

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

**Simulação da produção de combustível de aviação sustentável (SAF) pela  
rota de álcool para querosene (ATJ) com o programa COCO Simulator**

**Lucas Funashina Hayasida**

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

**Orientador: Prof. André Bernardo**

São Carlos – SP

**2025**

## **BANCA EXAMINADORA**

Trabalho de Graduação apresentado no dia 8 de dezembro de 2025 perante a seguinte banca examinadora:

---

Orientador: André Bernardo, DEQ/UFSCar

---

Convidado: Thalyne de Almeida Ferreira Rocha, DEQ/UFSCar

---

Professor da Disciplina: Luís Augusto Martins Ruotolo, DEQ/UFSCar

## **AGRADECIMENTOS**

Gostaria de agradecer à minha família por me apoiar ao longo de toda a minha vida e por serem parte fundamental da pessoa que me tornei. Graças a eles, construí uma base sólida que me permitiu perseguir meus sonhos e objetivos. Agradeço também aos meus amigos, que estiveram ao meu lado nos momentos difíceis e com quem pude compartilhar as conquistas individuais ao longo do curso, criando laços que levarei comigo para sempre.

Registro minha gratidão ao professor Dr. André Bernardo por ter me acolhido como orientando. Agradeço pela prontidão, paciência e pela oportunidade de aprender sob sua orientação, beneficiando-me de seu vasto conhecimento e compromisso.

Por fim, agradeço ao corpo estudantil da Universidade Federal de São Carlos, especialmente aos professores do Departamento de Engenharia Química, que proporcionaram inúmeras oportunidades de aprendizado e contribuíram de forma significativa para meu desenvolvimento acadêmico e pessoal.

## RESUMO

A indústria de transporte aéreo segue em expansão, resultando no aumento significativo do consumo global de querosene. Como alternativa para mitigar as emissões e os impactos ambientais decorrentes desse crescimento, vêm sendo desenvolvidos métodos sustentáveis para a produção de querosene verde para aviação. Nesse contexto, este trabalho analisa a aplicação do simulador CAPE-OPEN to CAPE-OPEN (COCO) na modelagem da rota de produção de querosene verde a partir de álcool, utilizando dados operacionais de uma planta com capacidade anual de 6.000 barris, conforme o estudo de Teixeira (2024). Além disso, apresenta-se uma análise econômica do cenário atual do querosene verde no Brasil, considerando as diferentes rotas de produção já existentes e certificadas, suas limitações e as oportunidades de mercado associadas. Os resultados indicam que o simulador se mostra adequado para estudos futuros; entretanto, há limitações relacionadas ao banco de dados ChemSep integrado ao programa. Em alguns casos, torna-se necessária uma busca extensa por propriedades termodinâmicas de substâncias não incluídas no banco de dados disponível para download. No que diz respeito às rotas de produção já consolidadas, estas se mostram tecnicamente promissoras, porém ainda não são comercialmente viáveis no contexto atual, evidenciando a necessidade de investimentos contínuos em pesquisa e de incentivos econômicos governamentais.

## ABSTRACT

The aviation transportation industry continues to expand, resulting in a significant increase in global kerosene consumption. As an alternative to mitigate the emissions and environmental impacts associated with this growth, sustainable methods for producing green aviation kerosene have been developed. In this context, this work analyzes the application of the CAPE-OPEN to CAPE-OPEN (COCO) simulator to model the production route of green kerosene from alcohol, using operational data from a plant with an annual capacity of 6,000 barrels, based on the study by Teixeira (2024). Additionally, an economic analysis of the current green kerosene landscape in Brazil is presented, considering the different production routes already established and certified, their limitations, and the market opportunities they offer. The results indicate that the simulator is suitable for future studies; however, there are limitations related to the ChemSep database integrated into the program. In some cases, an extensive search for thermodynamic property data is required for substances not included in the downloadable database. Regarding the established production routes, they appear technically promising but are not yet commercially viable in the current context, highlighting the need for continued research and government economic incentives.

## SUMÁRIO

### 1 Sumário

1-	INTRUDUÇÃO .....	10
2	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	12
2.1	Tecnologia do ATJ.....	16
2.2	Especificações estabelecidas pela Agência Nacional de Petróleo, Gás natural e Biocombustíveis.....	17
2.3	Descrição da rota química.....	19
2.3.1	Desidratação .....	19
2.3.2	Oligomerização.....	21
2.3.3	Hidrogenação.....	21
2.3.4	Destilação fracionada .....	22
3	MATERIAIS E MÉTODOS .....	23
3.1	COCO Simulator.....	23
3.1.1	COFE.....	23
3.1.2	TEA .....	23
3.1.3	COUSCOUS.....	24
3.1.4	CORN.....	30
3.2	SIMULAÇÃO.....	31
3.3	COMPARATIVO DE DADOS ECONÔMICOS.....	33
4	RESULTADOS E DISCUSSÕES .....	34
4.1	REATORES DE DESIDRATAÇÃO .....	34
4.2	SEPARADORES FLASH .....	35
4.3	REATORES DE OLIGOMERIZAÇÃO .....	36
4.4	REATORES DE HIDROGENAÇÃO .....	37
4.5	COLUNAS DE DESTILAÇÃO .....	39
4.6	COMPARATIVO ECONÔMICO DAS DIFERENTES ROTAS.....	41
5	CONCLUSÃO .....	45
6	Bibliografia .....	48

## LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 – Rendimento percentual de diferentes rotas de SAF .....	17
Figura 2.2 – Fluxograma da produção de SAF através da rota ATJ .....	19
Figura 2.3 – Modelo de reação paralelas .....	20
Figura 2.4 – Modelo de série de reações .....	20
Figura 2.5 – Modelo de série de reação paralelas.....	21
Figura 2.6 – Representação da reação de oligomerização.....	21
Figura 3.1 – Interface inicial do COFE .....	23
Figura 3.2 – Interface para definir o modelo termodinâmico da simulação.....	24
Figura 3.3 – Equipamentos disponíveis na plataforma do COCO .....	25
Figura 3.4 – Tela para configuração dos parâmetros de operação do reator de desidratação ..	26
Figura 3.5 – Janela de configuração da reação de desidratação .....	27
Figura 3.6 – Janela de Configuração do reator de oligomerização .....	27
Figura 3.7 – Janela de configuração da reação de oligomerização .....	28
Figura 3.8 – Janela de configuração do reator de hidrogenação .....	28
Figura 3.9 – Janela de configuração das reações de hidrogenação .....	29
Figura 3.10 – Janela para configuração do modelo termodinâmico das colunas .....	29
Figura 3.11 – Janela de resultados da simulação da coluna .....	30
Figura 3.12 - Janela para configuração da temperatura terminal da corrente.....	30
Figura 3.13 – Esquema da fase de reação da planta de produção de SAF .....	31
Figura 3.14 – Esquema da fase de separação por fracionamento da produção de SAF .....	33
Figura 4.1 – Reatores de desidratação com as correntes de entrada e saída.....	34
Figura 4.2 - Vasos flash com correntes de entrada e saída.....	36
Figura 4.3 - Reator de oligomerização com as correntes de entrada e saída.....	37
Figura 4.4 - Reator de hidrogenação com as correntes de entrada e saída .....	38
Figura 4.5 - Coluna de destilação (CD1) com as correntes de entrada e saída .....	39
Figura 4.6 - Coluna de destilação (CD2) com as correntes de entrada e saída .....	40
Figura 4.7 - Coluna de destilação (CD3) com as correntes de entrada e saída .....	40

## LISTA DE TABELAS E QUADROS

### LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 – Métodos de produção certificados e suas matérias primas .....	13
Tabela 2.2 – Especificação de diferentes tipos de querosene aéreo .....	16
Tabela 2.3 - Especificação do querosene de aviação alternativo SPK-ATJ.....	18
Tabela 2.3 - Especificação da composição do querosene de aviação alternativo SPK-ATJ. .....	<b>Erro! Indicador não definido.</b>
Tabela 3.1 – Principais características das colunas na simulação .....	33
Tabela 4.1 – Composição mássica das correntes de entrada e saídas dos reatores de desidratação .....	35
Tabela 4.2 – Composição mássica das correntes de entrada e saída da fase vapor dos vasos flash .....	36
Tabela 4.3 – Composição mássica das correntes de entrada e saída do reator de oligomerização.....	37
Tabela 4.4 – Composição mássica das correntes de entrada e saída do reator de hidrogenação .....	38
Tabela 4.5 – Composição mássica das correntes de entrada e saída da coluna de destilação (CD1).....	39
Tabela 4.6 – Composição mássica das correntes de entrada e saída da coluna de destilação (CD2).....	40
Tabela 4.7 – Composição mássica das correntes de entrada e saída da coluna de destilação (CD3).....	41
Tabela 4.8 – Comparação de dados econômicos das principais rotas e matérias-primas .....	42
Tabela 4.9 - Dados econômicos de diferentes rotas e suas emissões .....	44

## NOMENCLATURA

<i>SAF</i>	Combustível sustentável de aviação (Sustainable aviation fuel)
FT	Fischer-Tropsch
SPK	Querosene parafínica sintética
ATJ	Álcool para combustível aéreo (Alcohol to Jet fuel)
HEFA	Ésteres e ácidos graxos hidroprocessados
HC-HEFA	Hidrocarbonetos bioderivados, ácidos graxos e ésteres hidroprocessados
HF-SIP	Iso-parafinas sintetizadas de açúcares fermentados e hidroprocessados
ANP	Agência Nacional de Petróleo, Gás natural e Biocombustíveis

## 1- INTRODUÇÃO

Observam-se condições climáticas cada vez mais drásticas no cotidiano, ocorrendo registros de baixas e altas históricas de temperatura mundialmente com impactos climáticos diversos. Considera-se uma das maiores influências para esses impactos a emissão de gases de efeito estufa (GEE) como dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), metano (CH<sub>4</sub>) e óxido nitroso (NO<sub>2</sub>) que causam a retenção da radiação térmica na atmosfera. (Krug *et al.*, 2019)

Dada a preocupação sobre a renovação dos métodos e matérias primas utilizadas na geração de energia, geração recursos de forma sustentável e atitudes ambientalmente conscientes para reduzir as emissões realizadas diariamente, são estudadas alternativas que podem transformar a matriz energética e as rotas de produção de combustíveis disponíveis. (Galembeck, 2022)

Uma das principais fontes para emissão de GEE são os combustíveis que são utilizados pelos meios de transporte, que devido à grande quantidade utilizada e uma porção significativa ser oriunda de derivados de petróleo, têm uma grande emissão desses GEE e outros compostos, causando impactos ambientais. (Krug *et al.*, 2019)

Um exemplo de alternativa incentivada para meios de locomoção com fontes de energia mais sustentáveis são os carros elétricos que, por meio da eletricidade armazenada em grandes baterias, fornecem a força motriz para a locomoção dos veículos. Por isso, o impacto ambiental está associado aos materiais necessários para a construção das baterias e obtenção da eletricidade que alimenta a rede elétrica em que é abastecido. (Din, e Lie, 2017)

Além disso, a utilização de etanol como combustível para veículos já é amplamente implementada e incentivada, devido ser proveniente do plantio de milho e cana-de-açúcar. Por sua produção ser globalmente conhecida e estudada, o etanol é utilizado como substituto, aditivo ou matéria-prima para outros materiais combustíveis. (Teixeira *et al.*, 2024)

Por causa disso, estudam-se outras oportunidades de combustíveis para outras modalidades de transporte, um dos combustíveis de interesse para oferecer alternativas mais sustentáveis é o combustível sustentável de aviação (SAF), para diminuir a emissões geradas pela aviação. Com a grande quantidade de voos diários e expectativa de crescimento pela demanda por querosene de aviação, é necessário desenvolver opções com maior eficiência na utilização de combustível ou elaborar maneiras de utilizar novas fontes renováveis para o querosene. (Xu *et al.*, 2025)

