x CE
Total dos Custos Diretos	360% x CE
CUSTOS INDIRETOS DE IMPLANTAÇÃO	
Engenharia e Supervisão	33% x CE
Despesas de Construção	41% x CE
Taxa de empreiteiros	22% x CE
Despesas Legais	4% x CE
Contingência	44% x CE
Total de Custos Indiretos	144% x CE
Capital de giro	89% x CE
CAPEX total	593% x CE

3.4.3 Cálculo de Custo de Capital para a planta de pirólise e gaseificação para a produção de gás de síntese (BtL)

Para o cálculo do custo de capital para a planta de pirólise, gaseificação e limpeza e condicionamento de gás de síntese, conceito *Biomass-to-Liquids*, utilizou-se como referência o artigo de Dahmen e Sauer (2021), que traz um compilado de avaliações técnicas e econômicas para a produção de gás de síntese a partir do processo Bioliq®, que se baseia na pirólise rápida e gaseificação da palha de trigo. Também foi utilizada a tese de Trippe (2013) onde o autor

utilizou resultados de uma planta piloto para uma avaliação técnico-econômica de uma planta de larga escala que seria situada na Alemanha.

Além disso, selecionaram-se os principais equipamentos a serem adquiridos tanto para a pirólise, como para gaseificação, como para a limpeza e condicionamento do gás.

Quanto a capacidade de produção, calculou-se em base do processamento de 31,5 toneladas por hora de bagaço de cana com uma umidade de 50% e se considerou a produção de um gás de síntese com uma proporção de 2:1 em mols. A escolha da capacidade da planta está diretamente relacionada aos resultados obtidos pelo rendimento, como mostra o item 3.3.1, uma vez que é necessário descobrir o valor de bagaço que seria destinado a gaseificação e a quantidade que seria destinado a cogeração de energia. As 31,5 toneladas de bagaço de cana com 50% de umidade, que é a umidade do bagaço após a extração do caldo, são aproximadamente 16,19 toneladas de bagaço seco. Em uma usina com processamento de 3,5 milhões de cana por ano, a quantidade de bagaço de cana (50% úmido) que estaria disponível para uso e que representam os 140 milhões de kwh gerado por ano, conforme o item 3.4.1, seria de aproximadamente 78,8 toneladas por hora.

Como é necessário a utilização de energia excedente da planta de etanol para o processo, nem todo bagaço que atualmente é utilizado para a geração de energia, seria utilizado para a gaseificação além disso parte da energia seria utilizada também para a nova planta instalada. Desta forma, das 78,8 toneladas por hora de bagaço que estariam disponíveis, considerou-se a utilização de 31,5 toneladas, para o processo de pirólise e gaseificação e o restante seria utilizado na cogeração para suprir o próprio processo.

Na tese de Trippe (2013), a avaliação econômica foi calculada utilizando como referência a produção de 102 t/h de gás de síntese (2:1) para a planta de gaseificação utilizando como matéria prima 192 t/h de pasta (produto da pirólise rápida). Já neste estudo considerou-se uma planta de gaseificação para processar somente a quantidade de pasta resultante do processamento de 31,5 t/h de bagaço 50% úmido, já que este estudo busca a construção de uma planta acoplada em uma usina sucroalcooleira. É importante ressaltar que foram selecionados apenas os equipamentos que fazem parte do limite de bateria deste estudo, ou seja, produção de gás de síntese apenas e que todos os valores dos equipamentos foram ajustados de acordo com as equações apresentadas no item 3.4.2.

Os principais equipamentos segundo Trippe (2013), que foram considerados para a planta de pirólise foram: sistema de moagem, secador, peneira, sistema de transporte de areia (elevador e bunker), filtros, trocadores de calor, queimador de gás, resfriadores, quench,

condensadores, tanques de armazenagem e misturador. Para a planta de gaseificação, os principais equipamentos foram: tanques de armazenamento e de mistura, compressor de oxigênio, sistema de utilidades (bombas, tratamento de água, desmineralização), gaseificador de fluxo arrastado, reator shift, lavadores de gás, bombas, filtros, trocadores de calor, resfriadores, sistema de limpeza do gás (lavador de gás ácido), sistema de tratamento da escória. Em suma, a planta de gaseificação pode ser dividida em alguns subgrupos como: pré-tratamento da biomassa, pirólise rápida e sistema de aquecimento com areia quente, extração dos produtos (pirólise rápida) em três etapas, preparação da pasta, gaseificação, sistema de utilidades para pirólise e gaseificação, sistema de condicionamento do gás de síntese, sistema de limpeza do gás de síntese e tratamento da escória. Mais detalhes sobre os equipamentos são mostrados na seção de resultados e a lista completa dos equipamentos considerados pode ser vista no apêndice A.

Para o cálculo do custo de cada equipamento, foi adotada a metodologia mostrada no item 3.4.2, sendo que foi considerada como fonte principal dos valores do equipamento os artigos de Trippe et al. (2010; 2011) e Trippe (2013). Cabe-se ressaltar que o valor de cada equipamento considerado por Trippe é para o ano de 2011, em euros e na Alemanha, dessa forma todos estes valores devem ser corrigidos para que o valor final esteja no ano de 2021, em dólares e no Brasil.

3.4.4 Cálculo de Custo de Capital para a eletrólise, reator de rWGS e absorção de CO₂ (PtL)

Para o cálculo da planta feita a partir do conceito *Power-to-Liquids*, usou-se como referência o artigo de Zang et al. (2021), que tem como tema a produção de combustíveis FT, a partir de hidrogênio e CO₂, porém neste artigo a eletrólise não faz parte do limite de bateria do estudo. Desta forma, utilizou-se o artigo de Shi et al. (2020), para estimar o CAPEX, em separado, da planta de eletrólise para a produção de gás hidrogênio.

Neste estudo, a partir das premissas mostradas no item 3.4.1, considerou-se que toda energia excedente produzida pela planta de etanol hidratado que processa 3,5 milhões de toneladas por ano, seria utilizada para a planta de produção de gás de síntese, sendo parte para eletrólise, parte para a reação de rWGS e parte para o funcionamento dos equipamentos, como compressores.

Os equipamentos considerados para a essa planta de gás de síntese foram: um eletrolisador, dois compressores para o gás carbônico (1 para reciclo e outro para alimentação

a partir da fermentação), 1 compressor para o hidrogênio, 1 reator rWGS, 1 tanque flash para separação da água e gás, 1 resfriador, 1 compressor de gás de síntese e 1 sistema de remoção de CO₂ (torre absorvedora + tanques flash). O valor de cada equipamento foi encontrado na literatura, sendo o eletrolisador no artigo de Shi et al. (2020) e o restante dos equipamentos no artigo de Zang et al. (2021). É importante ressaltar que os valores dos equipamentos foram corrigidos, primeiramente pela capacidade, depois pelo índice CEPCI e por último pelo fator de localização.

Para encontrar o CAPEX total desta planta foi necessário utilizar os procedimentos descritos no item 3.4.2, sendo que o CAPEX do eletrolisador foi somado após o cálculo do CAPEX do restante da planta, uma vez que a referência mostra o CAPEX total para o eletrolisador, não apenas o valor do equipamento.

3.5 Cálculo de Custo Operacional

Além do custo de capital (CAPEX) é essencial o cálculo do custo operacional (OPEX) anual para posteriormente calcular o custo de produção do produto, utilizando o rendimento mostrado no item 3.3. O custo operacional, além das matérias primas, insumos e utilidades leva em conta outros fatores como o custo de capital, custo de pessoal, custo de manutenção, custo de seguro e custo de impostos. O artigo de Trippe et al. (2011), mostra a metodologia para calcular este custo operacional, como mostra a equação 4.

$$\text{OPEX} = \text{CAPEX} * (P_a + P_m + P_t + P_l) + C_{\text{Pessoal}} + C_{\text{Consumiveis}} \quad (4)$$

P_a é o fator de anuidade, que é o investimento inicial (CAPEX) estimado anteriormente, em uma série de pagamentos idênticos por um determinado número de anos. Esses pagamentos idênticos representam juros e pagamento do investimento em capital. O fator de anuidade é calculado de acordo com a Equação 5, onde é estimado um número de anos para funcionamento (n) e uma taxa de juros (i).

$$P_a = \frac{i \cdot (1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad (5)$$

P_m é o custo de manutenção anual, segundo Trippe et al. (2011), cada equipamento/sistema possui um percentual em relação ao CAPEX, porém pode-se utilizar o valor médio de 5% para todos os equipamentos.

P_t é o custo com impostos e P_i é o custo com seguros, sendo que ambos podem ser estimados, segundo Trippe et al. (2011) como 1% ao ano cada.

O custo anual com funcionários depende da quantidade de funcionários a serem considerados, porém segundo Trippe et al. (2011), pode ser estimado em 1% do CAPEX.

Por fim, o custo com consumíveis é calculado a partir da quantidade necessária de matéria prima e utilidades de acordo com o item 3.3. Para encontrar os valores de água, eletricidade, oxigênio, foi considerado os valores encontrados na literatura que se encontram na Tabela 5. O valor utilizado para energia foi baseado no valor médio de venda que uma usina de etanol vendeu na safra de 2021/22, já que a energia excedente ao invés de ser vendida, neste estudo será reaproveitada para a produção de gás de síntese (CERRADINHOBIO, 2022). É importante ressaltar que a conversão de dólar para real utilizada foi de R\$5,00 para US\$1,00.

Tabela 5: Valor considerado para todas as utilidades

Utilidade	Preço (US\$)	Referência
Oxigênio (por t)	\$228,2	Bonfim-Rocha et al., 2018
Água (por m ³)	\$0,63	O Custo..., 2020
Eletricidade (por kwh)	\$0,05	CerradinhoBio, 2022

3.5.1 Cálculo de Custo Operacional para a planta de pirólise e gaseificação para a produção de gás de síntese (BtL)

Para encontrar o valor do custo operacional para a planta com o conceito BtL, utilizou-se a metodologia explicada no item 3.5. Para encontrar a quantidade de consumíveis utilizado nesta rota, ou seja, de energia, de bagaço de cana, de oxigênio, de água e de catalisador, utilizou-se algumas premissas:

- A quantidade de energia gasta foi considerado como o valor excedente de energia, que seria vendido (CERRADINHOBIO, 2022);
- O valor do bagaço está incluso no valor da energia;
- A quantidade de oxigênio necessária é de 390,6 Nm³ (558,2 kg) a cada 1 tonelada de pasta gaseificada (TRIPPE et al., 2011);

- A quantidade de água para o processo de pirólise rápida é de aproximadamente 0,27 m³ de água para cada tonelada de bagaço de cana úmido (50%) (TRIPPE et al., 2010);
- A quantidade de água para o gaseificador (Quench) é de aproximadamente 1,3 m³ de água por tonelada de pasta (TRIPPE et al., 2011);
- O valor do catalisador foi considerado a partir do artigo de Trippe et al. (2011) .