O combustível sustentável de aviação também conhecido como querosene verde e *biojet*, é um substituto do combustível querosene utilizado atualmente. Pois é considerado um

combustível “*drop in*”, ou seja, para a utilização deles se mistura a combustíveis fósseis para atingir o desempenho requerido por norma, mas não é necessário a alteração da arquitetura dos motores de aviação nem na infraestrutura utilizada. (IATA, 20)

A fim de incentivar a utilização de alternativas mais sustentáveis na aviação como o SAF, houve a formulação de subsídios e tarifas internacionalmente de forma mais favoráveis ao uso dele com o objetivo de cumprir as metas percentuais da quantidade de SAF em uso comparado com o querosene fóssil, como pelo menos 2% de SAF até 2025, aumentando para 6% em 2030, 20% em 2035 e 70% em 2050 (International Air Transport Association, 2025)

O Japão determinou que, até 2030, 10% do combustível utilizado em voos internacionais partindo de aeroportos japoneses seja SAF. O Estados Unidos tem como alvo 10% em 2030 e 100% para 2050, com SAF devendo obedecer a restrição que deve reduzir em 50% quando comparado aos combustíveis convencionais. O Reino Unido implementará seu mandato em 2025, começando com 2% do consumo total de querosene de aviação, chegando a 10% em 2030. (ITF, 2023)

Além disso, há algumas iniciativas por parte do setor privado para estabelecer e atingir metas próprias para que ocorra uma operação de aviação mais sustentável. Por exemplo a United Airlines se comprometeu a comprar até 52,5 milhões de galões de SAF. O grupo Lufthansa em parceria com a grupo global de energia e produtos químicos OMV para fornecimento de mais de 800 mil toneladas de SAF entre 2023 e 2030. A Air France-KLM assinou contratos para 1,6 milhão de toneladas com a Neste e a DG Fuels. A Delta Airlines acordou a compra de 250 milhões de galões da Aemetis, a American Airlines fechou contrato de 500 milhões de galões com a Gevo, a Emirates realizou um voo de demonstração usando 100% SAF, e a Singapore Airlines firmou acordo com a Neste para fornecimento de 1.000 toneladas. Em 2023, mais de 50 companhias aéreas já haviam utilizado SAF em mais de 500 mil voos. (Xu *et al.*, 2025)

O transporte por via aérea é responsável pela emissão de 2% de GEE mundialmente, ou seja, em termos de impacto caso fosse realizado a alteração total para o combustível sustentável alternativo pode não aparentar muito significativo, porém, sendo atingido as metas estabelecidas pelo acordo de Paris e Protocolo de Kyoto, existe a expectativa de geração de 500 Mt/ano e captação de 700 Mt/ano de gás carbônico, gerando um saldo negativo de emissão do gás. (IATA, 2023)

Logo, o estudo de tecnologias e conhecimentos que possibilitarão a viabilidade da indústria do SAF é de suma importância para atingir as metas impostas. Ou seja, são necessários estudos que possam atender ao crescimento da demanda por alternativas sustentáveis para as

rotas de produção de combustíveis de aviação sustentáveis (SAF), como desenvolvimento de novas rotas ou aprimoramento das alternativas já certificadas. (Teixeira *et al.*, 2024)

Por isso, este trabalho analisa a simulação de produção de SAF pela rota ATJ (*alcohol to jet*, ou hidrogenação de etanol de segunda geração) realizada através do programa CAPE-OPEN to CAPE-OPEN (COCO) simulator, para avaliar a viabilidade técnica da utilização desse programa, e a aderência da rota ATJ ao contexto brasileiro.

## 2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Existem vários métodos para produção dos combustíveis aéreos sustentáveis (SAF), mas, antes que eles possam ser utilizados, eles devem passar por uma avaliação de suas propriedades e desempenho para serem aprovados. Entre as características mais importantes estão: composição, volatidade, fluidez, densidade, ponto de fusão e ponto de combustão entre outros. (IATA, 2023)

Os métodos aprovados para a produção de SAF que estão estabelecidos internacionalmente podem ser categorizados em oito, resumidos na tabela 2.1 e descritos no texto a seguir.

**Tabela 2.1 – Métodos de produção certificados e suas matérias primas**

<b>Método</b>	<b>Nome aprovado</b>	<b>Limitação de mistura</b>	<b>Matéria-prima</b>
Querosene parafínico sintetizado por Fischer-Tropsch (SPK-FT)	FT-SPK, ASTM D7566 Annex A1, 2009	50 %	Biomassas renováveis (resíduos sólidos, da agricultura e ambiental ou culturas para produção de energia)
Querosene parafínico sintetizado via ésteres e ácidos graxos hidroprocessados (HEFA-SPK)	HEFA-SPK, ASTM D7566 Annex A2, 2011	50 %	Biomassas renováveis baseadas em óleos (por exemplo, jatropha, algas, camelina e gordura amarela)
Iso-parafinas sintetizadas de açúcares fermentados e hidroprocessados (HF-SIP)	HFS-SIP, ASTM D7566 Annex A3, 2014	10 %	Açúcares
Querosene parafínico sintetizado por Fischer-Tropsch com aromáticos (SPK-FT/A)	FT-SPK/A, ASTM D7566 Annex A4, 2015	50 %	Biomassas renováveis (resíduos sólidos, agrícolas e ambiental ou culturas para produção de energia)
Querosene parafínico sintetizado por álcool - alcohol to jet (ATJ-SPK)	ATJ-SPK, ASTM D7566 Annex A5, 2016	50 %	Biomassa celulósica
Querosene de hidrotermólise catalítica (CH-SK)	CH-SK or CHJ, ASTM D7566 Annex A6, 2020	50 %	Ácidos graxos ou ésteres de ácidos graxos ou lipídios de gorduras e óleos
Querosene parafínico sintetizado por hidrocarbonetos bioderivados, ácidos graxos e ésteres hidroprocessados (HC-HEFA-SPK)	HC-HEFA-SPK, ASTM D7566 Annex A7, 2020	10 %	Óleos de alga
Coprocessamento de gorduras, óleos e graxas (FOG)	FOG Co-Processing ASTM D1655 Annex A1	5 %	Ácidos graxos, gorduras e óleos
Coprocessamento FT	FT Co-Processing ASTM D1655 Annex A1	5 %	Biocrude FT

Fonte: IATA (2023)

A rota Fischer-Tropsch (FT), incluindo sua variante com aromáticos, inicia-se com a gaseificação de biomassa ou resíduos carbonáceos, submetidos à reação com oxigênio e vapor em reatores de alta temperatura. Essa etapa gera um gás de síntese rico em hidrogênio (H<sub>2</sub>) e

monóxido de carbono (CO), acompanhado por dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) e impurezas como enxofre, nitrogênio e partículas sólidas. Em seguida, o gás passa por uma etapa de purificação, que envolve filtros, catalisadores e leitos sorbentes, resultando em uma corrente mais limpa de H<sub>2</sub> e CO. Esse gás é então direcionado para a síntese Fischer-Tropsch, responsável pela formação de hidrocarbonetos líquidos, como alcanos de diferentes comprimentos de cadeia, gás liquefeito de petróleo (GLP) e, principalmente, o combustível sustentável de aviação. A versão FT com aromáticos, por sua vez, ajusta a composição do produto para garantir propriedades físico-químicas semelhantes ao querosene de aviação convencional, especialmente no que se refere à densidade e ao conteúdo de aromáticos. **(Shahriar e Khana, 2022)**

Outra rota é a HEFA-SPK, incluindo sua variação HC-HEFA-SPK. Nesse processo, utilizam-se matérias-primas renováveis de origem lipídica, como óleos vegetais, gorduras animais e óleos residuais, que passam inicialmente por um reator de hidroxigenação. Nessa etapa, os triglicerídeos presentes nos óleos são quebrados, produzindo alcanos e compostos oxigenados, cuja proporção depende do catalisador empregado. Em um segundo momento, ocorre a isomerização e o hidrocraqueamento, que ajustam a estrutura molecular dos produtos, aumentando a qualidade e adequação às especificações aeronáuticas. Dessa rota são obtidos principalmente nafta, diesel renovável e SAF, sendo este último um dos mais relevantes no cenário atual devido à sua maturidade tecnológica. **(Shahriar e Khana, 2022)**

A rota HF-SIP utiliza biomassa lignocelulósica como principal insumo. Essa biomassa passa por pré-tratamento para a extração de açúcares, os quais são submetidos à hidrólise enzimática, gerando um hidrolisado açucarado. Após clarificação, esse hidrolisado segue para a fermentação, etapa que permite a formação de intermediários químicos que posteriormente sofrem alquilação. O produto obtido é separado por destilação fracionada, garantindo a obtenção da fração correspondente ao SAF. Essa rota é promissora por aproveitar resíduos agrícolas e florestais, contribuindo para uma maior sustentabilidade do processo. **(Shahriar e Khana, 2022)**

Já a rota ATJ parte de matérias-primas como etanol ou isobutanol, obtidos de diferentes fontes renováveis. Inicialmente, os álcoois passam por uma reação de desidratação, produzindo alcenos. Em seguida, esses alcenos são catalisados em reações de oligomerização, resultando em olefinas de cadeias maiores. Posteriormente, as ligações secundárias e terciárias são removidas, originando alcanos estáveis. A última etapa consiste na destilação fracionada, na qual a fração correspondente ao SAF é separada, permitindo sua utilização como combustível aeronáutico. **(Shahriar e Khana, 2022)**

O coprocessamento de óleos, gorduras e graxas constitui uma alternativa interessante,

pois permite a utilização de matérias-primas semelhantes às da rota HEFA e HC-HEFA em unidades de refino convencionais. Nesse caso, os insumos renováveis passam por hidroxigenação e, em seguida, por isomerização e hidrocraqueamento. O diferencial é que o produto resultante é misturado diretamente com combustíveis fósseis, viabilizando a introdução gradual do SAF no mercado sem necessidade de grandes investimentos em infraestrutura. **(Shahriar e Khana, 2022)**

Na rota CH-SK, utilizam-se algas, resíduos orgânicos e plantas oleaginosas como matérias-primas. O processo inicia-se com um pré-tratamento, no qual ocorrem reações de conjugação, ciclização e reticulação, preparando os compostos para as etapas seguintes. Posteriormente, a biomassa é submetida à termólise catalítica, hidrólise e descarbonização, produzindo intermediários que passam por hidrotreamento e fracionamento. Como resultado, obtêm-se diferentes combustíveis, incluindo nafta, diesel renovável e SAF. Essa rota apresenta grande potencial devido ao uso de matérias-primas de alta produtividade, como microalgas, que não competem diretamente com culturas alimentares. **(Shahriar e Khana, 2022)**

De modo complementar, o coprocessamento FT segue a mesma lógica da rota Fischer-Tropsch, mas, ao final do processo, a fração renovável obtida é misturada a combustíveis fósseis. Essa estratégia facilita a inserção do SAF no mercado, reduzindo custos de adaptação em refinarias já existentes e acelerando a transição energética no setor da aviação. **(Shahriar e Khana, 2022)**

Apesar do grande número de pesquisas realizadas, não existe ainda uma rota universal considerada “ótima”, já que os resultados dependem da matéria-prima e de outros fatores. O processo HEFA, por exemplo, é hoje o mais econômico, mas gera emissões de gases de efeito estufa ligeiramente superiores às de outras rotas certificadas. **(Shahriar e Khana, 2022)**

Aprofundando nas dificuldades encontradas, a infraestrutura necessária para implementação das plantas de produção possui o custo de operação muito elevado devido as despesas relacionadas ao transporte e disponibilidade dos grandes volumes de biomassa que serão utilizados como matéria-prima, entre outros fatores. Uma das soluções propostas é a estruturação de uma logística de uma rede de produção de pequenas plantas descentralizadas que produzem até a fase de *syncrude* e o processamento final. Sendo assim, essa estrutura comportaria proximidade as refinarias de etanol e abastecer aeroportos de forma mais economicamente eficiente. **(Chireshe, 2025)**

Um das rotas que aparenta mais factível de realização no Brasil que vem despertando interesse crescente é a do álcool-para-querosene (ATJ), pois essa rota é especialmente atrativa em regiões com forte produção de etanol, devido às sinergias possíveis com a cadeia já

consolidada. Dessa forma, apenas estudos integrados que contemplem aspectos técnicos, econômicos e ambientais — especialmente em relação às emissões de GEE — poderão indicar qual dessas alternativas oferece maior potencial de contribuição para a descarbonização efetiva da aviação. (Chireshe, 2025)

**Tabela 2.2 – Especificação de diferentes tipos de querosene aéreo**

	ASTM D1655	ASTM D7566	DEF STAN 91-91	JP-8 MIL-DTL83133 J
Ácidos, max (mg KOH/g)	0,1	0,1	0,015	0,015
Aromáticos, max (vol %)	25	25	25	25
Enxofre, max (wt. %)	0,3	0,3	0,3	0,3
Máxima temperatura de recuperação com 10% de recuperação (°C)	205	205	205	205
Ponto de ebulição final, max (°C)	300	300	300	300
Ponto de fulgor, min (°C)	38	38	38	38
Ponto de fusão, max (°C)	-40 (Jet A); -47 °C (Jet A-1)	-40 (Jet A); -47 °C (Jet A-1)	-47 °C	-47 °C
Densidade em 15 °C (kg/ m3)	775-840	775-840	775-840	775-840
Viscosidade em - 20 °C, max (cSt ou mm2 / s)	8	8	8	8
Calor líquido de combustão, min (MJ/kg)	42,8	42,8	42,8	42,8

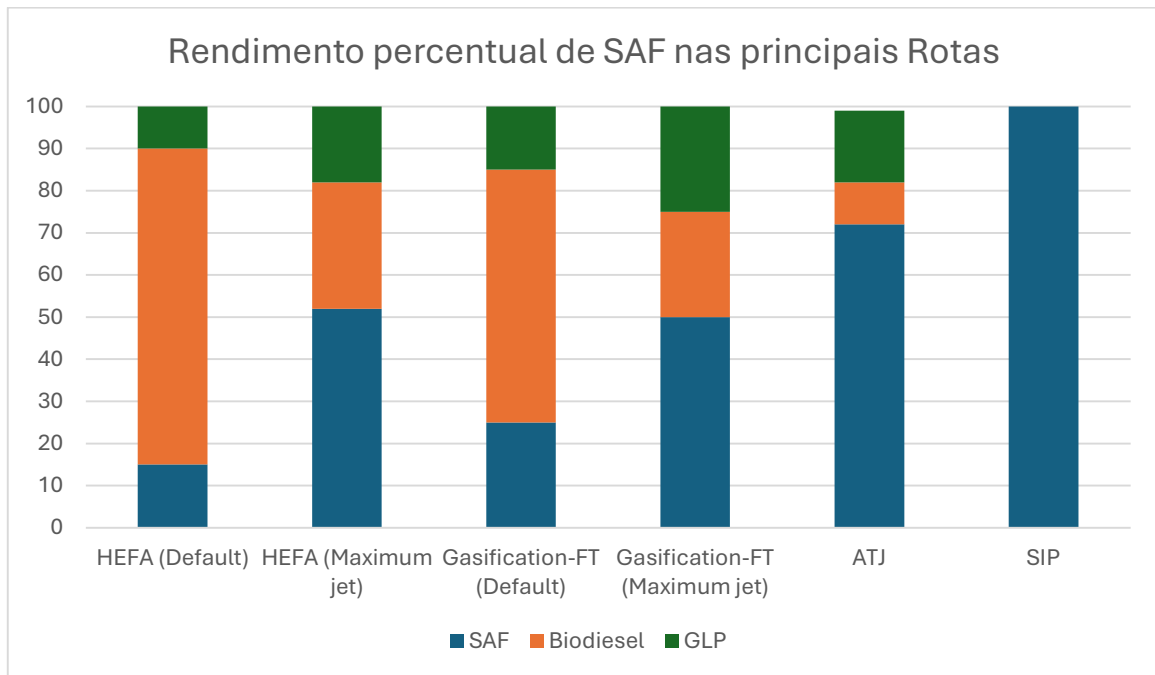
Fonte: ANP (2021)

## 2.1 Tecnologia do ATJ

O Brasil é um dos maiores produtores de etanol do mundo, tendo alcançado, em 2024, a marca de 36,83 bilhões de litros, o que o posiciona como o segundo maior produtor global. Dessa forma, observa-se a abundância desse recurso, favorecendo sua utilização como matéria-prima para a produção de SAF. (CNN, 2025).

A rota nominada de ATJ foi aprovada em abril de 2016 usando isobutano com limite de mistura de 50%, em 2018, etanol foi incluído como outra possibilidade de insumo com a mesma imposição de limitação 50 % para mistura (IATA, 20). As plantas de ATJ conseguem atingir um rendimento de até 70 % de ATJ, que é menor somente quando comparado aos resultados de 100 % do HF-SIP (IATA, 2024). Porém, nenhum dos métodos se demonstrou viável economicamente por enquanto. A figura 2.1 apresenta o limite de produção percentual das principais rota para avaliação

**Figura 2.1 – Rendimento percentual de diferentes rotas de SAF**



Fonte: adaptado de AITA (2024)

Apesar de a rota HEFA ser considerada a alternativa economicamente mais viável, seu rendimento de SAF permanece baixo quando comparado às demais rotas, alcançando no máximo 50%. A rota FT desperta interesse por utilizar dióxido de carbono como matéria-prima, embora apresente rendimento semelhante ao da rota HEFA. Já a rota ATJ possui um rendimento bastante atrativo; contudo, outros fatores econômicos limitam sua aplicação em larga escala. Por fim, a rota SIP apresenta o maior rendimento de hidrocarbonetos, porém, conforme indicado na Tabela 2.1, possui limite de mistura de apenas 10 o que implica sua impossibilidade como método para substituição completa do combustível de aviação convencional.

## **2.2 Especificações estabelecidas pela Agência Nacional de Petróleo, Gás natural e Biocombustíveis**

Em 22 de outubro de 2021, foi publicado a resolução de número 856 da Agência Nacional de Petróleo, Gás natural e Biocombustíveis (ANP), estabelecendo as principais restrições, especificações e características do querosene de aviação. (ANP, 2021)

“Estabelece as especificações do querosene de aviação JET A e JET A-1, dos querosenes de aviação alternativos e do querosene de aviação C (JET C), bem como as obrigações quanto ao controle da qualidade a serem atendidas pelos agentes econômicos que comercializam esses produtos em território nacional.” (ANP, 2021)

Por isso, é importante ter conhecimento sobre as normas que devem ser seguidas para

os testes realizados para garantir a qualidade e propriedades do SAF SPK-ATJ para ser comercializado nacionalmente (Tabela 2.3).

**Tabela 2.3 - Especificação do querosene de aviação alternativo SPK-ATJ.**

	CARACTERÍSTICA	UNIDADE	LIMITE	MÉTODO		
				ABNT NBR	EI	ASTM
1	COMPOSIÇÃO					
1.1	Acidez total, máx.	mgKOH/g	0,015	-	IP 354	D3242
2	VOLATILIDADE			9619 (7)	IP 123(7)	D86(7)
2.1	Destilação Física	°C				
2.1.1	Ponto Inicial de Ebulição (PIE)	°C	Anotar			
2.1.2	10% vol. recuperados (T10), máx.	°C	205			
2.1.3	50% vol. recuperados (T50)	°C	Anotar			
2.1.4	90% vol. recuperados (T90)	°C	Anotar			
2.1.5	Ponto Final de Ebulição (PFE), máx.	°C	300			
2.1.6	T90 menos T10, mín.	°C	21			
2.1.7	Resíduo, máx.	% volume	1,5			
2.1.8	Perda, máx. (9)	% volume	1,5			
2.2	Destilação Simulada			-	IP 406	D2887(39)
2.2.1	10% vol. recuperados (T10)	°C	Anotar			
2.2.2	20% vol. recuperados (T20)	°C	Anotar			
2.2.3	50% vol. recuperados (T50)	°C	Anotar			
2.2.4	80% vol. recuperados (T80)	°C	Anotar			
2.2.5	90% vol. recuperados (T90)	°C	Anotar			
2.2.6	Ponto Final de Ebulição (PFE)	°C	Anotar			
2.3	Ponto de fulgor, mín. (10)	°C	38	7974	IP 170 IP 523 IP 534	D56 D3828 D7236
2.4	Massa específica a 20°C	kg/m3	725,9 a 766,2	7148 14065	IP 160 IP 365	D1298 D4052
3	FLUIDEZ					
3.1	Ponto de congelamento, máx. (11)	°C	- 40	7975	IP 16 IP 435 IP 529 IP 528	D2386 D5972 D7153 D7154
4	ESTABILIDADE					
4.1	Estabilidade térmica 2,5h - mín° 325°C	mmHg		-	IP 323	D3241
4.1.1	queda de pressão no filtro, máx.		25			
4.1.2	depósito no tubo - método visual (14) (15)		< 3 (sem depósito de cor anormal ou de pavão)			
4.1.3	depósito no tubo - método instrumental, máx. (14) (16)		85			
5	CONTAMINANTES					
5.1	Goma atual, máx. (17)	mg/100 mL	4	14525	IP 540	D381
5.2	Índice de separação de água, MSEP, sem dissipador de		90	-	-	D3948

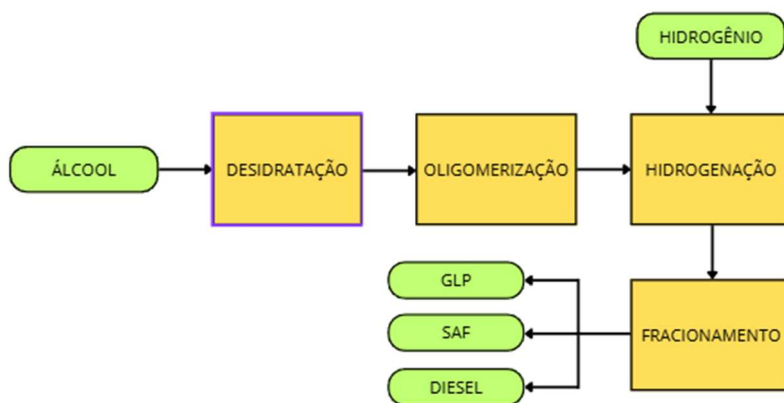
	cargas estáticas, mín.					
6	ADITIVOS					
6.1	Antioxidante (29)	mg/L	17 a 24	-	-	-
7	COMPOSIÇÃO DE HIDROCARBONETOS					
7.1	Cicloparafinas, máx	%(m/m)	15	-	-	D2425
7.2	Aromáticos, máx.	%(m/m)	0,5	-	-	D2425
7.3	Parafinas	%(m/m)	Anotar	-	-	D2425
7.4	Carbono e hidrogênio, mín.	%(m/m)	99,5	-	-	D5291
8	COMPOSIÇÃO DE NÃOHIDROCARBONETOS					
8.1	Nitrogênio, máx.	mg/kg	2	-	IP 379	D4629
8.2	Água, máx.	mg/kg	75	-	IP 438	D6304
8.3	Enxofre, máx. (30)	mg/kg	15	-	-	D2622 D5453
8.4	Metais (Al, Ca, Co, Cr, Cu, Fe, K, Li, Mg, Mn, Mo, Na, Ni, P, Pb, Pd, Pt, Sn, Sr, Ti, V, Zn), máx.	mg/kg	0,1 por metal	-	-	D7111 UOP389
8.5	Halogênios, máx.	mg/kg	1	-	-	D7359

Fonte; ANP (2021)

## 2.3 Descrição da rota química

O insumo considerado é o álcool de 1ª e 2ª geração a partir da cana de açúcar. Podendo ser representado pela seguinte imagem: (Shahriar e Khana, 2022)

**Figura 2.2 – Fluxograma da produção de SAF através da rota ATJ**



Fonte: Shahriar e Khana (2022), adaptado

### 2.3.1 Desidratação

A primeira etapa de reforma do etanol é a desidratação, a qual é realizada em um reator catalítico para a conversão do etanol em eteno (com sua ligação  $\pi$ ), servindo como forma substituta para obtenção de eteno ao invés da maneira mais ortodoxa de refinamento de petróleo.