3.5.2 Cálculo de Custo Operacional para a eletrólise, reator de rWGS e absorção de CO₂ (PtL)

Para encontrar o valor do custo operacional para a planta com o conceito PtL, utilizou-se a metodologia explicada no item 3.5. Para encontrar a quantidade de consumíveis utilizado nesta rota, ou seja, de energia, de água e de catalisador, utilizou-se algumas premissas:

- A quantidade de energia gasta foi considerado como o valor excedente de energia, que seria vendido (CERRADINHOBIO, 2022);
- A quantidade de água necessária para eletrólise é de 1 l para 1 Nm³ de hidrogênio produzido (HYDROGEN... 2020);
- O valor do catalisador foi considerado a partir do artigo de Zang et al. (2021);
- O CO₂ utilizado nesta rota é considerado como custo zero, uma vez que atualmente ele é descartado.

4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1 Bases de Cálculo

Primeiramente, antes de calcular o rendimento de cada rota proposta, foram calculadas algumas bases de cálculo de acordo com as premissas estabelecidas no item 3.1. Estes resultados estão contidos na Tabela 6.

Tabela 6: Base de Cálculo adotada para cálculo dos rendimentos

1 tonelada de Bagaço úmido Excedente numa usina sucroalcooleira	
Umidade do Bagaço:	50%
Quantidade de cana de açúcar necessária:	6,34 toneladas
Quantidade total de bagaço gerado	1,75 toneladas

Quantidade de etanol hidratado produzido (92,5% de etanol):	0,42 toneladas
Quantidade de CO ₂ gerado na fermentação:	0,37 toneladas
Quantidade de Energia Excedente disponível para os processos:	253,62 kwh

Além das premissas necessárias, foi preciso buscar na literatura a composição do bagaço de cana seco, para assim ser possível a realização de cálculos para a rota da pirólise e gaseificação. Os dados de composição elementar obtidos por Schmitt et al. (2020), se encontram na Tabela 7.

Tabela 7: Resultados da caracterização do bagaço de cana-de-açúcar

Umidade residual (%)	2,80
Análise elementar	
Carbono (%)	47,40
Hidrogênio (%)	6,14
Nitrogênio (%)	0,28
Enxofre (%)	<0,1
Oxigênio (%)	46,18

4.2 Cálculo do rendimento da rota “Biomass-to-Liquid”

Para o cálculo do rendimento da rota da pirólise e gaseificação, foi preciso, primeiramente calcular a quantidade de energia que seria gasta em todo o processo, que envolve: pré-tratamento do bagaço (moagem e secagem), pirólise do bagaço, gaseificação da pasta formada na pirólise e por fim limpeza e condicionamento do gás de síntese formado. Na Tabela 8 mostrada, foi calculada segundo Trippe (2013), onde mostra a quantidade que seria necessária de energia elétrica para processar 1 tonelada de bagaço de cana a 50% de úmido (no estudo é considerado o processamento de palha de trigo). Cabe ressaltar, que inicialmente para a secagem do bagaço 50% úmido foi considerado a utilização do calor residual da geração de vapor em uma caldeira como fonte de calor, como mostra Rasi, Bernardo e Peloso (2020). Para a pirólise e gaseificação foi considerado que o calor necessário para ocorrer a reação é suficientemente produzido pelo gás não condensável produzido na pirólise, como mostra Trippe (2013).

Tabela 8: Energia elétrica necessária para o processo *Biomass-to-Liquids*

	Energia Necessária (kW)
Pré-tratamento do Bagaço	24,71
Pirólise	36,93
Gaseificação	3,05
Limpeza e Condicionamento	11,62

A partir dos dados da Tabela 8 foi possível, fazer um cálculo iterativo para descobrir a porcentagem de bagaço de cana excedente que seria utilizado para a pirólise e gaseificação e a quantidade que supriria o próprio processo, como mostra a Tabela 9. Um esquema de como foi feito o cálculo iterativo está apresentado no Apêndice E.

Tabela 9: Quantidade de material disponível para o processo considerando a secagem com gases da exaustão

Quantidade destinada a Gaseificação	76,9%
Quantidade destinada a Cogeração	23,1%

Também foi considerado a hipótese de que a secagem do bagaço foi feita utilizando a energia da queima do próprio bagaço. Para isso se utilizou como referência o relatório da ProQR (PROQR, 2021) que diz que para a secagem do bagaço se gasta no mínimo 2260 kJ para 1 kg de água removida. Com esta informação e com as energias consideradas na Tabela 8 foi possível calcular novamente a quantidade de bagaço destinado a gaseificação e o destinado para a cogeração, como mostra a Tabela 10.

Tabela 10: Quantidade de material disponível para o processo considerando a energia da secagem

Quantidade destinada a Gaseificação	40%
Quantidade destinada a Cogeração	60%

Com a quantidade definida de matéria-prima para a gaseificação foi possível calcular o rendimento da rota da pirólise e gaseificação, porém se utilizaram algumas premissas:

- O bagaço de cana foi seco até 2,8%;
- A composição final do gás de síntese é de 2 mols de hidrogênio para 1 mol de CO;

- Todo material condensável produzido na pirólise foi gaseificado, considerando condensado orgânico, condensado líquido e sólidos residuais;
- A gaseificação ocorre em gaseificador de fluxo arrastado utilizando oxigênio puro como agente gaseificante;
- A pirólise rápida utiliza um sistema de aquecimento com areia e um reator de parafuso duplo;
- O sistema de limpeza de gás utiliza processos já aplicados na indústria, como o processo Rectisol.

Para determinar a quantidade de pasta produzida (sólidos residuais + condensados), a partir de 1 tonelada de bagaço com 50% umidade, utilizou-se como referência principal o artigo de Schmitt et al. (2020), onde o autor realiza um experimento na planta piloto do processo Bioliq® no instituto tecnológico de Karlsruhe, seguindo o processo descrito no item 3.2.1. A Tabela 11 compila os principais resultados obtidos por Schmitt et al. (2020), para a pirólise de um bagaço contendo 2,8 % de umidade:

Tabela 11: Produtos da pirólise rápida do bagaço de cana

Sólidos Residuais:	13,5 %
Condensado Orgânico:	54,6 %
Condensado Aquoso:	5,5 %
Gás Não Condensável:	19 %
Perdas do Processo:	7,4 %

A partir destes dados foi possível calcular a quantidade de pasta que seria gerada por 1 tonelada de bagaço 50% úmido, uma vez que segundo a Tabela 11, da quantidade de bagaço com 2,8% de umidade inserida na pirólise aproximadamente 73,6% formariam a pasta para a gaseificação. Além disso, foi considerada a secagem do bagaço de 50% a 2,8% para cálculo do rendimento da pirólise, como mostra a Tabela 12.

Tabela 12: Quantidade de Pasta Produzida a partir do bagaço úmido

Quantidade de Bagaço Úmido (50%)	1 tonelada
Quantidade de Bagaço Seco (2,8%)	0,514 toneladas
Quantidade de Condensado Orgânico	0,281 toneladas

Quantidade de Condensado Aquoso	0,028 toneladas
Quantidade de Sólidos Residuais	0,069 toneladas
Quantidade Total de Pasta	0,378 toneladas

Com a quantidade de pasta formada a partir de uma tonelada de bagaço úmido, foi possível buscar na literatura o rendimento referente ao processo de gaseificação em fluxo arrastado, utilizando a pasta formada a partir da pirólise rápida de biomassa. Cabe ressaltar que a gaseificação ocorre em pressão de 40 bar e temperatura de 1200°C (calor fornecido através da queima de bagaço) e com oxigênio com 98% de pureza. A Tabela 13 mostra os resultados calculados a partir dos dados obtidos por Trippe (2013), é importante ressaltar que o estudo feito por Trippe, se trata de uma pasta formada a partir da pirólise da palha de trigo, porém por terem uma composição semelhante e um poder calorífico igual, utilizou-se esses dados como referência. A gaseificação feita com a pasta formada a partir da pirólise de bagaço de cana, nunca foi testada experimentalmente utilizando o processo Bioliq®, porém o balanço de massa de um projeto conceitual promovido pelo IPT (ETT; SILVA; LANDGRAF, 2013), que trazia o estudo desta rota, mostra um resultado semelhante ao trazido por Trippe (2013), já que no estudo do IPT, 1 tonelada de bagaço de cana úmido seria capaz de produzir 0,236 toneladas de gás de síntese (2:1) que representa 15% a mais do resultado apresentado na Tabela 13. Desta forma, considerou-se que para um estudo preliminar de viabilidade os dados de Trippe (2013) são aplicáveis também ao bagaço de cana.

Tabela 13: Rendimento do Gás de Síntese a partir do bagaço de Cana

Quantidade de Bagaço Úmido (50%)	1 tonelada
Quantidade Total de Pasta	0,378 toneladas
Quantidade Total de Gás de Síntese (2:1) limpo	0,202 toneladas

A composição final para o gás de síntese limpo, foi calculada a partir do estudo trazido pelo IPT e pela tese de Trippe e é mostrada na Tabela 14, onde a composição está em fração molar.

Tabela 14: Composição do gás de síntese em fração molar

H ₂	61,8%
CO	31,1%
CO ₂	6,5%
N ₂	0,6%

Com todos estes resultados apresentados, foi possível calcular a quantidade de gás de síntese produzido para cada 1 tonelada de bagaço excedente, considerando as informações da Tabela 9, onde mostra a porcentagem do bagaço de cana excedente que seria utilizado para suprir a energia próprio processo de pré-tratamento, pirólise, gaseificação e secagem e quantidade que seria utilizado como matéria prima. Os resultados estão copilados na Tabela 15 e Tabela 16.

Tabela 15: Resultados da Rota BtL – Secagem com gás de exaustão

Bagaço de cana excedente (50% de Umidade)	1 tonelada
Quantidade destinada a Gaseificação	0,769 toneladas
Quantidade destinada a Cogeração	0,231 toneladas
Quantidade de Gás de Síntese Produzido	0,155 toneladas

Tabela 16: Resultados da Rota BtL – Secagem com energia do Bagaço

Bagaço de cana excedente (50% de Umidade)	1 tonelada
Quantidade destinada a Gaseificação	0,4 toneladas
Quantidade destinada a Cogeração	0,6 toneladas
Quantidade de Gás de Síntese Produzido	0,081 toneladas

4.3 Cálculo do rendimento da rota “Power-to-Liquid”

Seguindo a mesma metodologia apresentada no item anterior, antes de calcular a quantidade final de gás de síntese que seria produzido a partir de 1 tonelada de bagaço excedente, é necessário calcular a quantidade de energia que seria utilizada para o próprio processo, que inclui compressores e reator rWGS e a quantidade de energia que seria utilizada

para a produção de gás hidrogênio, através da eletrólise. A Tabela 17 mostra a quantidade de energia necessária a partir do processamento de 1 kg de hidrogênio. A informação da energia necessária para o reator rWGS foi retirado de Fasihi, Bogdanov e Breyer (2016), já a quantidade de energia para o processo restante foi retirado de Zang et al. (2021). A informação da energia necessária para produzir 1 kg de hidrogênio foi retirada do catálogo de um eletrolisador comercial da ThyssenKrupp.