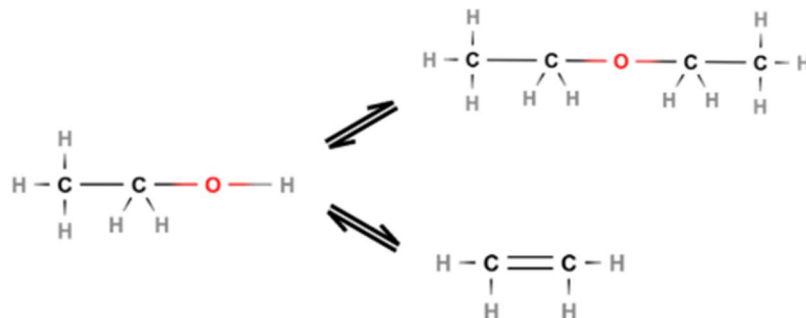
Os recheios de catalisadores são baseados em alumina com uma variedade de ácidos

catalíticos, zeólitas derivadas de SAPO, H-ZSM-5, resinas ácidas e óxidos de metais de transição. Pode ser alcançada uma taxa de conversão entre 94% e 99% dependendo da condição de operação, como temperatura do reator, pressão de operação, tempo de residência e quantidade de água presente no álcool utilizado para alimentação do sistema. (Zhang e Yu, 2013)

Ainda que o mecanismo de reação principal seja definido entre as substâncias etanol e eteno, podem ocorrer reações que geram uma pequena quantidade de subprodutos como acetaldeído, hidrocarbonetos (metano, etano, propileno, butileno) e grupos básicos leves (CO<sub>2</sub>, CO, H<sub>2</sub> etc.) entre outros. Porém não representam uma quantidade significativa para serem considerado em vários dos estudos realizados sobre a hidrólise. (Zhang e Yu, 2013)

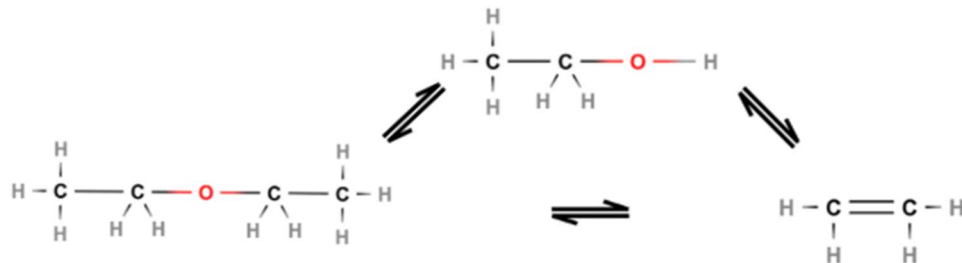
Ainda é bastante discutido como melhor representar o mecanismo de formação do eteno, entre as formas mais aceitas estão três: reações paralelas, série de reações e série de reações paralelas. (Sun e Wang, 2014)

**Figura 2.3 – Modelo de reação paralelas**



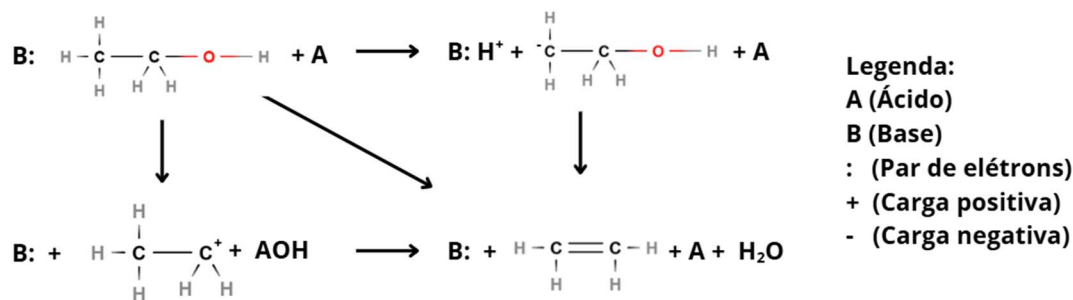
Fonte: adaptado de Sun e Wang (2014)

**Figura 2.4 – Modelo de série de reações**



Fonte: adaptado de Sun e Wang (2014)

Figura 2.5 – Modelo de série de reação paralelas



Fonte: adaptado de Sun e Wang (2014)

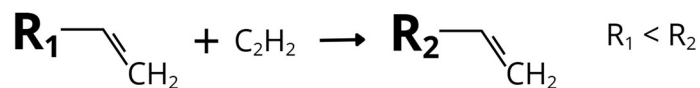
### 2.3.2 Oligomerização

É realizada após a etapa de hidrólise e necessária para a formação de cadeias de carbonos maiores, com a distribuição de produtos dependendo bastante do catalisador no reator. A conversão é alta com somente uma etapa de oligomerização, porém as cadeias formadas possuem seletividades por cadeias de 1 a 5 carbonos, as quais não são o tamanho ideal para o uso com combustível de aviação. (Teixeira *et al.*, 2024)

São importantes parâmetros de operação do reator: temperatura do reator, superfície disponível dos catalisadores ácidos e presença de água. Com maiores temperaturas aumenta a produção de cadeias longas, porém existem vários fatores que causam a competição entre as reações de oligomerização e craqueamento, os quais correlacionam a taxa maior de hidrocarbonetos mais pesados com a probabilidade de eles sofrerem craqueamento ou gerarem resíduos que retardam as reações, como a formação de coque e olefinas leves no catalisador heterogêneo. (Teixeira *et al.*, 2024)

A reação da oligomerização é similar ao processo de polimerização de monômeros de eteno que pode ser representado por:

Figura 2.6 – Representação da reação de oligomerização



Fonte: Zhang e Yu (2013)

### 2.3.3 Hidrogenação

É a última reação que ocorre no processo a fim de saturar os hidrocarbonetos formados na reação de oligomerização da etapa anterior, eliminando as ligações duplas entre carbonos. Esse processo é realizado porque quando se saturam os componentes até se tornarem alcanos,

eles começam a demonstrar propriedades mais estáveis e favoráveis as condições que serão submetidos. **(Shahriar e Khana, 2022)**

Para ser considerado como sustentável, a etapa de hidrogenação deve utilizar o hidrogênio verde como um dos reagentes, o qual na maioria dos processos é gerado através da eletrólise da água com energia renovável ou a partir de biomassa. **(Shahriar e Khana, 2022)**

Os reatores para a hidrogenação mais comuns são com recheio de materiais como níquel, platina e paládio, sendo os catalisadores de níquel Raney um dos mais comuns. **(Shahriar e Khana, 2022)**

A reação de hidrogenação não se limita apenas à saturação das ligações duplas presentes nas olefinas formadas durante o processo ATJ, mas também desempenha um papel essencial na remoção de impurezas químicas. Entre essas impurezas, destacam-se os compostos sulfurados, nitrogenados e oxigenados, que podem permanecer como resíduos após as etapas de fermentação, desidratação e oligomerização. **(Klimczyk *et al.*, 2025)**

#### **2.3.4 Destilação fracionada**

Ocorre na última etapa para a separação de gases liquefeitos de petróleo GLP, nafta, combustível de aviação, água e outras frações mais pesadas. Desempenhando um papel fundamental na rota ATJ ao permitir a separação seletiva dos hidrocarbonetos produzidos após a oligomerização e hidrogenação dos álcoois. Sua principal funcionalidade é isolar a fração C8–C16, que possui propriedades adequadas para ser usada como combustível de aviação, atendendo às especificações da norma ASTM D7566. Além disso, a destilação remove componentes leves que poderiam reduzir o ponto de fulgor do combustível e frações pesadas que prejudicariam o desempenho em baixas temperaturas, como aumento do ponto de congelamento e da viscosidade, garantindo a qualidade, a segurança e a eficiência do SAF antes de seu uso ou mistura com o querosene fóssil.

No entanto, a destilação na rota ATJ também apresenta desafios técnicos significativos. A composição complexa e variável da mistura de hidrocarbonetos exige uma separação precisa, com controle rigoroso de temperatura, pressão e faixas de corte, o que pode aumentar o consumo energético e os custos operacionais. Além disso, há o risco de termodegradação de alguns compostos, especialmente em frações mais pesadas, o que pode demandar o uso de destilação a vácuo. A eficiência da destilação impacta diretamente no rendimento da fração querosene e, portanto, na viabilidade econômica do processo. Otimizar essa etapa é crucial para garantir um SAF competitivo, seguro e dentro dos padrões técnicos exigidos para a aviação comercial. **(Peralson et al, 2023)**

## 3 MATERIAIS E MÉTODOS

### 3.1 COCO Simulator

Para a simulação do processo foi escolhido COCO Simulator devido seu fácil acesso e disponibilidade. Depois da revisão bibliográfica, foi definida a rota de produção de SAF e as outras condições, como escala da planta, modelos termodinâmicos e dados de propriedades.

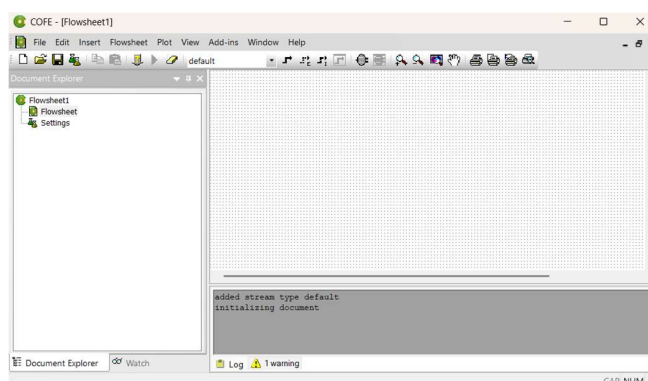
Assim como a pesquisa de dados e informações relevantes em uma busca conduzida em plataformas específicas para conteúdo científico, como os periódicos da CAPES, Google Scholar e SciELO.

#### 3.1.1 COFE

COFE é o ambiente de planilha do CAPE-OPEN com interface intuitiva para o usuário com aplicações para engenharia química. Possuindo capacidades de algoritmos de solução, visualização das propriedades das correntes, plotar gráficos sobre as correntes.

Também funciona como controle das operações unitárias que ocorrem na simulação, sendo compatível com outros simuladores disponíveis no mercado. (COCO Simulator, 2006)

**Figura 3.1 – Interface inicial do COFE**



Fonte: Autor (2025)

#### 3.1.2 TEA

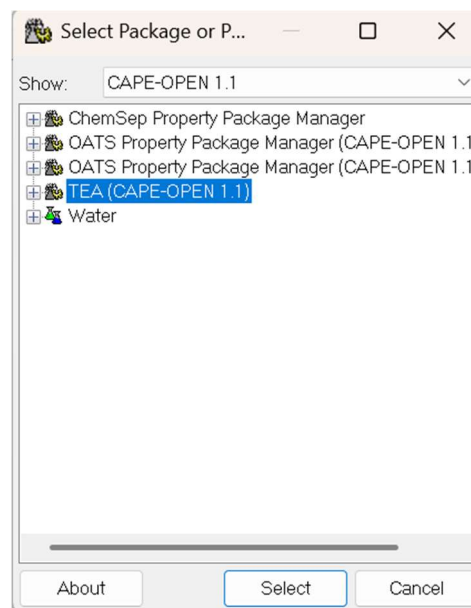
TEA é o pacote termodinâmico, o qual se baseia na biblioteca CHEMSEP. O TEA é o módulo responsável pelos cálculos de propriedades físicas e termodinâmicas no COCO Simulator. Ele oferece uma ampla variedade de modelos de equilíbrio de fases, como misturas ideais, não ideais e modelos de atividade, além de equações de estado clássicas, como Peng-

Robinson e SRK. Esse módulo também possibilita calcular propriedades como entalpia, entropia, calor específico, densidade e viscosidade, essenciais para análises de balanços de massa e energia. (COCO Simulator, 2006)

### 3.1.2.1 Modelo termodinâmico

Através do programa TEA, foi selecionado o pacote UNIFAC para a simulação, devido à presença de mistura não ideal com uma grande quantidade substâncias em fase líquida e gasosa, principalmente devido a interação entre o etanol e água, que são azeótropos, e as interações dos hidrocarbonetos formados durante o processo. (Teixeira *et al.*, 2024) Além disso, o modelo UNIFAC é preditivo e pode ser usado com substância para as quais não se dispõe dos parâmetros de interação binários.

**Figura 3.2 – Interface para definir o modelo termodinâmico da simulação**



Fonte: Autor (2025)

### 3.1.3 COUSCOUS

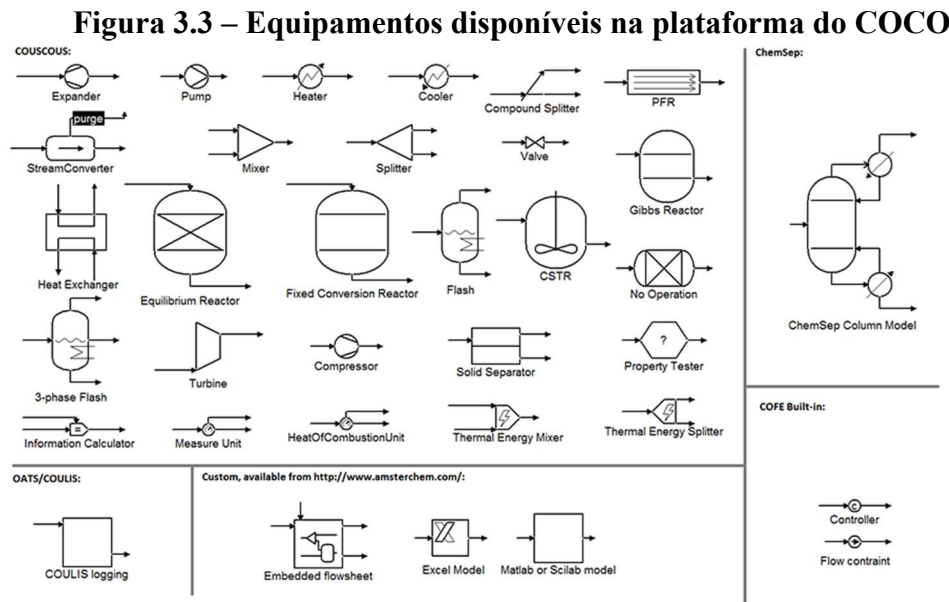
COUSCOUS é o pacote que contém as operações unitárias simples como misturadores, trocadores de calor, bombas e reatores etc. Utilizando CHEMSEP-LITE para colunas de destilação, o qual possui um limite de 40 componentes e 300 estágios. Por isso, esse programa é fundamental para a construção de fluxogramas no COFE, pois fornece os blocos básicos que representam fisicamente os processos reais. Sua flexibilidade permite que o usuário configure

condições específicas de operação, tornando-o uma ferramenta útil tanto para fins didáticos quanto para o estudo inicial de projetos de processos. (COCO Simulator, 2006)

### 3.1.3.1 Equipamentos e Correntes

Comparando com as patentes existentes para a ATJ e outras simulações já realizadas, foi construída uma simulação de uma planta, com especificação para produção de SAF com os mínimos equipamento necessários para atingir os parâmetros de operação condizentes com outras simulações.

Colocando as principais correntes de alimentações seguindo as especificações suportadas pela literatura indicada na bibliografia, com a primária de 91,9 % etanol e água, com a secundária de gás hidrogênio.



Fonte: COCO Simulator (2004)

### 3.1.3.2 Reatores

Devido a limitação na disponibilidade de modelos cinéticos das reações de oligomerização e hidrogenação, foram utilizados dados de conversão global na simulação, definidos para etapa ou reator.

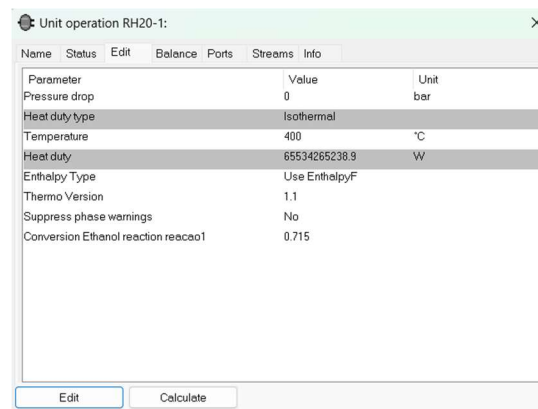
$$\text{Taxa de Conversão}(\%) = \frac{\Delta m_{\text{reagente}}}{m_{i_{\text{reagente}}}} \quad (1)$$

O trabalho também seguiu as condições de operação apresentadas em pesquisa de Teixeira (2024).

### 3.1.3.2.1 Reatores de desidratação

Para o processo são utilizados dois reatores em série a fim de aumentar a produção de etileno nessa etapa do processo, ambos apresentam zeólitas derivadas de SAPO (silicoaluminofosfatos), com temperaturas de 400 °C.

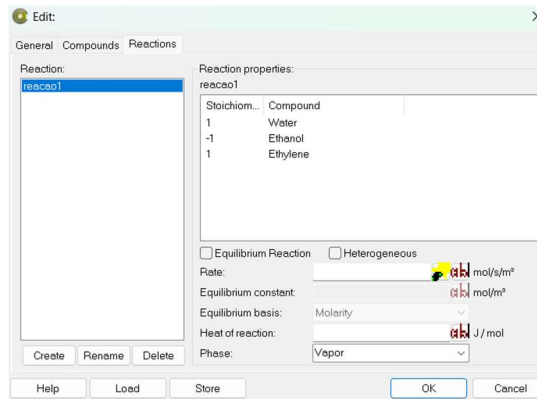
**Figura 3.4 – Tela para configuração dos parâmetros de operação do reator de desidratação**



Fonte: Autor (2025)

Determinado o catalizador para a reação, verificou-se que ele possui a taxa de conversão conhecida, apesar de não ter sido encontrado as constantes cinéticas para a reação. Por isso, na simulação foi utilizado o reator com conversão determinada com o valor de 71,5 % para o primeiro reator e 99 % para o segundo de consumo de etanol para formação do etileno. (Coupard *et al.*, 2013)

**Figura 3.5 – Janela de configuração da reação de desidratação**

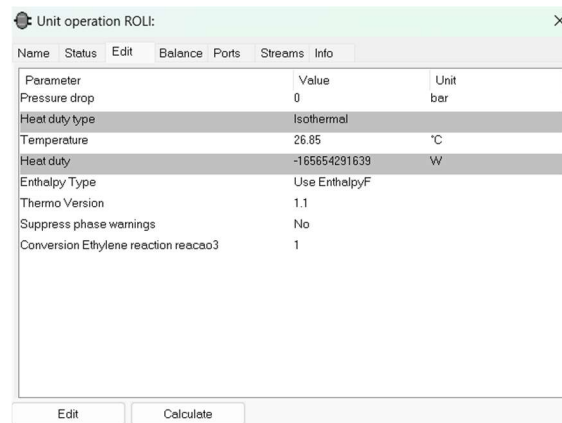


Fonte: Autor (2025)

### 3.1.3.2.2 Reator de oligomerização

Como esse reator é altamente dependente das condições de operação e catalizador, com o desempenho do reator baseado na patente do processo de desidratação de etanol em eteno com baixo consumo de energia. Com a composição determinada de cadeias de carbono de produto 27 %, 17,6 %, 25 %, 15 %, e 15,4 % em massa. (Coupard *et al.*, 2013)

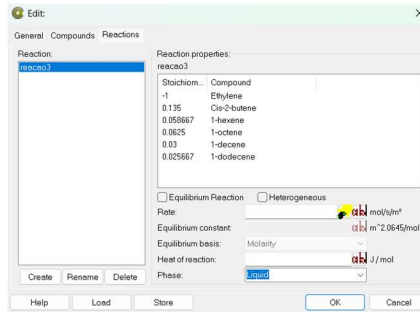
**Figura 3.6 – Janela de Configuração do reator de oligomerização**



Fonte: Autor (2025)

Utilizando-se novamente de reatores de conversão fixa devido à indisponibilidade de dados cinéticos da reação de oligomerização. Com a conversão conhecida entre 92 % e 100 %, porém é bastante plausível a adoção de convecção de 100 %, uma vez que diversos estudos sobre o desenvolvimento de catalisadores demonstram a possibilidade de se alcançar valores próximos desse limite.

**Figura 3.7 – Janela de configuração da reação de oligomerização**

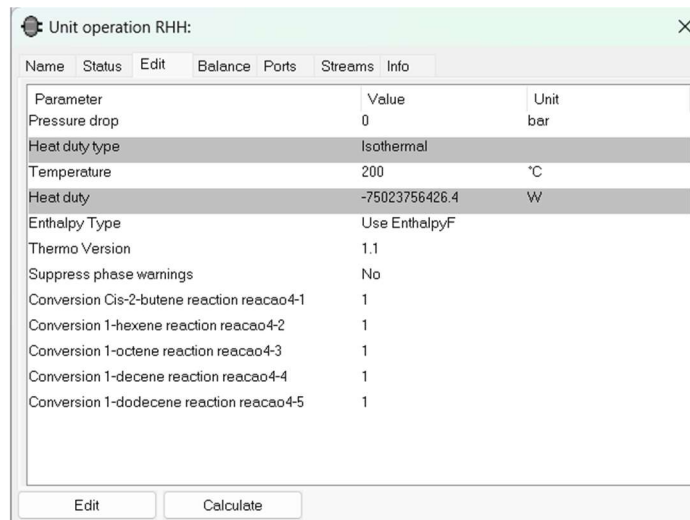


Fonte: Autor (2025)

### 3.1.3.2.3 Reator de hidrogenação

Assim como os reatores apresentados anteriormente, a eficiência da reação depende das condições de operação e catalisadores adotados para operação. (Coupard *et al.*, 2013).

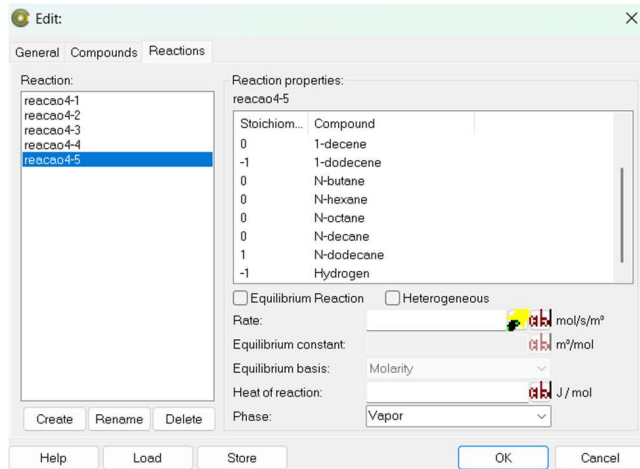
**Figura 3.8 – Janela de configuração do reator de hidrogenação**



Fonte: Autor (2025)

Também é possível adotar a conversão completa dos alcenos que são reagentes com o gás hidrogênio que está em excesso formando alcanos, seguindo na patente do processo de desidratação de etanol em eteno com baixo consumo de energia de Vincent Coupard *et al.* (Coupard *et al.*, 2013).

**Figura 3.9 – Janela de configuração das reações de hidrogenação**

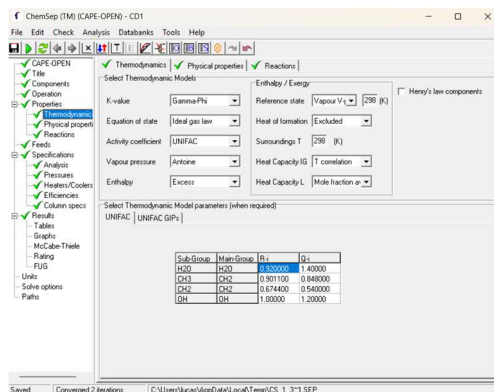


Fonte: Autor (2025)

### 3.1.3.3 Colunas de destilação

As colunas adotadas na simulação foram baseadas em pesquisas como a de Aburto, J. et al, 2025 e adaptadas o simulador conseguir comportar as colunas de destilação necessárias para isolar a fração correspondente a querosene verde.