Tabela 17: Energia consumida no processo PtL com base em 1 kg de hidrogênio

Energia necessária para produzir 1 kg de hidrogênio pela eletrólise	55,63 kW
Energia necessária para o reator de rWGS por kg de hidrogênio	2 kW
Energia necessária para o processo de produção de gás de síntese por kg de hidrogênio	0,07 kW

Após um cálculo iterativo foi possível determinar a quantidade de energia excedente na usina sucroalcooleira que seria utilizada na planta da produção de gás de síntese e a quantidade que seria utilizada para produzir hidrogênio. Os resultados se encontram na Tabela 18, onde se calculou a partir dos dados fornecidos no item 4.1. Um esquema de como foi feito o cálculo iterativo está apresentado no Apêndice F.

Tabela 18: Energia necessária para cada etapa considerando 1 tonelada de bagaço existente

Energia destinada a Eletrólise	244,49 kWh (96,4%)
Quantidade destinada ao processo de produção de gás de síntese após eletrólise	9,13 kWh (3,6%)

Além da quantidade de energia necessária, para o processo *Power-to-Liquids*, é necessário também encontrar a quantidade de CO₂ gerado a partir de 1 tonelada de bagaço excedente para assim, saber se o CO₂ produzido é o suficiente para reagir com o hidrogênio formado na eletrólise. Segundo o item 4.1, a cada tonelada de bagaço excedente, são processadas 6,34 toneladas de cana, são produzidas 0,42 toneladas de etanol hidratado e 0,37 toneladas de CO₂ (8,41kmol) são geradas.

Com a informação da Tabela 18, é possível concluir que com esta energia destinada a eletrólise, é possível produzir 0,00440 t de H₂ (2,18 kmol). Desta forma é possível concluir que em 1 tonelada de bagaço excedente existe um excesso de CO₂ e assim o hidrogênio é o limitante.

Para o cálculo do rendimento da rota *Power-to-Liquids*, utilizou-se como base o artigo de Zang et al. (2021), que tem como objeto a produção de combustíveis Fischer-Tropsch utilizando como matéria prima CO₂ e H₂. Com base no artigo foi feito um balanço de massa (Apêndice D) com todas as correntes do processo, e considerando, segundo Zang et al. (2021), que o reator converte 36% do CO₂ e que o CO₂ é 81,5% absorvido numa coluna. Este CO₂ absorvido é reciclado para o processo. Os resultados obtidos com base em 1 tonelada de bagaço excedente se encontram na Tabela 19 e a composição do gás se encontra na Tabela 20.

Tabela 19: Rendimento para o processo *Power-to-Liquids*

Entrada de Hidrogênio	0,00440 toneladas
Entrada de CO ₂	0,0399 toneladas
Reciclo de CO ₂	0,0436 toneladas
Gás de Síntese (2:1)	0,032 toneladas

Tabela 20: Composição do gás de síntese em fração molar

H ₂	62,3%
CO	28,4%
CO ₂	9,3%

Desta forma pode-se observar que a partir de 1 tonelada de bagaço excedente seria possível produzir 0,032 toneladas pelo processo *Power-to-Liquids* e 0,155 toneladas pelo processo *Biomass-to-Liquids* considerando a secagem com gases de exaustão e 0,081 utilizando o bagaço como fonte de energia para a secagem. Este resultado mostra que em um primeiro momento a produção de gás de síntese pela rota *Biomass-to-liquids*, com composição muito semelhante, é 4,8 vezes maior que a produção de gás de síntese pelo processo *Power-to-liquids* menos conservador. É importante ressaltar que neste cenário, foi considerada algumas hipóteses que influenciam diretamente o resultado do rendimento, como por exemplo a possibilidade de secar o bagaço de cana com os gases de exaustão e a possibilidade de utilização do gás de pirólise para sustentar a própria pirólise. Já o cenário mais conservador, que inclui uma secagem externa, produz 2,5 vezes mais gás de síntese do que a rota *Power-to-Liquids*.

4.4 Estimativa de Custo de Capital

4.4.1 Estimativa de Custo de Capital – *Biomass-to-Liquids*

Com a metodologia apresentada no item 3.4.3, foi possível estimar o custo de todos os equipamentos utilizados na planta de pré-tratamento, pirólise, gaseificação e limpeza e condicionamento do gás. Utilizou-se como referência a tese de Trippe (2013) e os artigos produzidos por ele em 2010 e 2011, que trata do estudo de viabilidade econômica de uma planta de pirólise e gaseificação a partir da biomassa. Cabe-se ressaltar que os valores foram corrigidos tanto para a capacidade, como para o ano, como para a moeda, como para o local.

Para corrigir o ano, se utilizou o valor do VCI de 2011 e o valor do VCI de 2021, que resulta num fator de correção de aproximadamente 1,15 (VCI, 2017; VCI, 2022). Para a correção de moeda utilizou-se a cotação média do Euro para Dólar em 2021, que foi de aproximadamente 1,18 (1 Euro = 1,18 Dólar). Por fim utilizou-se o fator de localização para corrigir o local, da Alemanha para o Brasil. Segundo o livro de Vazzoler (2017), o fator de localização dos Estados Unidos para a Alemanha é 0,98, enquanto dos Estados Unidos para o Brasil é 1,42. Dessa forma utilizou-se o fator de localização Alemanha-Brasil, como 1,45.

Para a escolha de dimensionamento da planta, escolheu-se a partir do valor mais conservador obtido no item 4.2, em que da quantidade de bagaço excedente em uma planta de etanol, 40% são utilizados para a gaseificação e 60% é utilizado para o próprio processo, que envolve pré-tratamento, pirólise, gaseificação e limpeza e condicionamento. Desta forma, considerando uma planta cujo processamento anual é de 3,5 milhões de toneladas de cana por ano (500 t/h considerando uma produção anual de 7008 horas), teria aproximadamente 31,5 toneladas de bagaço 50% úmido disponível para a gaseificação. Segundo os dados obtidos no item 4.2, a capacidade de produção de gás de síntese de uma planta que processa 31,5 t/h de bagaço seria de aproximadamente 6,36 t/h de gás de síntese (2:1).

Os valores dos sistemas de equipamentos com a respectiva correção estão apresentados na Tabela 21, os valores detalhados de cada um, bem como o consumo energético, estão apresentados no Apêndice A.

Tabela 21: Custo de cada sistema de equipamento

Sistema de Equipamento	Valor (US\$) em 2021 no Brasil	Capacidade (Entrada no Processo)
Pré-tratamento da biomassa	\$10.672.025,03	31,5 toneladas de bagaço úmido (50%)
Pirólise	\$14.105.073,49	16,19 toneladas de bagaço seco (2,8%)
Gaseificação	\$7.855.177,60	11,9 Toneladas de Pasta
Limpeza e Condicionamento	\$9.045.694,99	11,9 Toneladas de Pasta

Utilizando o método descrito por Peters, Timmerhaus e West (2003), para processos que envolvam fluidos e os valores apresentados na Tabela 21, foi possível calcular o valor de despesa de capital (CAPEX) para o processamento de 31,5 toneladas de bagaço úmido que geram cerca de 6,36 toneladas de gás de síntese (2:1), como mostra a Tabela 22.

Tabela 22: Custo de capital - BtL

CUSTOS DIRETOS DE IMPLANTAÇÃO	
Valor dos Equipamentos Principais	\$41.677.971,11
Instalação de Equipamentos	\$19.588.646,42
Tubulação	\$28.341.020,35
Instrumentação e Controle	\$15.004.069,60
Equipamentos e Materiais Elétricos	\$4.584.576,82
Edifícios	\$7.502.034,80
Instalações de serviço	\$29.174.579,78
Melhoria do Terreno	\$4.167.797,11
Total dos Custos Diretos	\$150.040.696,00
CUSTOS INDIRETOS DE IMPLANTAÇÃO	
Engenharia e Supervisão	\$13.753.730,47
Despesas de Construção	\$17.087.968,16
Taxa de empreiteiros	\$9.169.153,64
Despesas Legais	\$1.667.118,84
Contingência	\$18.338.307,29
Total de Custos Indiretos	\$60.016.278,40

Capital de giro	\$37.093.394,29
CAPEX total	\$247.150.368,68

4.4.2 Estimativa do Custo de Capital – *Power-to-Liquids*

Com a metodologia apresentada no item 3.4.3, foi possível estimar o custo de todos os equipamentos utilizados na planta de eletrólise, captura de CO₂ da fermentação e reator do gás de síntese. Utilizou-se como referência principal o artigo de Zang et al. (2021), onde o autor traz um estudo econômico para a produção de combustíveis FT a partir de H₂ e o CO₂, para a seleção dos equipamentos para a produção de gás de síntese. Já para encontrar o Capex do eletrolisador, utilizou-se como referência principal o artigo de Shi et al. (2020), onde o autor considera a compra e instalação de um eletrolisador de 20 MW da ThyssenKrupp. Cabe-se ressaltar que os valores foram corrigidos tanto para a capacidade, como para o ano, como para o local.

Para a correção do ano, utilizou-se o CEPCI de 2016 e o CEPCI de 2021, onde o fator de correção entre os anos foi de aproximadamente 1,31, ou seja, um equipamento em 2021 custa aproximadamente 31% a mais que em 2016. Para corrigir o local utilizou-se o fator mencionado no Livro de Vazzoler (2017) de 1,42 para ajuste dos Estados Unidos para o Brasil.

Para a escolha de dimensionamento da planta, escolheu-se a partir do valor obtido no item 4.3, em que a quantidade de energia excedente numa planta de etanol, 96,4% são utilizados para a eletrólise e 3,6% é utilizado para o próprio processo de produção de gás de síntese. Desta forma, considerando uma planta cujo processamento anual é de 3,5 milhões de toneladas de cana por ano (500 t/h considerando uma produção anual de 7008 horas), teria aproximadamente 19977,16 kwh a cada hora. Dessa forma, segundo os dados obtidos no item 4.3, por hora, 19257,98 kwh seriam utilizado na eletrólise e 719,18kwh seriam utilizados para o processo de produção de gás de síntese. Considerando, os dados da Tabela 19, a capacidade da planta seria de 2,52 toneladas de gás de síntese por hora, e uma entrada de 0,35 t/h de H₂ e 3,14 t/h de CO₂. O balanço de massa detalhado dessa configuração de planta, se encontra no Apêndice D.

Primeiramente considerou-se a produção de hidrogênio como uma planta a parte, onde utilizou-se a referência de Shi et al (2020) para estimar um CAPEX para o ano de 2021 no Brasil como mostra a Tabela 23.