**Figura 3.10 – Janela para configuração do modelo termodinâmico das colunas**



Fonte: Autor (2025)

Seguindo as adaptações necessárias foi realizada a simulação com os seguintes parâmetros para as colunas de destilação.

**Figura 3.11 – Janela de resultados da simulação da coluna**

Stream	Feed1	V.Feeds	L.Feeds	Top	Bot
Stage	10	10	10	1	1
Pressure (N/m2)	400000	101325	101325	101325	10.
Vapour Fraction (-)	0.529642	1.00000	0.000000	0.000000	0.100
Temperature (K)	351.075	341.314	341.314	275.744	330
Enthalpy (J/kmol)	-7.878E+06			-2.943E+07	-3.6411
Entropy (J/kmol.K)	-3786.02			-81894.4	-491.
Total molar flow (kmol/s)	772.976	515.937	257.039	386.488	386
Total mass flow (kg/s)	58573.1	27160.8	31412.4	21664.2	369
Vapour std.vol.flow (m3/s)	15894.9	12222.7			
Liquid std.vol.flow (m3/s)	39.4695		44.0481	35.2388	50.
Mole flows (kmol/s)					
Water	165.348	164.600	0.647614	63.6766	101
Ethanol	6.56490	6.23232	0.332583	0.0957938	6.3
N-butane	260.257	241.175	19.0822	250.257	2.3534
N-hexane	113.100	73.7887	39.3113	62.5485	50.
N-octane	130.489	27.3964	93.1940	2.174E-06	120
N-decane	57.8349	2.51117	53.3237	0.000000	57.
N-dodecane	49.4816	0.333667	49.1480	0.000000	49.
Mole fractions (-)					
Water	0.213782	0.319032	0.00251951	0.164757	0.26
Ethanol	0.00849303	0.0120796	0.00129390	1.4824E-05	0.016
N-butane	0.336695	0.467451	0.0743283	0.673395	6.08666
N-hexane	0.146318	0.143019	0.152939	0.161838	0.13
N-octane	0.153577	0.0529045	0.362667	5.6209E-09	0.11
N-decane	0.0748211	0.00486721	0.215234	0.000000	0.14

Fonte: Autor (2025)

### 3.1.3.4 Trocadores de calor

No simulador oferece dois modelos de equipamentos, HeatCooler e HeatExchangers. Para obter maior precisão para a simulação de composições das fases gasosas e líquidas, foi escolhido os equipamentos de HeatCooler. Os quais são possíveis configurar temperaturas de saída das correntes que passa pelo equipamento, determinando também a quantidade de calor necessária trocada para a alteração configurada.

**Figura 3.12 - Janela para configuração da temperatura terminal da corrente**

Unit TCS: [X]

General Report Heater / Cooler Ports

Outlet temperature: 313.15 K

Specified heat duty: -2308075277 J/s

Heat duty from energy stream

Pressure drop: 0 Pa

Help

Fonte: Autor (2025)

### 3.1.4 CORN

CORN é o pacote que permite o ajuste e regressão de dados experimentais no COCO Simulator. Ele possibilita ao usuário ajustar parâmetros de modelos termodinâmicos e de

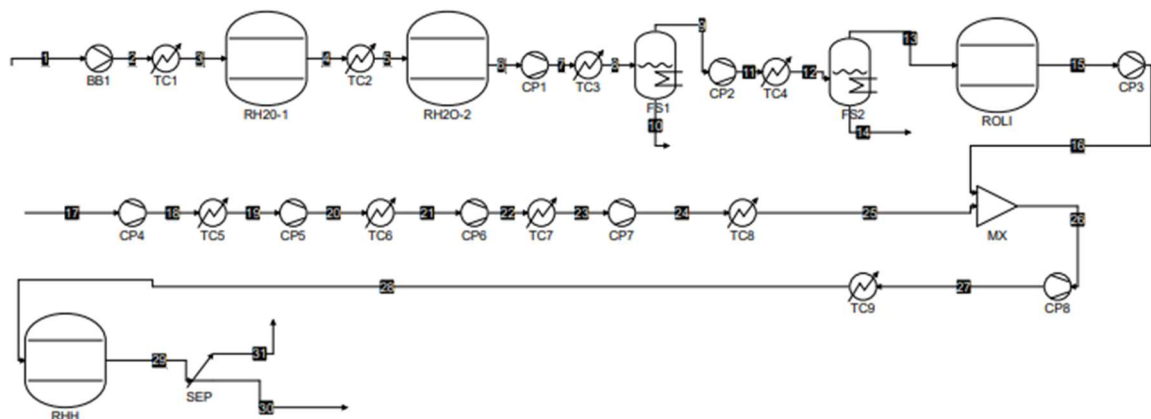
propriedades físicas com base em dados de laboratório, como pressões de vapor, coeficientes de atividade ou equilíbrio líquido-vapor. Essa capacidade é especialmente útil quando os modelos disponíveis não representam adequadamente um sistema químico específico, permitindo maior precisão na simulação. Dessa forma, o CORN serve como uma ponte entre os dados experimentais e a modelagem computacional, garantindo maior confiabilidade nas previsões feitas dentro do ambiente de simulação. (COCO Simulator, 2006)

### 3.2 SIMULAÇÃO

A partir dos dados coletados de pesquisas acadêmicas foi realizada a simulação de diferentes configurações para os equipamentos para determinar a possibilidade da viabilidade de simulação da planta de SAF via a rota ATJ.

Para implementação do processo de produção de SAF pela rota ATJ, utilizando das ferramentas disponíveis do COCO *simulator* para que o programa seja capaz de simular as principais operações que ocorrem foram necessárias adaptações para atingir resultados que condizentes com a literatura.

**Figura 3.13 – Esquema da fase de reação da planta de produção de SAF**



Fonte: Autor (2025)

Primeiramente, definiu-se como base de alimentação uma vazão equivalente a 97883,00 kg/s, de modo a resultar em uma capacidade de produção equivalente à de uma refinaria de 6.000 barris por ano (TEIXEIRA, 2024). Essa quantidade foi estabelecida com o propósito de representar a capacidade de processamento da produção média das refinarias de etanol brasileiras, possibilitando a implementação da planta proposta de forma adjunta às unidades de

refino de etanol já existentes. Tal configuração permite a ampliação da escala de produção por meio da operação de múltiplas unidades integradas ou, alternativamente, a centralização da produção em uma única planta de maior capacidade, reunindo a produção proveniente de diferentes refinarias de etanol.

Como apresentado na Figura 3.13, o etanol é inicialmente submetido a um processo de compressão e pré-aquecimento, sendo alimentado a 400 °C e 5,90 bar no primeiro reator de hidrogenação (RH20-1). Em seguida, a corrente é novamente aquecida antes de ser encaminhada ao segundo reator de hidrogenação (RH20-2), de modo a garantir as condições operacionais adequadas à continuidade do processo de conversão catalítica.

Com a primeira parte das reações concluídas ocorre a preparação para a separação inicial de água do etileno formado através dois separados flash (FS1 e FS2) com estágios condicionamento das correntes antes de passarem pelos vasos flash, constituídos por compressores (CP1 e CP2) e trocadores de calor (TC3 e TC4), garantindo a diminuição da temperatura até atingir 100 °C e alcançar a pressão de 13 bar.

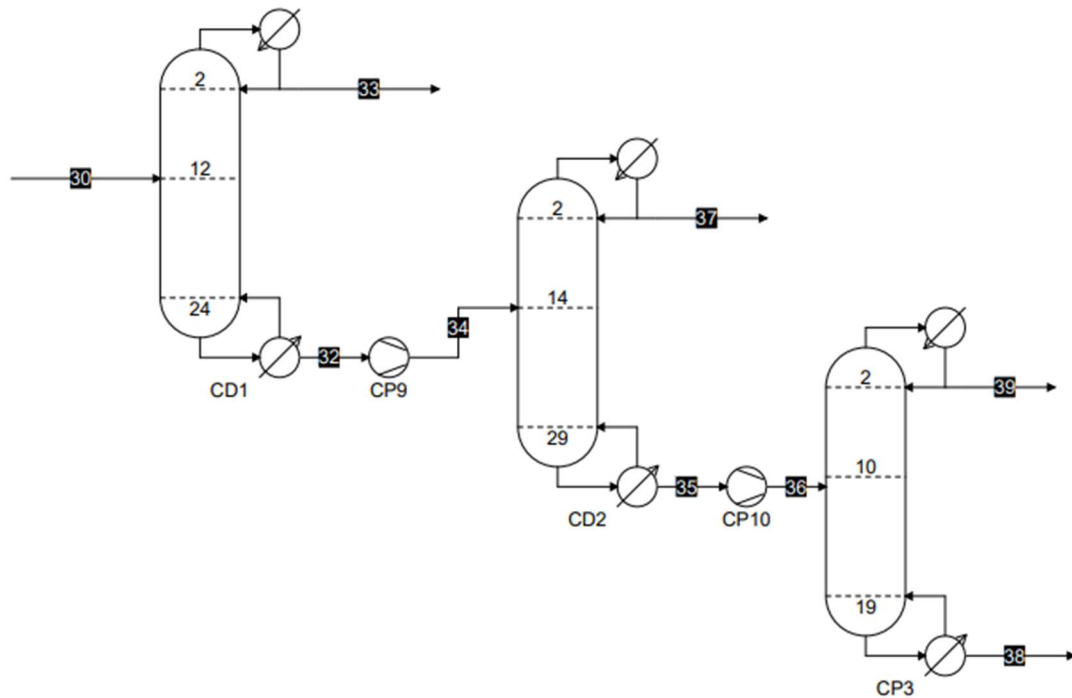
Depois do etileno ter sido separado da maior parte da água que é produzido nos dois primeiros reatores, é alimentado a corrente gasosa rica em etileno ao reator de oligomerização (ROLI), transformando o etileno em produtos com cadeias de carbono maiores.

Esses hidrocarbonetos formados são alimentados juntamente a uma corrente de alimentação de hidrogênio verde, onde ambos reagem no reator de hidrogenação (RHH), saturando os alcenos em alcanos. O hidrogênio em excesso é separado no reator e redistribuído para a alimentação do reator para que possa reagir.

Ao final da planta é separado por uma série de colunas em série de colunas de destilação, separando as frações de hidrocarbonetos e água. Separando a fração de água e propano das alcanos de cadeias maiores na primeira coluna (CD-1). Entre colunas é necessário comprimir para 1 bar com os compressores (CP-9 e CP-10).

A vazão que sai do fundo da primeira coluna (CD-1) na segunda coluna (CD-2), a qual se separa os hidrocarbonetos leves da fração com cadeias entre 4 e 7 carbonos dos com cadeias maiores. Depois, novamente a solução do fundo é separada na coluna de destilação seguinte (CP-3) separando a fração de SAF que será utilizada como combustível de aviação e biodiesel com cadeias de carbono maiores de 16.

**Figura 3.14 – Esquema da fase de separação por fracionamento da produção de SAF**



Fonte: Autor (2025)

A configuração aplicada na simulação para as colunas de destilação foi baseada nos estudos de Romero-Izquierdo (2020), porém foram necessários adaptações para obtenção de resultados congruentes com a literatura. Segue abaixo a principais características das colunas.

**Tabela 3.1 – Principais características das colunas na simulação**

	<b>Coluna 1</b>	<b>Coluna 2</b>	<b>Coluna 3</b>
<b>Número de estágios</b>	25	30	20
<b>Estágio de alimentação</b>	12	14	10
<b>Temperatura do Topo (K)</b>	275,74	328,16	404,01
<b>Temperatura do Fundo (K)</b>	330,62	423,29	464,51

Fonte: Autor (2025)

### 3.3 COMPARATIVO DE DADOS ECONÔMICOS

Os dados econômicos foram coletados a partir de uma ampla variedade de fontes, incluindo publicações científicas, relatórios institucionais e reportagens especializadas no setor energético e aeronáutico. Esse conjunto diversificado de informações foi reunido com o objetivo de construir uma base sólida de análise, permitindo avaliar com maior precisão os

pontos fortes e as limitações da rota Alcohol-to-Jet (ATJ) em comparação com outras rotas de produção de combustíveis sustentáveis já certificadas internacionalmente. Essa abordagem metodológica garante não apenas uma visão crítica, mas também abrangente, das oportunidades e desafios relacionados à competitividade do ATJ no cenário atual e futuro.

Utilizando os dados adquiridos para indicar tendências encontradas e amplamente discutidas, também a análise permite observar de forma mais clara os possíveis impactos econômicos que a adoção em larga escala do ATJ pode gerar sobre a indústria da aviação. Através de uma comparação mais direta dos valores históricos do querosene de aviação (Jet A-1) demonstra que o SAF ainda apresenta custos significativamente mais elevados.

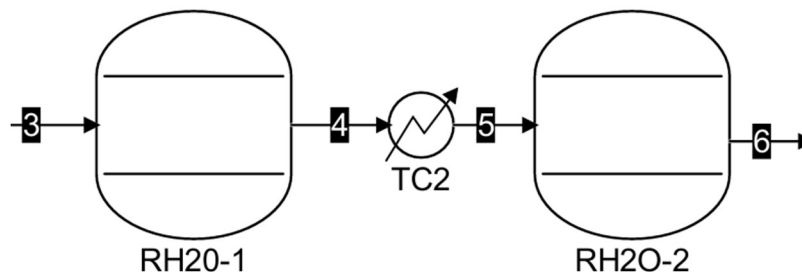
#### 4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Nesta seção será apresentado e discutido os dados obtidos através da simulação realizada, assim como comparar estudos de viabilidade econômica das diferentes rotas de produção de SAF.

##### 4.1 REATORES DE DESIDRATAÇÃO

Seguindo os resultados de Teixeira (2024), foram implementados na simulação os dois reatores de desidratação (RH<sub>2</sub>O-1 e RH<sub>2</sub>O-2), com a finalidade de atingir uma conversão total de 99,4%. Os resultados obtidos apresentaram comportamento semelhante aos reportados por Teixeira (2024), conforme demonstrado na Tabela a seguir.

**Figura 4.1 – Reatores de desidratação com as correntes de entrada e saída**



Fonte: Autor (2025)

**Tabela 4.1 – Composição mássica das correntes de entrada e saídas dos reatores de desidratação**

Corrente	3	4	6
Pressão (bar)	5,9	5,9	5,9
Temperatura (K)	673,15	678,15	673,15
Entalpia de formação (J/mol)	-205490	-112474	-92175
Vazão Mássica (kg/s)	97883	97883	97883
Fração mássica de água	0,081	0,338	0,438
Fração mássica de etanol	0,919	0,262	0,006
Fração mássica de etileno	0,000	0,400	0,556

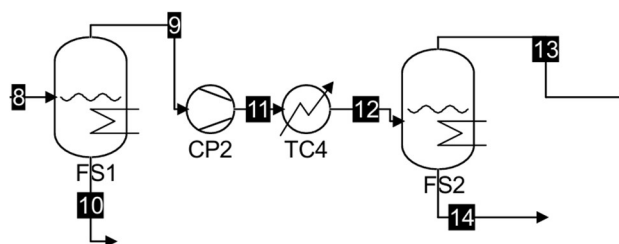
Fonte: Autor (2025)

Observa-se que a conversão do primeiro reator (RH2O-1) é relativamente baixa (71,50%) quando comparada à do segundo reator de desidratação (97,80%). No caso do segundo reator, verifica-se uma conversão significativamente mais elevada do etanol, resultando em uma etapa de desidratação quase completa de 99,4%. Tal desempenho está associado às condições de operação — temperaturas elevadas, pressões superiores à atmosférica e acidez dos catalizadores — que reduzem a formação de subprodutos indesejados. Dessa forma, o controle adequado dos parâmetros de processo é essencial para garantir a eficiência e a seletividade da reação de desidratação, assegurando maior pureza ao produto e melhor desempenho global do sistema simulado.

## 4.2 SEPARADORES FLASH

Após a etapa de desidratação, ocorre a separação flash, cuja finalidade é remover a água gerada na reação e concentrar o etileno formado. Essa separação é realizada em dois vasos, FS1 e FS2, que operam em condições controladas de temperatura e pressão para favorecer a remoção da fase líquida e maximizar a recuperação do produto gasoso. Separando a fase líquida que possui uma concentração maior da água da fase gasosa que é mais rica em etileno.

**Figura 4.2 - Vasos flash com correntes de entrada e saída**



Fonte: Autor (2025)

**Tabela 4.2 – Composição mássica das correntes de entrada e saída da fase vapor dos vasos flash**

Corrente	8	12	13
Pressão (bar)	13,6	30	30
Temperatura (K)	373,15	383,15	383,15
Entalpia de formação (J/mol)	-127902	31274,9	39949,9
Vazão Mássica (kg/s)	97883	57361,2	56308
Fração mássica de água	0,549	0,079	0,053
Fração mássica de etanol	0,003	0,003	0,003
Fração mássica de etileno	0,918	0,918	0,944

Fonte: Autor (2025)

Durante a etapa de separação, ocorre a perda de uma pequena fração de eteno que permanece retida na fase líquida. Apesar dessa limitação, a etapa é essencial para garantir uma concentração adequada de etileno na fase gasosa, a qual será utilizada nas reações subsequentes de oligomerização. A eficiência dessa separação é, portanto, um fator determinante para o bom desempenho das etapas seguintes do processo.

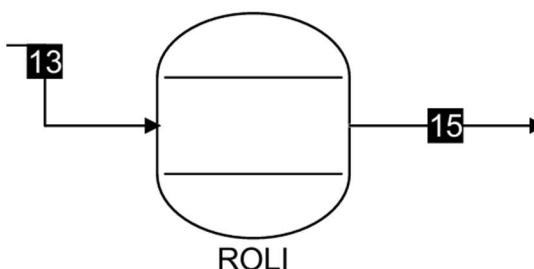
### 4.3 REATORES DE OLIGOMERIZAÇÃO

Em seguida, a corrente obtida na etapa anterior alimenta o reator de oligomerização (ROLI), no qual ocorre a conversão completa do etileno (100%). Nessa etapa, o etileno sofre reações de polimerização que resultam na formação de hidrocarbonetos de maior número de carbonos. Diversos estudos na literatura apresentam diferentes proporções para as distribuições desses hidrocarbonetos formados, e neste trabalho foi adotada uma distribuição compatível com os dados experimentais disponíveis, além de ser congruente com as informações do banco de dados do COCO Simulator. O software permitiu a implementação de todas as substâncias

envolvidas no processo, sendo o limite de representação definido até o 1-dodeceno e o n-dodecano, ou seja, não foi possível inserir alcanos com cadeias maiores na simulação.

Com a conversão total do eteno, observa-se a predominância de hidrocarbonetos insaturados de cadeias curtas, em relação aos de cadeia maiores. Essa característica é típica das reações de oligomerização sob condições controladas de temperatura e pressão, nas quais se busca maximizar a seletividade. A distribuição de produtos adotada seguiu o perfil de percentual de massa: CIS-2-BUTENO (27%), 1-HEXENO (17,6%), 1-OCTENO (25%) e 1-DODECENO (15,4%).

**Figura 4.3 - Reator de oligomerização com as correntes de entrada e saída**



Fonte: Autor (2025)

**Tabela 4.3 – Composição mássica das correntes de entrada e saída do reator de oligomerização**

Corrente	13	15
Pressão (bar)	30	30
Temperatura (K)	383,15	300
Entalpia de formação (J/mol)	39949,9	-117489
Vazão Mássica (kg/s)	56308	56308
Fração mássica de água	0,053	0,151
Fração mássica de etanol	0,003	0,089
Fração mássica de etileno	0,944	0,000
Fração mássica de cis-2-buteno	0,000	0,364
Fração mássica de 1-hexeno	0,000	0,157
Fração mássica de 1-octeno	0,000	0,168
Fração mássica de 1-deceno	0,000	0,081
Fração mássica de 1-dodeceno	0,000	0,069

Fonte: Autor (2025)

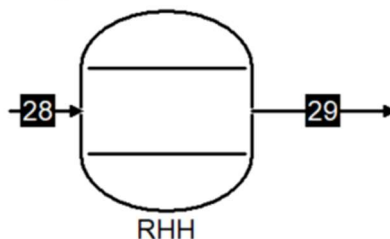
#### 4.4 REATORES DE HIDROGENAÇÃO

A última reação que ocorre no processo é de hidrogenação onde as correntes que saem dos reatores de hidrogenação é misturada com uma corrente de alimentação de hidrogênio pré-

condicionada.

O hidrogênio é utilizado na reação para saturação das cadeias, contudo na reação de hidrogenação os reagentes limitantes da reação são os hidrocarbonetos. Porém para a análise não considerado a produção do hidrogênio verde que seria utilizada, apenas o processamento dele para atingir a pressão e temperatura necessárias para a reação.

**Figura 4.4 - Reator de hidrogenação com as correntes de entrada e saída**



Fonte: Autor (2025)

**Tabela 4.4 – Composição mássica das correntes de entrada e saída do reator de hidrogenação**

Corrente	28	29
Pressão (bar)	3,5	3,5
Temperatura (K)	473,15	473,15
Entalpia de formação (J/mol)	-28571,4	-157358
Vazão Mássica (kg/s)	57520	57520
Fração mássica de água	0,034	0,035
Fração mássica de etanol	0,005	0,005
Fração mássica de cis-2-buteno	0,254	0,000
Fração mássica de 1-hexeno	0,165	0,000
Fração mássica de 1-octeno	0,235	0,000
Fração mássica de 1-deceno	0,141	0,000
Fração mássica de 1-dodeceno	0,145	0,000
Fração mássica de n-butano	0,000	0,263
Fração mássica de n-hexano	0,000	0,169
Fração mássica de n-octano	0,000	0,239
Fração mássica de n-decano	0,000	0,143
Fração mássica de n-dodecano	0,000	0,146
Fração mássica de hidrogênio	0,000	0,000

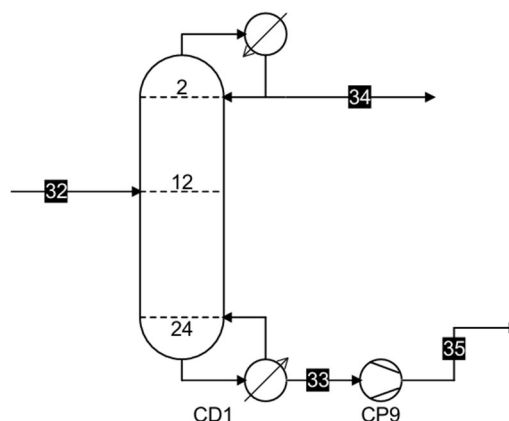
Fonte: Autor (2025)

Entende-se a grande dependência do catalisador e condições de operação do reator para atingir a saturação de todos os alcenos que são alimentados no reator RHH. Sendo interessante mais estudos cinéticos para comprovar a conversão encontrada.