Tabela 23: CAPEX da Eletrólise

Eletrolisador Alcalino ThyssenKrupp	Capacidade – 20 MW – 4000Nm³/h
CAPEX total	\$55.615.566,81

Após realizar o cálculo para o CAPEX da parte, da eletrólise, foi necessário realizar o cálculo do restante da planta para a produção de gás de síntese. Seguindo o procedimento adotado na metodologia, primeiramente encontrou-se os valores dos principais equipamentos e posteriormente os corrigiu, tanto para capacidade, como para ano, como para local.

Tabela 24: Custo de cada equipamento

Equipamento	Valor (US\$) em 2021 no Brasil
Compressor de CO ₂	\$2.337.655,62
Compressor de CO ₂ - Reciclo	\$2.034.759,89
Compressor de H ₂	\$595.014,40
Reator rWGS	\$6.823.622,63
Sistema de Separação de CO ₂ (Absorção + Flash)	\$7.705.129,55
Resfriador de Syngas (Trocador de Calor)	\$692.122,77
Separador Flash	\$146.003,50
Compressor de Syngas	\$2.251.928,84

Utilizando o método descrito por Peters, Timmerhaus e West (2003), para processos que envolvam fluidos e os valores apresentados na Tabela 24, foi possível calcular o valor de despesa de capital (CAPEX) para a produção de cerca de 2,52 toneladas de gás de síntese (2:1), como mostra a Tabela 25.

Tabela 25: CAPEX pela rota PtL – Exceto Eletrólise

CUSTOS DIRETOS DE IMPLANTAÇÃO	
Valor dos Equipamentos Principais	\$22.586.237,19
Instalação de Equipamentos	\$10.615.531,48
Tubulação	\$15.358.641,29
Instrumentação e Controle	\$8.131.045,39
Equipamentos e Materiais Elétricos	\$2.484.486,09

Edifícios	\$4.065.522,69
Instalações de serviço	\$15.810.366,04
Melhoria do Terreno	\$2.258.623,72
Total dos Custos Diretos	\$81.310.453,90
CUSTOS INDIRETOS DE IMPLANTAÇÃO	
Engenharia e Supervisão	\$7.453.458,27
Despesas de Construção	\$9.260.357,25
Taxa de empreiteiros	\$4.968.972,18
Despesas Legais	\$903.449,49
Contingência	\$9.937.944,37
Total de Custos Indiretos	\$32.524.181,56
Capital de giro	\$20.101.751,10
CAPEX total	\$133.936.386,56

Com a estimativa de custo para a planta de produção de gás de síntese e para o eletrolisador, foi possível calcular o CAPEX total da planta de gás de síntese pela rota PtL, aonde se chegou num valor total de \$189.551.953,37, ou seja, um valor 25% menor que o CAPEX encontrado pela planta com base no conceito BtL

4.5 Estimativa de Custo de Operacional

4.5.1 Estimativa de Custo Operacional - BtL

Para realizar a estimativa de custo operacional anual, utilizou-se a metodologia proposta no item 3.5. Primeiramente, foi calculado os valores, que segundo a metodologia dependem do custo total de capital (CAPEX). Estes valores se encontram na Tabela 26. É preciso ressaltar que o fator de anuidade foi calculado com base no artigo de Trippe et al. (2011) onde o autor coloca uma taxa de juros (i) em 5% e uma expectativa de vida da planta (n) de 20 anos.

Tabela 26: Custos Operacionais Anuais

Contribuição ao Custo Operacional Anual	Valor (US\$) em 2021 no Brasil
Fator de anuidade (8%)	\$19.772.029,49
Custo de manutenção anual (5%)	\$12.357.518,43

Custo de Impostos (1%)	\$2.471.503,69
Custo de Seguro (1%)	\$2.471.503,69
Custo com funcionários (1%)	\$2.471.503,69

Além dos custos apresentados na Tabela 26, é necessário contabilizar o gasto com utilidades, matérias-primas, catalisadores e energia. Desta forma os principais materiais utilizados são mostrados na Tabela 27. É importante ressaltar que a água considerada foi para o sistema de resfriamento e para o sistema de Quench do gaseificador, baseado nos dados de Trippe et al. (2011) e Trippe et al. (2010). Já o Oxigênio Puro, foi considerado como o agente gaseificador do sistema e foi calculado também baseado no artigo de Trippe et al. (2010) para a nova planta que processa 31,5 t de bagaço úmido por hora.

Tabela 27: Custo com consumíveis

Utilidade	Quantidade	Valor Anual (US\$)
Energia Elétrica + Bagaço de Cana (kwh)	140 milhões de kwh	\$6.564.069,81
Água	169042 m ³	\$107.172,63
Oxigênio	46290,85 t	\$10.563.572,26
Catalisador de Shift	-	\$11.027,00
Custo Total	-	\$17.245.841,69

Com os dados apresentados na Tabela 26 e na Tabela 27, foi possível calcular o custo operacional da planta por ano. Com a quantidade de gás de síntese produzido a partir de nesta planta que processa 31,5 t/h de bagaço úmido, foi possível calcular o custo mínimo do produto, como mostra a Tabela 28.

Tabela 28: Custo Mínimo do Gás de Síntese

Quantidade de Gás de Síntese Produzido Por Ano	44.570,88 toneladas
Custo Operacional Anual	\$56.789.900,68
Preço Mínimo por Tonelada	\$1.274,15

4.5.2 Estimativa de Custo Operacional – PtL

Para realizar a estimativa de custo operacional anual da rota com o conceito PtL, utilizou-se a mesma metodologia do item anterior. Primeiramente, foi calculado os valores, que segundo a metodologia dependem do custo total de capital (CAPEX). Estes valores se encontram na Tabela 29. É preciso ressaltar que o fator de anuidade, foi calculado com base no artigo de Zang et al. (2021), onde o autor coloca uma taxa de juros (i) em 8% e uma expectativa de vida da planta (n) de 40 anos.

Tabela 29: Custos Operacionais Anuais

Contribuição ao Custo Operacional Anual	Valor (US\$) em 2021 no Brasil
Fator de anuidade (8%)	\$15.164.156,27
Custo de manutenção anual (5%)	\$9.477.597,67
Custo de Impostos (1%)	\$1.895.519,53
Custo de Seguro (1%)	\$1.895.519,53
Custo com funcionários (1%)	\$1.895.519,53

Além dos custos apresentados na Tabela 29, é necessário contabilizar o gasto com utilidades, matérias-primas, catalisadores e energia. Desta forma os principais materiais utilizados são mostrados na Tabela 30.

Tabela 30: Custo com consumíveis

Utilidade	Quantidade	Valor Anual (US\$)
Energia Elétrica (kwh)	140 milhões de kwh	\$6.564.069,81
Água	26995,15 m ³	\$17.114,93
Catalisador de rWGS	-	\$512.144,60
Custo Total	-	\$7.093.359,34

Com os dados apresentados na Tabela 30 e na Tabela 31, foi possível calcular o custo operacional da planta por ano. Com a quantidade de gás de síntese produzido a partir de nesta planta produz 2,52 t/h de gás de síntese, foi possível calcular o custo mínimo do produto, como mostra a Tabela 31.

Tabela 31: Custo Mínimo do Gás de Síntese

Quantidade de Gás de Síntese Produzido Por Ano	17662,44 toneladas
Custo Operacional Anual	\$37.421.641,87
Preço Mínimo por Tonelada	\$2.118,71

No caso da Rota baseada no conceito *Power-to-Liquids*, além da receita pela venda do gás de síntese, haveria também subprodutos. O primeiro seria o oxigênio puro resultante da eletrólise. Neste estudo, uma planta que produz cerca de 0,346 t/h de hidrogênio, produz cerca de 2,748 t/h de oxigênio. Considerando 7008h por ano de produção seriam produzidas cerca de 19256,54 toneladas de gás oxigênio por ano. Considerando um preço de venda, conforme o item 3.5, de 228,2 dólares por tonelada de oxigênio, a planta poderia adicionar ao seu faturamento, aproximadamente \$4.394.342,70, o que faria diminuir os custos de produção do gás de síntese. Além disso, no Brasil, existe um mercado de crédito de carbono, através do programa Renovabio, onde a empresa consegue emitir 1 crédito de carbono (CBIO) a cada tonelada de CO₂ que deixou de ser emitido. Segundo a Dataagro (2023) um CBIO tem um valor médio de R\$93,05 (US\$ 18,61). Dessa forma, uma planta que produz cerca de 2,52 t/h de gás de síntese, consome cerca de 3,14 t/h de gás carbônico e em 1 ano, consumiria cerca de 22021,43 toneladas de CO₂. Caso fosse convertido em CBIO, a planta receberia um faturamento no total de cerca de \$409.818,81, o que também diminuiria o custo operacional anual.

4.5.3 Comparação entre as rotas e com o mercado atual

Considerado os resultados apresentados na Tabela 28 e na Tabela 31, pode-se concluir que o custo mínimo de venda pela rota a partir da pirólise e gaseificação (BtL) é menor que o custo mínimo para a rota (PtL). Isso se deve principalmente ao fato pela capacidade de produção quando comparado ao CAPEX da planta. Para outros fatores como, consumíveis, a rota PtL possui um valor absoluto menor que para a rota BtL, porém quando se divide este custo pela capacidade produção de gás de síntese, o custo para a rota BtL acaba se tornando menor. Além desses fatores, os outros custos que são envolvidos no custo operacional que dependem apenas do valor do CAPEX, também são menores para a rota PtL quando se analisar o custo bruto, porém quando se divide pela capacidade de produção a rota BtL se torna mais benéfica.

Agora, quando se compara os valores de custo mínimo obtidos, com os valores atuais de produção do gás de síntese para a síntese de combustíveis FT e Metanol (proporção 2:1),

pode-se perceber que os valores obtidos estão muito distantes do valor comercial. Segundo Pei et al. (2014), cada tonelada de gás de síntese com proporção de 2 mols de hidrogênio para 1 mols de monóxido de carbono, possuía um custo de produção na época entre US\$25,35 e US\$93,38 (Valores Corrigidos para 2021: US\$31,16 a US\$114,76).

Considerando os valores descritos por Pei et al. (2014) e os calculados por este estudo pode-se concluir que o custo de produção para as rotas propostas possui um valor de no mínimo 10 vezes. Para analisar e verificar o faturamento que as duas rotas teriam caso vendessem o gás de síntese no mesmo preço que o produzido pela rota com gás natural, multiplicou-se o maior valor atualizado descrito por Pei et al. (2014) para as duas plantas estudadas e os resultados estão na Tabela 32.

Tabela 32: Valor do Custo Operacional considerando um custo comercial de gás de síntese

Rota e Capacidade de Produção	Faturamento Hipotético (Custo Comercial Atual = \$114,76)	OPEX Calculado (Custo Operacional)	Preço Mínimo por Tonelada
Rota BtL (6,36 t/h de gás de síntese)	\$5.114.767,34	\$56.789.900,68	\$1.274,15
Rota PtL (2,52 t/h de gás de síntese)	\$2.026.605,93	\$37.421.641,87	\$2.118,71

4.6 Amadurecimento Tecnológico das Rotas

Segundo o relatório de 2022 da IEA Bioenergy (Agência internacional de Energia – Bioenergia) com o título “Relatório de status sobre gaseificação térmica de biomassa e lixo 2021”, que traz os diversos estudos e plantas pilotos espalhados pelo mundo, o processo Bioliq®, que é a base do processo mostrado no item 3.4.3 que consiste na pirólise rápida como pré-tratamento para gaseificação, possui um TRL (Technology Readiness Level – Nível de Prontidão Tecnológica) de 6, que mostra que a tecnologia tem sido muito aprimorada através da planta piloto, porém ainda não tem o amadurecimento tecnológico suficiente para uma escala comercial, onde a planta funcionaria continuamente. Além disso é importante destacar que os principais desafios tecnológicos se encontram na parte de pirólise e gaseificação, ou seja, a parte de pré-tratamento (moagem e secagem) bem como a limpeza e condicionamento do gás são tecnologias já aplicadas em escalas comerciais.

Agora, quando se fala da rota de *Power-to-Liquids*, o principal empecilho é o reator de “Reverse-Water-Gas-Shift”, que segundo o artigo de Marchese et al. (2020), também possui um TRL de 6, sendo que a principal dificuldade é a escolha de um catalisador que tenha boa eficiência para converter o CO₂ em CO. O Instituto Tecnológico de Karlsruhe, que é o responsável pela planta piloto do processo Bioliq®, também possui uma planta, porém em escala laboratorial para produzir combustíveis FT através do processo *Power-to-Liquids*. Além do reator rWGS, outra possibilidade que se existe para converter o CO₂ em CO é a chamada co-eletrólise utilizando um eletrolisador do tipo SOEC (Células De Eletrólise De Óxido Sólido) que é uma tecnologia também com TRL 6 e com custo extremamente elevado quando comparado a outros tipos de eletrolisadores.

Dessa forma conclui-se que ambas as rotas propostas neste estudo não estão disponíveis em escalas comerciais para o gás de síntese, porém atualmente a rota a partir da pirólise e gaseificação tem diversas plantas pilotos ao redor do mundo e que estão sendo testadas por mais de 10 anos, enquanto a rota PtL, possui pequenas plantas em escalas laboratoriais.

5. CONCLUSÃO E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Ao final deste estudo, é possível concluir que a rota mais vantajosa das duas propostas, tanto tecnicamente como economicamente é aquela que se baseia na pirólise rápida do bagaço de cana e gaseificação, ou seja, aquela que se baseia no conceito BtL. Isso acontece porque, como mostra este estudo, o rendimento de gás de síntese (2:1) obtido para o cenário mais conservador, é de um rendimento de 2,5 vezes maior e para o cenário menos conservador é de 4,8, adotando a mesma base de cálculo de 1 tonelada de bagaço de cana excedente em uma usina sucroalcooleira, ou seja, a quantidade de bagaço em excesso na planta e que não estaria sendo usado para a cogeração de energia elétrica utilizada no processo de produção de etanol.

A estimativa de capital obtida, como esperado, foi maior para a planta com o conceito BtL do que aquela com o conceito PtL, uma vez que, a capacidade de produção de gás de síntese é maior, além de requerer um número maior de operações unitárias devido as inúmeras variáveis e processamentos necessário. Quando se diz a estimativa de custo operacional e assim custo mínimo do produto, a planta com o conceito BtL possui um custo menor do que a planta com o conceito PtL, visto que o custo operacional elevado da planta BtL é compensado pela capacidade de produção.

Neste estudo, por se tratar de um estudo de viabilidade preliminar para comparar duas rotas de produção e assim definir uma a ser seguida, conclui-se que das duas rotas propostas a

que mostra mais economicamente e tecnicamente viável é a com o conceito BtL, mais precisamente aquela com pirólise rápida do bagaço de cana e gaseificação. Agora quando se compara com o mercado atual de gás de síntese para a produção de combustíveis, o menor custo mínimo de produção encontrado nas rotas renováveis, é 10 vezes maior que o custo de produção a partir de fontes não renováveis, desta forma, deve-se estudar alguns pontos específicos para a diminuição tanto do custo de capital como do custo operacional para que assim a rota renovável seja competitiva. Uma das possibilidades é a o modelo de uma planta de gaseificação central e diversas plantas de pirólise rápida descentralizada. Desta forma se aumentaria a capacidade de processamento da pasta proveniente da pirólise e assim diminuiria o investimento proporcional de capital, porém um empecilho que poderia existir seria a logística de transporte da pasta formada na pirólise até a planta de gaseificação. Desta forma, sugeriu-se alguns pontos a serem estudados em trabalhos futuros para a rota BtL:

- Possibilidade de utilização da palha de cana, incluído custo de transporte, para a pirólise rápida junto ao bagaço de cana;
- Estudo preciso da secagem utilizando gases de exaustão, para assim saber a demanda energética extra a ser utilizado;
- Otimização da produção, considerando um número ótimo de plantas de pirólise rápida para a diminuição do custo de produção e uma planta central de gaseificação de alta capacidade.
- Análise ambiental da rota com conceito BtL e comparação com a rota com o conceito PtL.

6. REFERÊNCIAS

A EXPANSÃO do etanol de milho deve chegar a 10 bilhões de L no Brasil. 2022. Disponível em: <<https://www.udop.com.br/noticia/2022/05/30/a-expansao-do-etanol-de-milho-deve-chegar-a-10-bilhoes-de-l-no-brasil.html>>. Acesso em: fev. 2023.

ALVES, Vittor Rodrigues Santos. AVALIAÇÃO TÉCNICA DA GASEIFICAÇÃO DO BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR EM REATOR CONTÍNUO DE LEITO FLUIDIZAD. 2020. 120 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2020. Disponível em: <https://repositorio.ufscar.br/handle/ufscar/13224?show=full&locale-attribute=pt_BR>. Acesso em: fev. 2023.

ANP espera sete novas usinas de etanol em 2022; no total, 23 estão em construção. 2022. Disponível em: <<https://www.udop.com.br/noticia/2022/03/08/anp-espera-sete-novas-usinas-de-etanol-em-2022-no-total-23-estao-em-construcao.html#:~:text=No%20momento%2C%20356%20usinas%20est%C3%A3o,137%2C5%20milh%C3%B5es%20de%20anidro.>>. Acesso em: fev. 2023.

ANUKAM, Anthony; MAMPHWELI, Sampson; REDDY, Prashant; MEYER, Edson; OKOH, Omobola. Pre-processing of sugarcane bagasse for gasification in a downdraft biomass gasifier system: a comprehensive review. *Renewable And Sustainable Energy Reviews*, v. 66, p. 775-801, dez. 2016. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2016.08.046>.

BASU, Prabir. *Biomass Gasification, Pyrolysis, and Torrefaction: practical design and theory*. 2. ed. Dalhousie University: Elsevier Inc, 2013. 530 p.

BIOMASSA de cana-de-açúcar. 2022. Elaborada por LNBR. Disponível em: <<https://lnbr.cnpem.br/biovalue/biomassas/palha-bagaco/>>. Acesso em: 03 fev. 2023.

BONFIM-ROCHA, Lucas; GIMENES, Marcelino Luiz; FARIA, Sérgio Henrique Bernardo de; SILVA, Rodrigo Orgeda; ESTELLER, Laureano Jiménez. Multi-objective design of a new sustainable scenario for bio-methanol production in Brazil. *Journal Of Cleaner Production*, [S.L.], v. 187, p. 1043-1056, jun. 2018. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.jclepro.2018.03.267>.

BRASIL: O Maior Produtor Mundial de Açúcar. 2022. Disponível em: <<https://unica.com.br/setor-sucroenergetico/acucar/>>. Acesso em: fev. 2023

CERRADINHOBIO. Divulgação de Resultados: safra 2021/22. Safra 2021/22. 2022. Elaborada por CerradinhoBio. Disponível em: <https://api.mziq.com/mzfilemanager/v2/d/7e29e8bb-6cd8-48ee-8273-9ef674b9fb9d/e08ec894-d422-ee4a-ce3c-4b03813bf697?origin=1>. Acesso em: 06 fev. 2023.

CONCEITUANDO biomassa. 2022. Disponível em: <<https://gbio.webhostusp.sti.usp.br/?q=pt-br/livro/conceituando-biomassa#:~:text=Assim%2C%20do%20ponto%20de%20vista,utilizado%20para%20produ%C3%A7%C3%A3o%20de%20energia.>>. Acesso em: fev. 2023

CONTROLE de qualidade: especificações do etanol. 2012. Disponível em: <https://www.novacana.com/etanol/controle-qualidade#:~:text=Em%20rela%C3%A7%C3%A3o%20%C3%A0%20massa%20alco%C3%B3lica,for%20importado%2C%20distribu%C3%ADdo%20ou%20revendido.> . Acesso em: 06 fev. 2023.

COST Indices. 2022. Disponível em: <https://www.toweringskills.com/financial-analysis/cost-indices/>. Acesso em: 06 fev. 2023.

DATAAGRO. Crédito de Descarbonização - Negócios Realizados. Disponível em: <https://cbio.datagro.com/cbio/>. Acesso em: 22 mar. 2023

DAHMEN, Nicolaus; DINJUS, Eckhard; KOLB, Thomas; ARNOLD, Ulrich; LEIBOLD, Hans; STAHL, Ralph. State of the art of the bioliq® process for synthetic biofuels production. *Environmental Progress & Sustainable Energy*, [S.L.], v. 31, n. 2, p. 176-181, 4 abr. 2012. Wiley. <http://dx.doi.org/10.1002/ep.10624>.

DAHMEN, Nicolaus; SAUER, Jörg. Evaluation of Techno-Economic Studies on the bioliq® Process for Synthetic Fuels Production from Biomass. *Processes*, [S.L.], v. 9, n. 4, p. 684, 13 abr. 2021. MDPI AG. <http://dx.doi.org/10.3390/pr9040684>.

DIFERENÇA entre hidrogênio cinza, azul e verde. Disponível em: <https://www.ecycle.com.br/hidrogenio-cinza-azul-e-verde/>. Acesso em: 05 fev. 2023

EPBR. Thyssenkrupp espera receitas de até € 700 milhões com hidrogênio verde até 2025. 2022. Disponível em: <https://epbr.com.br/thyssenkrupp-espera-receitas-de-ate-e-700-milhoes-com-hidrogenio-verde-ate-2025/>. Acesso em: 17 mar. 2023.

ETT, Gerhard; SILVA, Ana Paula de Souza; LANDGRAF, Fernando José Gomes. Gaseificação de biomassa: rota via pirólise rápida para produção de biocombustíveis. In: ESCOLA DE COMBUSTÃO, 4., 2013, Belém. Pôster. Belém: Ipt, 2013. p. 1-1. Disponível em: <https://escriba.ipt.br/pdf/171653.pdf>. Acesso em: 09 fev. 2023.

FASIHI, Mahdi; BOGDANOV, Dmitrii; BREYER, Christian. Techno-Economic Assessment of Power-to-Liquids (PtL) Fuels Production and Global Trading Based on Hybrid PV-Wind Power Plants. *Energy Procedia*, v. 99, p. 243-268, nov. 2016. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2016.10.115>.

GERAÇÃO de energia a biomassa da cana pode triplicar. 2022. Disponível em: <https://editorabrasilenergia.com.br/geracao-de-energia-a-biomassa-da-cana-pode-triplicar/>. Acesso em: fev. 2023

GOMES, João. Eletrólise da água na obtenção de hidrogênio. *Revista de Ciência Elementar*, [S.L.], v. 10, n. 2, p. 1-7, 30 jun. 2022. ICETA. <http://dx.doi.org/10.24927/rce2022.025>.

HARO, Pedro; TRIPPE, Frederik; STAHL, Ralph; HENRICH, Edmund. Bio-syngas to gasoline and olefins via DME – A comprehensive techno-economic assessment. *Applied Energy*, [S.L.], v. 108, p. 54-65, ago. 2013. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.apenergy.2013.03.015>.

HOLST, Marius et al. COST FORECAST FOR LOW TEMPERATURE ELECTROLYSIS – TECHNOLOGY DRIVEN BOTTOM-UP PROGNOSIS FOR PEM AND ALKALINE WATER ELECTROLYSIS SYSTEMS. Fraunhofer: Institute For Solar Energy Systems Ise, 2021. 79 p.

HYDROGEN from large-scale electrolysis. 2020. Elaborada por ThyssenKrupp. Disponível em: https://ucpcdn.thyssenkrupp.com/_legacy/UCPthyssenkruppBAISUhdChlorineEngineers/assets.files/products/water_electrolysis/tk_19_0820_hydrogen_broschuere_2019_03.pdf. Acesso em: 05 fev. 2023.

IEA Bioenergy, 2009. Biorefineries: adding value to the sustainable utilisation of biomass. Disponível em: <<https://www.ieabioenergy.com/wp-content/uploads/2013/10/Task-42-Booklet.pdf>>. Acesso em: jan. 2023.

IRS. Yearly Average Currency Exchange Rates. 2022. Disponível em: <https://www.irs.gov/individuals/international-taxpayers/yearly-average-currency-exchange-rates>. Acesso em: 06 fev. 2023.

KÖNIG, Daniel H.; FREIBERG, Marcel; DIETRICH, Ralph-Uwe; WÖRNER, Antje. Techno-economic study of the storage of fluctuating renewable energy in liquid hydrocarbons. *Fuel*, [S.L.], v. 159, p. 289-297, nov. 2015. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2015.06.085>.

LNG Supply Potential in Europe. [S. L.]: Iogp, 2019. Color. Disponível em: https://entsog.eu/sites/default/files/2019-07/5_IOPG%20-%20LNG%20Supply%20Potential%20in%20Europe.pdf. Acesso em: 08 fev. 2023.

MARCHESE, Marco; GIGLIO, Emanuele; SANTARELLI, Massimo; LANZINI, Andrea. Energy performance of Power-to-Liquid applications integrating biogas upgrading, reverse water gas shift, solid oxide electrolysis and Fischer-Tropsch technologies. *Energy Conversion And Management: X*, [S.L.], v. 6, p. 100041, abr. 2020. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.ecmx.2020.100041>.

MARCONDES, Camila Juliane. Biorrefinaria para produção de furfural, lignina e etanol através da polpação soda com pré-hidrólise da madeira de eucalipto urograndis. 2019. 76 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Mecânica, Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista "Júlio de Mesquita Filho" - Campus de Guaratinguetá, Guaratinguetá, 2019. Disponível em: <<https://repositorio.unesp.br/handle/11449/181840>>. Acesso em: 03 fev. 2023.

MCKENDRY, Peter. Energy production from biomass (part 3): gasification technologies. *Bioresource Technology*, v. 83, n. 1, p. 55-63, maio 2002. Elsevier BV. [http://dx.doi.org/10.1016/s0960-8524\(01\)00120-1](http://dx.doi.org/10.1016/s0960-8524(01)00120-1).

MOULIJN, Jacob A.; MAKKEE, Michiel; VAN DIEPEN, Annelies E.. Production of Synthesis Gas. In: MOULIJN, Jacob A.; MAKKEE, Michiel; VAN DIEPEN, Annelies E.. *Chemical Process Technology*. 2. ed. Delft: John Wiley & Sons, 2013. Cap. 5. p. 127-128.

MUH, Erasmus; TABET, Fouzi; AMARA, Sofiane. Biomass Conversion to Fuels and Value-Added Chemicals: a comprehensive review of the thermochemical processes. *Current Alternative Energy*, [S.L.], v. 4, n. 1, p. 3-25, mar. 2021. Bentham Science Publishers Ltd.. <http://dx.doi.org/10.2174/2405463103666191022121648>.

NIEBEL, Andreas; FUNKE, Axel; PFITZER, Cornelius; DAHMEN, Nicolaus; WEIH, Nicole; RICHTER, Daniel; ZIMMERLIN, Bernd. Fast Pyrolysis of Wheat Straw—Improvements of Operational Stability in 10 Years of Bioliq Pilot Plant Operation. *Energy & Fuels*, [S.L.], v. 35, n. 14, p. 11333-11345, 30 jun. 2021. American Chemical Society (ACS). <http://dx.doi.org/10.1021/acs.energyfuels.1c00851>.

O CUSTO da Água no Brasil. 2020. Disponível em: <https://fusatiambiental.com.br/o-custo-da-agua-no-brasil/>. Acesso em: 06 fev. 2023.

OLIVEIRA, Patricia Azevedo de; CRUZ, Sthefaní Firmino da. GASEIFICAÇÃO: PROCESSO ALTERNATIVO PARA A RECUPERAÇÃO ENERGÉTICA E ELIMINAÇÃO DE RESÍDUOS SÓLIDOS URBANOS. 2016. 70 f. TCC (Graduação) - Curso de Hidráulica e Saneamento Ambiental, Faculdade de Tecnologia de São Paulo, São Paulo, 2016.

PEI, Peng; KOROM, Scott F.; LING, Kegang; NASAH, Junior. Cost comparison of syngas production from natural gas conversion and underground coal gasification. *Mitigation And Adaptation Strategies For Global Change*, [S.L.], v. 21, n. 4, p. 629-643, 15 jun. 2014. Springer Science and Business Media LLC. <http://dx.doi.org/10.1007/s11027-014-9588-x>

PETERS, Max S.; TIMMERHAUS, Klaus D.; WEST, Ronald E.. Plant Design and Economics for Chemical Engineers. 5. ed. University Of Colorado: McGraw-Hill, 2003. 988 p.

PROQR, 2021. Potencial de diferentes indústrias no Brasil para produzir gás de síntese. ProQR – Combustíveis Alternativos sem Impactos Climáticos. Disponível em: <<https://ptx-hub.org/wpcontent/uploads/2021/09/Potencial-Producao-de-Gas-de-Sintese-Industria-Brasileira-PT.pdf>>. Acesso em: jan. 2023.

RASI, José Roberto; BERNARDO, Roberto; PELLOSO, José Anthero Catanio. AVALIAÇÃO DE UM SECADOR DE BAGAÇO DE CANA COM DOIS ESTÁGIOS DE SECAGEM QUE UTILIZA O CALOR RESIDUAL DE UM GERADOR DE VAPOR: um estudo de caso. Brazilian Journal Of Development, [S.L.], v. 6, n. 8, p. 56324-56344, 2020. Brazilian Journal of Development. <http://dx.doi.org/10.34117/bjdv6n8-155>.

REVERSE Water Gas Shift Reaction (rWGS). 2022. Disponível em: <https://www.hte-company.com/en/industries/co2sday/rwgs>. Acesso em: 08 fev. 2023.

SAFRA 2021/2022 processa 523 milhões de toneladas de cana. 2022. Elaborada por UNICA. Disponível em: <<https://unica.com.br/noticias/safra-2021-2022-processa-523-milhoes-de-toneladas-de-cana/>>. Acesso em: fev. 2023.

SANTUCCI, Beatriz Stangherlin. ESTUDO DOS EFEITOS DOS TRATAMENTOS FÍSICOMECÂNICOS NA HIDRÓLISE DA CELULOSE DO BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR. 2018. 342 f. Tese (Doutorado) - Curso de Química, Instituto de Química de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2018. Disponível em: <<https://www.teses.usp.br/teses/disponiveis/75/75133/tde-10102018-170920/en.php>>. Acesso em: fev. 2023.

SCHMITT, Caroline Carriel; MOREIRA, Renata; NEVES, Renato Cruz; RICHTER, Daniel; FUNKE, Axel; RAFFELT, Klaus; GRUNWALDT, Jan-Dierk; DAHMEN, Nicolaus. From agriculture residue to upgraded product: the thermochemical conversion of sugarcane bagasse for fuel and chemical products. Fuel Processing Technology, v. 197, p. 106199, jan. 2020. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuproc.2019.106199>.

SCHWERZ, Lucas; TURDERA, Eduardo Mirko Venzuela. Balanço das emissões de gases do efeito estufa (CO₂) em usinas sucroenergéticas, de Mato Grosso do Sul de acordo com a potência instalada em suas centrais de cogeração. In: ENCONTRO DE ENSINO, PESQUISA E EXTENSÃO - UFGD, 8., 2014, Dourados. Disponível em: <http://eventos.ufgd.edu.br/enepex/anais/arquivos/329.pdf>. Acesso em: 03 fev. 2023.

SHI, Chenxu; LABBAF, Babak; MOSTAFAVI, Ehsan; MAHINPEY, Nader. Methanol production from water electrolysis and tri-reforming: process design and technical-economic analysis. Journal Of Co2 Utilization, [S.L.], v. 38, p. 241-251, maio 2020. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.jcou.2019.12.022>.

SIDEK, F N; SAMAD, N A F Abdul; SALEH, S. Review on effects of gasifying agents, temperature and equivalence ratio in biomass gasification process. Iop Conference Series: Materials Science and Engineering, [S.L.], v. 863, n. 1, p. 012028, 1 maio 2020. IOP Publishing. <http://dx.doi.org/10.1088/1757-899x/863/1/012028>.

SILVA, Cleuzilene Vieira da. CARACTERIZAÇÃO DO BIO-ÓLEO PRODUZIDO POR PIROLÍSE RÁPIDA DO BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR. 2013. 90 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Química, Programa de Pós-Graduação em Química, Universidade Federal de Uberlândia,

Uberlândia, 2013. Disponível em: <https://repositorio.ufu.br/handle/123456789/17383#:~:text=O%20BO%20produzido%20na%20planta,BO%20para%20uso%20como%20combust%C3%ADvel.> Acesso em: fev. 2023.

SONEGO, Jorge Luiz Silveira. Estudo Da Produção De Etanol De Sacarose Por Fermentação Extrativa Utilizando Arraste Com Dióxido De Carbono. 2916. 142 f. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia Química, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2016

SOUTO, H. J. da C.; NOGUEIRA, T. A. F. M. P. . O Hidrogênio Como Vetor Energético do Futuro. *Neutro à Terra*, [S. l.], n. 28, p. 47–53, 2022. DOI: 10.34630/neutroaterra.vi28.4494. Disponível em: <https://parc.ipp.pt/index.php/neutroaterra/article/view/4494>. Acesso em: 5 fev. 2023.

TORRES, Jakelline Nunes Marques. PRODUÇÃO DE HIDROGÊNIO A PARTIR DO BAGAÇO DE CANA-DEAÇÚCAR POR VIA FERMENTATIVA ANAERÓBIA. 2018. 104 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal de Alagoas, Maceió, 2018.

TRIPPE, Frederik. Techno-ökonomische Bewertung alternativer Verfahrenskonfigurationen zur Herstellung von Biomass-to-Liquid (BtL) Kraftstoffen und Chemikalien. 2013. 318 f. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia Química, Karlsruher Institut Für Technologie (Kit), Karlsruhe, 2013.

TRIPPE, Frederik; FRÖHLING, Magnus; SCHULTMANN, Frank; STAHL, Ralph; HENRICH, Edmund. Techno-Economic Analysis of Fast Pyrolysis as a Process Step Within Biomass-to-Liquid Fuel Production. *Waste And Biomass Valorization*, [S.L.], v. 1, n. 4, p. 415-430, 19 ago. 2010. Springer Science and Business Media LLC. <http://dx.doi.org/10.1007/s12649-010-9039-1>.

TRIPPE, Frederik; FRÖHLING, Magnus; SCHULTMANN, Frank; STAHL, Ralph; HENRICH, Edmund. Techno-economic assessment of gasification as a process step within biomass-to-liquid (BtL) fuel and chemicals production. *Fuel Processing Technology*, [S.L.], v. 92, n. 11, p. 2169-2184, nov. 2011. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuproc.2011.06.026>.

UNICA, 2022. Bioeletricidade em Números. Disponível em: <<https://observatoriodacana.com.br/arquivos/pdfs/2022/02/09ac2744aba07610bd1041fb78592365.pdf>>. Acesso em: jan. 2023

VAZZOLER, Alex. Índices de custo para diferentes localidades. In: VAZZOLER, Alex. Introdução ao estudo das viabilidades técnica e econômica de processos químicos. Campinas: N.A., 2017. Cap. 7. p. 259-260.

VCI. Chemiewirtschaft in Zahlen. 2017. Disponível em: <https://www.vci.de/vci/downloads-vci/publikation/chiz-historisch/chemiewirtschaft-in-zahlen-2017.pdf>. Acesso em: 06 fev. 2023.

VCI. Chemiewirtschaft in Zahlen. 2022. Disponível em: <https://www.vci.de/vci/downloads-vci/publikation/chiz-historisch/chemiewirtschaft-in-zahlen-2022.pdf>. Acesso em: 06 fev. 2023.

VIANA, Laryssa Ferreira. POTENCIAL ENERGÉTICO DO BAGAÇO E PALHIÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR, CV. SP80-1842, EM ÁREA DE ALAMBIQUE ARTESANAL. 2011. 103 f. Tese (Doutorado) - Curso de Agronomia, Programa de Pós-Graduação em Agronomia/Fitotecnia, Universidade Federal de Lavras, Lavras, 2011. Disponível em: http://repositorio.ufla.br/bitstream/1/3247/1/TESE_Potencial%20energ%C3%A9tico%20do%20baga%C3%A7o%20e%20palhi%C3%A7o%20de%20cana-de-a%C3%A7%C3%ACar%2C%20cv.%20SP80-1842%2C%20em%20%C3%A1rea%20de%20alambique%20artesanal.pdf. Acesso em: 06 fev. 2023.

VIDAL, Maria de Fátima. PRODUÇÃO E MERCADO DE ETANOL. [S. L.]: Escritório Técnico de Estudos Econômicos do Nordeste - Etene, 2021. Disponível em: <https://www.bnb.gov.br/s482-dspace/bitstream/123456789/906/1/2021_CDS_159.pdf>. Acesso em: fev. 2023.

VIDAS, Leonardo; CASTRO, Rui. Recent Developments on Hydrogen Production Technologies: state-of-the-art review with a focus on green electrolysis. Applied Sciences, [S.L.], v. 11, n. 23, p. 11363, 1 dez. 2021. MDPI AG. <http://dx.doi.org/10.3390/app112311363>.

ZANG, Guiyan; SUN, Pingping; ELGOWAINY, Amgad A.; BAFANA, Adarsh; WANG, Michael. Performance and cost analysis of liquid fuel production from H₂ and CO₂ based on the Fischer-Tropsch process. Journal Of Co₂ Utilization, [S.L.], v. 46, p. 101459, abr. 2021. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.jcou.2021.101459>.

Apêndice A – Equipamentos da Planta BtL, calculados segundo Trippe (2013)

Equipamento	Etapa	Capacidade	Coefficiente de Redução (n)	Preço Corrigido (US\$) – Brasil 2021
Peneira	Pré-Tratamento	16,2 t/h	0,9	\$ 306.300,68
Separador de Metal	Pré-Tratamento	16,2 t/h	0,9	\$ 131.842,47
Moedor	Pré-Tratamento	16,2 t/h	0,9	\$ 727.131,19
Secador	Pré-Tratamento	15,29 t de H ₂ O/h	0,85	\$ 9.048.230,41
Silo com transportadora	Pré-Tratamento	115 m ³	0,9	\$ 458.520,28
Reator de Pirólise (twin screw reactor)	Pirólise Rápida	121,85 m ³ /h	0,8	\$ 2.517.035,42
Tela vibratória de areia	Pirólise Rápida	162 t/h	0,95	\$ 284.938,95
Elevador Pneumático	Pirólise Rápida	162 t/h	0,6	\$ 4.162.128,08
Bunker de Coleta de Areia	Pirólise Rápida	2,04 m ³	0,8	\$ 138.265,97
Rosca Transportadora	Pirólise Rápida	162 t/h	0,8	\$ 249.770,79
Queimador de gás de pirólise	Pirólise Rápida	7,04 MWth	0,6	\$ 495.947,06
Soprador de ar de combustão	Pirólise Rápida	2,32 m ³ /s	0,6	\$ 81.328,94
trocador de calor para pré-aquecimento do ar	Pirólise Rápida	845,22 m ³ /s	0,44	\$ 880.439,44
Isolamento	Pirólise Rápida	833,95 m ²	1	\$ 69.304,24
Ciclone de Gás	Pirólise Rápida	3,03 m ³ /s	0,8	\$ 46.088,66
Filtro de gás	Pirólise Rápida	3,03 m ³ /s	0,95	\$ 950.736,88
Multi Ciclone Quente	Pirólise Rápida	3,87 m ³ /s	0,8	\$ 57.982,51
Resfriador de coque	Pirólise Rápida	140,87 m ²	0,44	\$ 274.926,49
Cooler Quench	Pirólise Rápida	8,1 t/h	0,7	\$ 489.644,38
Bomba de Condensado	Pirólise Rápida	8,1 t/h	0,34	\$ 54.151,68
Cooler de Condensado	Pirólise Rápida	2359,57 m ²	0,44	\$ 1.047.419,33
Bomba de Água de Resfriamento	Pirólise Rápida	0,35 t/h	0,34	\$ 24.455,60

Equipamento	Etapa	Capacidade	Coefficiente de Redução (n)	Preço Corrigido (US\$) – Brasil 2021
Cooler de Gás	Pirólise Rápida	84,52 m ²	0,44	\$ 220.953,19
Filtro de Gás de Pirólise	Pirólise Rápida	0,77 m ³ /s	0,95	\$ 238.389,52
Lavador de Gás de Pirólise	Pirólise Rápida	0,77 m ³ /s	0,6	\$ 44.651,18
Silo de coque	Pirólise Rápida	14,09 m ³	0,8	\$ 184.354,63
Tanque de Condensado Orgânico	Pirólise Rápida	7,04 m ³	0,8	\$ 59.469,24
Tanque de Condensado Aquoso	Pirólise Rápida	7,04 m ³	0,8	\$ 59.469,24
Misturador Coloidal	Pirólise Rápida	11,9 t/h	0,6	\$ 908.902,61
Broca	Pirólise Rápida	11,9 t/h	0,8	\$ 70.528,54
Moinho Coloidal	Pirólise Rápida	11,9 t/h	0,6	\$ 285.838,63
Bomba	Pirólise Rápida	11,9 t/h	0,34	\$ 68.395,83
Tanque de Pasta	Pirólise Rápida	24,94 m ³	0,8	\$ 139.556,47
Bomba de Pasta	Gaseificação	223,26 m ³ /h	0,49	\$ 110.349,99
Compressor de Oxigênio	Gaseificação	4215,82 m ³ /h	0,69	\$ 879.864,31
Bomba de Condensado	Gaseificação	9,3 m ³ /h	0,33	\$ 95.129,10
Trocador de calor condensado	Gaseificação	15,5 m ²	0,6	\$ 118.013,15
Tratamento de água	Gaseificação	7,88 m ³ /h	0,7	\$ 137.142,87
Desmineralização de águas residuais	Gaseificação	3,97 m ³ /h	0,7	\$ 50.585,49
Tanque de água tratada	Gaseificação	31,01 m ³	0,57	\$ 101.655,01
Bomba de alta pressão para Quench	Gaseificação	8,68 m ³ /h	0,33	\$ 123.431,97
Bomba sistema de resfriamento	Gaseificação	9,3 m ³ /h	0,33	\$ 45.599,07
Trocador de Calor sistema de resfriamento	Gaseificação	37,21 m ²	0,6	\$ 154.010,88
Fornecimento de gás natural/gás inerte	Gaseificação	93,02 m ³ /h	0,7	\$ 112.693,22
Gaseificador de Fluxo Arrastado	Gaseificação	50,11 MWth	0,8	\$ 5.926.702,55

Equipamento	Etapa	Capacidade	Coefficiente de Redução (n)	Preço Corrigido (US\$) – Brasil 2021
Lavador de Gás (By-Pass)	Limpeza e Condicionamento do Gás	12,4 m ³ /h	0,6	\$ 164.773,08
Reator Shift	Limpeza e Condicionamento do Gás	13,02 t/h	0,8	\$ 263.252,94
Lavador de Gás	Limpeza e Condicionamento do Gás	49,61 m ³ /h	0,6	\$ 452.754,87
Bomba de Condensado	Limpeza e Condicionamento do Gás	24,81 m ³ /h	0,33	\$ 88.839,57
Filtro	Limpeza e Condicionamento do Gás	24,81 m ³ /h	0,7	\$ 67.728,34
Trocador de calor	Limpeza e Condicionamento do Gás	217,05 m ²	0,6	\$ 772.652,17
Cooler de Gás	Limpeza e Condicionamento do Gás	415,5 m ²	0,6	\$ 1.478.875,54
Sistema de Limpeza de Gás Ácido	Limpeza e Condicionamento do Gás	3410,86 Nm ³ /h	0,65	\$ 3.861.774,46
Trocador de Calor	Limpeza e Condicionamento do Gás	21,77 m ²	0,6	\$ 154.381,99
Tratamento de Escória	Limpeza e Condicionamento do Gás	0,81 t/h	0,7	\$ 1.740.662,03

Apêndice B – Demanda Energética dos Equipamentos da planta BtL por hora de operação da planta (processamento de 31,5t/h de bagaço úmido), calculado segundo Trippe (2013)

Equipamento	Demanda Energética (kW)
Peneira Rotativa	162
Separador de Metal	10
Moedor	324
Secador	343
Silo com transportador	7
Reator de Pirólise (Twin Screw Reactor)	4
Tela Vibratória de Areia	5
Elevador Pneumático	441
Rosca Transportadora	4
Soprador de ar de combustão	231
Limpeza de gás (ciclone e filtro)	9
Bomba de condensado (pirólise)	24
Bomba de água	96
Sopraadores de gás de pirólise	75
Misturadores coloidal	38
Bombas de alimentação	4
Moinho coloidal	34
Homogeneização da Pasta	28
Alimentação da Pasta	10
Bomba de condensado (gaseificação)	2
Bomba de alta pressão para Quench	25
Bomba do sistema de isolamento do gaseificador	14
Carburador de unidades auxiliares	10
Lavagem de Gás	2
Bomba de condensado (gaseificação)	7
Sistema de Limpeza do Gás	288
Tratamento de escória	40

Apêndice C – Demanda Energética dos Equipamentos da planta PtL por hora de operação da planta (processamento de 0,346kg/h de hidrogênio), calculado segundo Zang (2021)

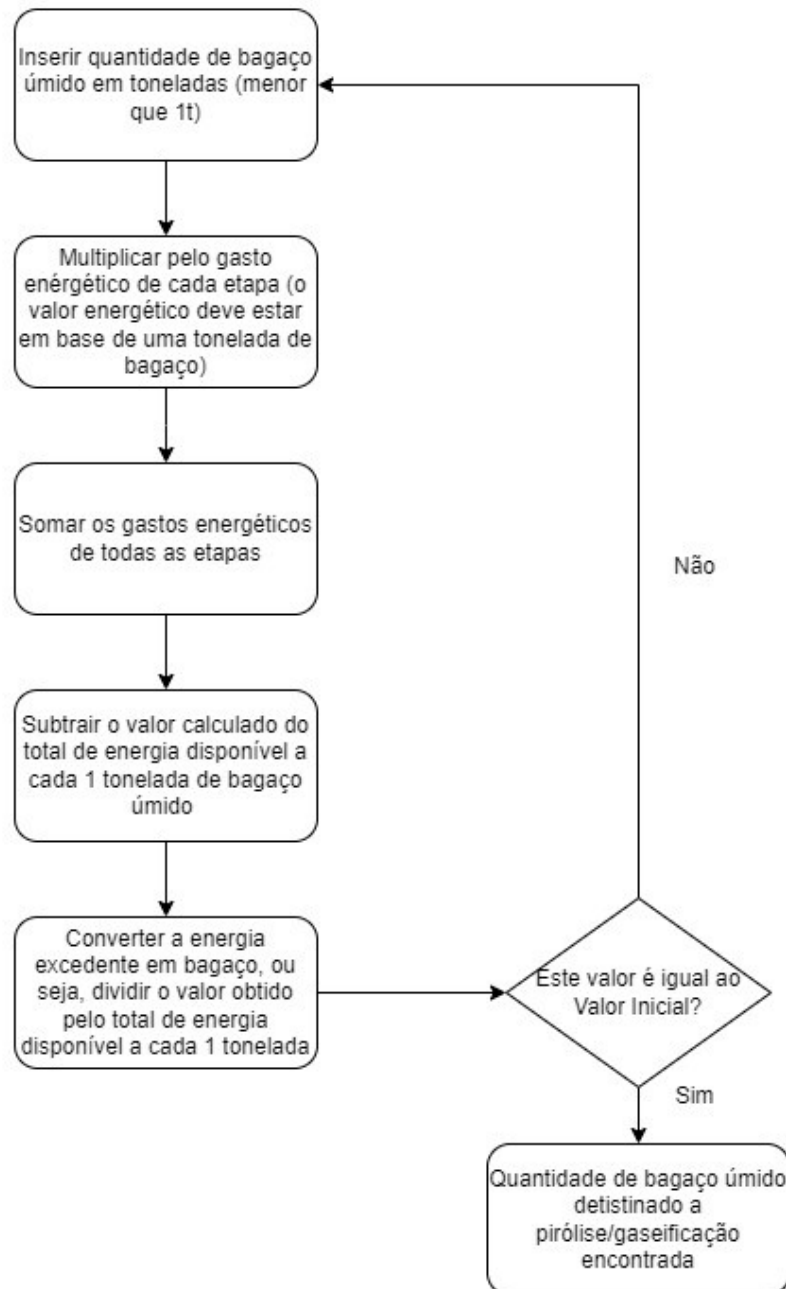
Equipamento	Demanda Energética (kW)
Compressor de CO ₂	6,05
Compressor de CO ₂ - Reciclo	8,29
Compressor de H ₂	1,31
Compressor de Syngas	4,08
Demais Operações	4,73

Apêndice D – Balanço de Massa da Planta PtL para produção de gás de síntese com processamento de 0,346 t/h de H₂ (Figura 16)

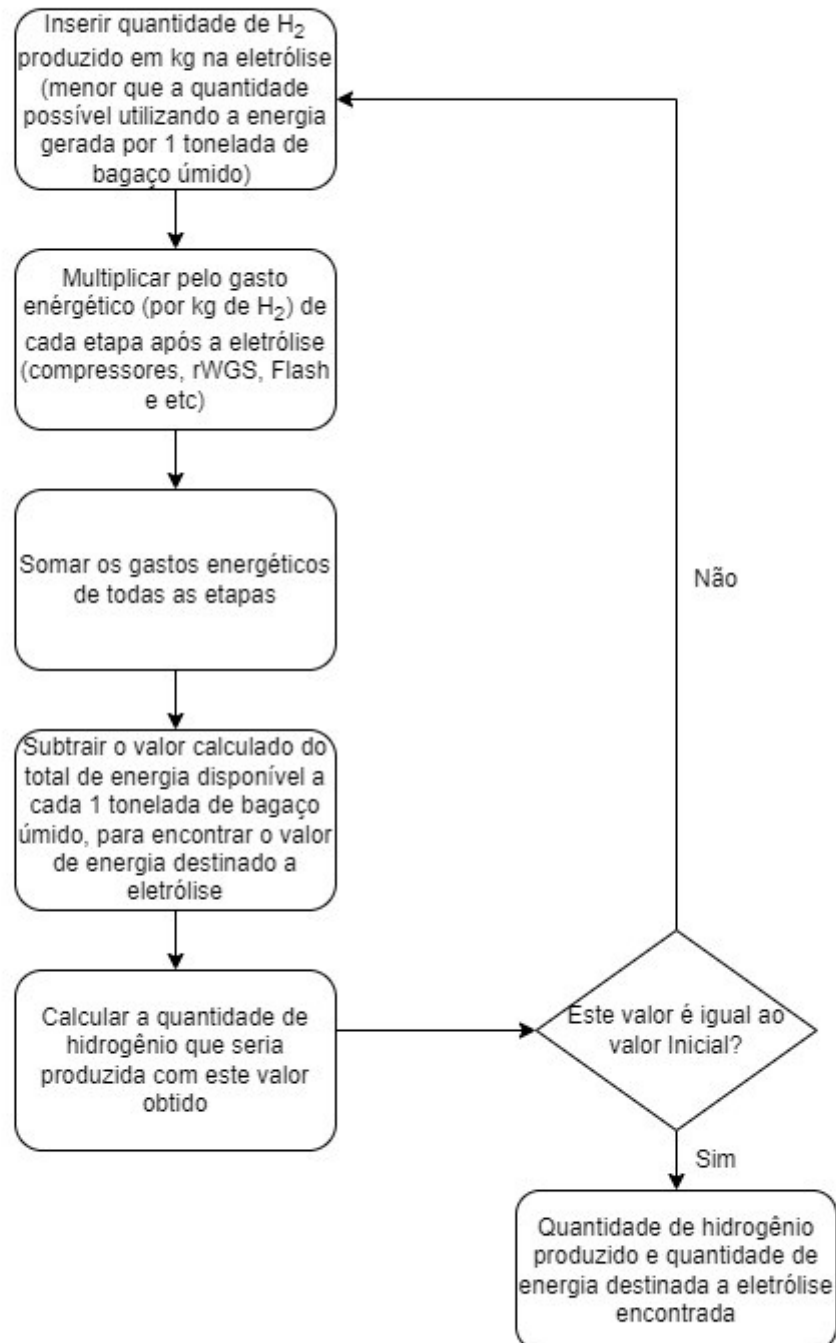
Corrente	1	2	3	4	5
Temperatura (°C)	25	25	49,8	49,8	49,8
Pressão (bar)	1	1	24,7	24,7	24,7
Vazão Mássica (t/h)	0,346	3,142	0,305	0,041	3,142
Fração Molar CO ₂	0%	100%	0%	0%	100%
Fração molar de CO	0%	0%	0%	0%	0%
Fração Molar H ₂	100%	0%	100%	100%	0%
Fração molar de H ₂ O	0%	0%	0%	0%	0%

Corrente	6	7	8	9	10
Temperatura (°C)	50,1	67,9	600	43	43
Pressão (bar)	24,7	24,5	24,5	30	30
Vazão Mássica (t/h)	3,556	7,003	7,003	6,035	2,520
Fração Molar CO ₂	94%	49%	31%	38%	9%
Fração molar de CO	6%	1%	19%	23%	28%
Fração Molar H ₂	0%	50%	32%	39%	62%
Fração molar de H ₂ O	0%	0%	18%	0%	0%

Apêndice E – Esquema do cálculo iterativo para obter quantidade de bagaço destinado a pirólise/gaseificação



Apêndice F – Esquema do cálculo iterativo para obter quantidade de energia destinado a eletrólise



ANEXO A – Fluxogramas Detalhados do Processo BtL segundo Trippe (2013), usado sob licença Creative Commons CC BY-NC-ND 3.0 DE