## 4.5 COLUNAS DE DESTILAÇÃO

Com simulação de destilação fracionada se adquiriu os seguintes resultados para uma configuração em série:

**Figura 4.5 - Coluna de destilação (CD1) com as correntes de entrada e saída**



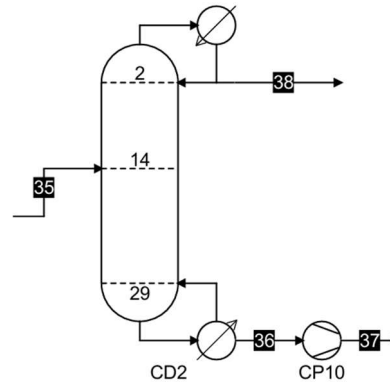
Fonte: Autor (2025)

**Tabela 4.5 – Composição mássica das correntes de entrada e saída da coluna de destilação (CD1)**

Corrente	32	33	34
Pressão (bar)	4	1,01	1,01
Temperatura (K)	363,15	330,45	275,83
Entalpia de formação (J/mol)	-198371	-258190	-176846
Vazão mássica (kg/s)	58573,2	36908,9	21664,3
Fração mássica de água	0,051	0,050	0,053
Fração mássica de etanol	0,005	0,008	0,000
Fração mássica de n-butano	0,258	0,000	0,698
Fração mássica de n-hexano	0,166	0,118	0,249
Fração mássica de n-octano	0,235	0,373	0,000
Fração mássica de n-decano	0,141	0,223	0,000
Fração mássica de n-dodecano	0,144	0,228	0,000

Fonte: Autor (2025)

**Figura 4.6 - Coluna de destilação (CD2) com as correntes de entrada e saída**



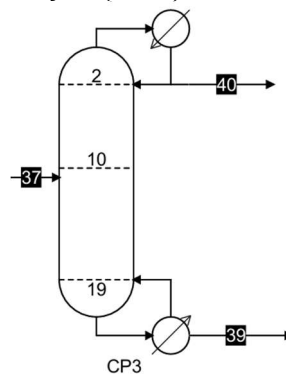
Fonte: Autor (2025)

**Tabela 4.6 – Composição mássica das correntes de entrada e saída da coluna de destilação (CD2)**

Corrente	35	36	38
Pressão (bar)	2	1,01	1,01
Temperatura (K)	329,12	423,36	328,16
Entalpia de formação (J/mol)	-258168	-249870	-237506
Vazão mássica (kg/s)	36908,9	26472,7	10436,3
Fração mássica de água	0,050	0,000	0,175
Fração mássica de etanol	0,008	0,000	0,030
Fração mássica de n-butano	0,000	0,000	0,000
Fração mássica de n-hexano	0,118	0,000	0,417
Fração mássica de n-octano	0,373	0,371	0,378
Fração mássica de n-decano	0,223	0,311	0,000
Fração mássica de n-dodecano	0,228	0,318	0,000

Fonte: Autor (2025)

**Figura 4.7 - Coluna de destilação (CD3) com as correntes de entrada e saída**



Fonte: Autor (2025)

**Tabela 4.7 – Composição mássica das correntes de entrada e saída da coluna de destilação (CD3)**

Corrente	37	39	40
Pressão (bar)	2	1,01	1,01
Temperatura (K)	423,36	464,51	402,01
Entalpia de formação (J/mol)	-249835	-261950	-226688
Vazão mássica (kg/s)	26472,7	15135,6	11337,1
Fração mássica de água	0,000	0,000	0,000
Fração mássica de etanol	0,000	0,000	0,000
Fração mássica de n-butano	0,000	0,000	0,000
Fração mássica de n-hexano	0,000	0,000	0,000
Fração mássica de n-octano	0,371	0,000	0,866
Fração mássica de n-decano	0,311	0,443	0,134
Fração mássica de n-dodecano	0,318	0,557	0,000

Fonte: Autor (2025)

Apesar da literatura sugerir a utilização de alguma configuração de três colunas de destilação com algumas configurações que oferecem várias possibilidades para otimização energética, com os resultados da simulação apresentados acima pode-se observar que duas colunas separaram a porção dos alcanos que são utilizados na composição de SAF, presentes na corrente 36.

Porém, a separação que ocorre na terceira pode ser necessária para separar a porção de SAF da porção que pode ser utilizada no diesel. Porém pode ser considerado interessante a utilização para atingir propriedades mais específicas das composições de SAF que são separadas.

#### **4.6 COMPARATIVO ECONÔMICO DAS DIFERENTES ROTAS**

Na literatura utilizada, a maioria indica a rota HEFA (Ésteres e ácidos graxos hidroprocessados) como a única sendo atualmente utilizada comercialmente, sendo então a mais popular e acessível em aeroportos mundialmente. (Klimczyk *et al.*, 2025)

Porém ainda existem limitações para sua ampla implantação, sendo o principal entre a necessidade de maior produção de plantas como milho e palma, que são plantas ricas em óleos vegetais. A fim de serem utilizadas como matéria-prima na produção de SAF. Foram consideradas outras fontes como óleos e gorduras animais que eventualmente foram descartadas as possibilidades pela qualidade inconsistente para a produção muito regulamentada do SAF, assim como os resíduos urbanos.

A fim de exemplificar custos associados a diferentes opções apresentadas de fabricação

de SAF com a tabela 4.8 de Shahriar e Khana (2022) o qual compilou resultados de várias pesquisas com foco nas diferentes biomassas para serem tratadas como fontes de SAF. A tabela 4.8 traz dados econômicos de várias rotas.

**Tabela 4.8 – Comparação de dados econômicos das principais rotas e matérias-primas**

Biomassa	Processo de produção	Subprodutos	Capital de investimento (milhões \$USD)	Custo de operação (milhões \$USD /ano)	Preço mínimo de venda do combustível de aviação (\$/galão)
Choupo Híbrido	ATJ	Etanol, Acetato de Etila, Etileno	356-1026	50,89-254,55	4,31-6,77
Choupo Híbrido	Pirólise	Biocarvão, Gás Sintético	174,93 -291,5	48,42-56,45	3,75- 4,77
Grão de Milho	ATJ	Óleo Combustível Pesado, Nafta, Diesel	261-341	-	3,82
Grão de Milho	ATJ	Gasolina, Diesel	383	99,1	4,2
Grão de Milho	ATJ	Diesel, Propano	415,4	181,71	7,04
Grão de Milho	ATJ	Gasolina, Diesel	625	69,58	6,13
Resíduo de Milho	ATJ (Lignina)	Etanol	463,6-501,5	93,3- 99,9	3,59
Resíduo Sólidos Urbanos	FT	Diesel, Propano	684,5	64,4	5,79
Cana-de-Açúcar	ATJ	Óleo Combustível Pesado, Nafta, Diesel	305-390	-	3,82
Cana-de-Açúcar	ATJ	Nafta, Diesel	274- 410	-	2,57- 4,42
Cana-de-Açúcar	ATJ	Diesel, Propano	415,4	246,11	7,04
Cana-de-Açúcar	FT	Nafta, Diesel Etanol	347		-0,83
Cana-de-Açúcar	SIP	Diesel, Propano	292,5	141,55	16,24
Cana-de-Açúcar	SIP	Diesel, Nafta	215	193	14,46
Resíduos Agrícolas	FT	Diesel, Propano	684,5	167,91	7,49
Resíduos Agrícolas	ATJ	Diesel, Propano	641,2	117,31	10,26
Resíduos Agrícolas	SIP	-	1973	137	8,21
Culturas	FT	Diesel,	684,5	207,01	8,14

energéticas		Propano			
Culturas energéticas	ATJ	Diesel, Propano	641,2	131,1	10,48
Resíduos Florestais	FT	Diesel, Nafta, Gasolina	626	208,06	6,81
Palha de Milho	FT	Diesel, Nafta, Gasolina	626	331,27	9,8
Jatrofa	HEFA	Diesel, Propano	284-387	116-134	5,41- 5,75
Açúcares C5 e C6	SIP	Diesel, Nafta	273	402,23	18,28
Melaço de Cana	SIP	Diesel, Nafta	228	302,68	24,07
(Cana-de-açúcar) capim-switchgrass	ATJ	Óleo Combustível Pesado, Nafta, Diesel	537- 899	-	5,22
Óleo de palma	HEFA	Diesel, Propano	160,3	181,71	4,28
Óleo de palma	HEFA	Diesel, Nafta, Propano	13,8	22,7	5,11
Ácido Graxo de Palma	HEFA	Diesel, Propano	160,3	167,91	4,05
Madeira Destilada	FT	GLP, Gasolina	245,25	37,91	5,56
Madeira	ATJ	Gasolina	293,82	41,47	6,7
Madeira	ATJ	Gasolina	286,71	42,65	5,75

Fonte: Shahriar e Khana (2022)

Comparado ao preço do querosene de aviação derivado do petróleo em 28/11/2025, que foi de 2,072 \$USD/galão segundo a U.S. Energy Information Administration, os preços mínimos de venda apresentados na tabela são significativamente superiores ao do combustível convencional. Dessa forma, o produto não demonstra competitividade econômica nem possibilidade de adoção imediata.

Quando comparado aos custos de operação o HEFA é apresentou o menor custo de 13,8 milhões de \$USD de capital de investimento e 22,7 milhões de \$USD de custo de operação, sendo então o que possui menor capital de investimento em relação aos outros que são de centenas de milhões de dólares.

Portanto, os custos de investimentos em tecnologias da produção de SAF ainda são muito elevados para o amplo desenvolvimento dessa indústria, sendo necessário incentivos fiscais e econômicos para as iniciativas de uso exclusivo SAF na indústria aérea para atingir o potencial completo de substituir combustíveis fósseis ao mesmo tempo que reduzir o impacto das emissões de gás carbônico causados pela aviação.

Também pode ser observado que as rotas FT e ATJ apresentam ser promissoras para comercialização, sendo necessário um desenvolvimento de melhorias na eficácia das rotas tanto em relação a custos associados quanto os possíveis insumos a serem utilizados e aprimoramentos dos sistemas catalizadores. Ou seja, há a necessidade grande de estudos na área a fim de alcançar uma maturidade tecnológica para obter formas de diminuir custos e riscos de investimento nas fabricas de produção de SAF, resultando em uma indústria que consiga competir com a de querosene oriundo de combustíveis fósseis.

Junto ao impacto econômico, o impacto ambiental de cada rota também deve ser considerado. Pois, o tipo de combustível aéreo que consiga gerar menos emissões com incentivos econômicos de movimentos e programas de sustentabilidade nacionais e internacionais.

Comparando os processos certificados atuais, o ATJ-SPK gera a maior quantidade de emissões de dióxido de carbono. Isso ocorre devido ao método demandar uma grande quantidade de hidrogênio. Por causa disso, ocorre o aumento do consumo energético e emissões. Com a eficiência entre 60% e 70%, caso ocorra melhorias na eficiência. Para a exemplificar a análise com a tabela abaixo:

**Tabela 4.9 - Dados econômicos de diferentes rotas e suas emissões**

Tipo de Combustível	Matéria-prima	Custo de produção	Emissões da Avaliação de Ciclo de Vida	Eficiência do processo
HEFA-SPK	Bio-óleos (óleo de palma e milho), gorduras animais, resíduos sólidos	1028 € EUR/Tonelada	36.51 g C02e/MJ	83%
FT-SPK	dejetos residuais e orgânicos, biomassa	1320 € EUR/Tonelada	8.97 g C02e/MJ	20%
ATJ-SPK	Cana de açúcar, milho, trigo, lignocelulósica	1011 € EUR/Tonelada	41.79 g C02e/MJ	60-75%
SIP	algas, fungo, levedura, bactéria	3990 € EUR/1000 L	29.03 g C02e/MJ	-
CHJ	Bio-óleos (óleo de palma e milho), gorduras animais, resíduos sólidos	1300 € EUR/1000 L	12.35 g C02e/MJ	-

Fonte: Klimczyk et al. (2025)

Com o avanço dos estudos e o desenvolvimento de novas tecnologias e materiais catalíticos, torna-se possível aumentar a eficiência do processo ATJ, favorecendo a

transformação do SAF via ATJ em um produto economicamente competitivo. Tal competitividade pode ser alcançada por meio da operação em condições reacionais menos extremas e da adoção de métodos mais energeticamente eficientes para a produção de hidrogênio.

Diversos estudos corroboram a viabilidade da implantação de plantas destinadas à produção de SAF e indicam que, em diferentes países, são necessárias incentivos econômicos e fiscais coordenadas entre governos, setor industrial e comunidade científica. Essas ações têm como objetivo promover a competitividade dos combustíveis sustentáveis e reduzir o capital inicial necessário para a consolidação da indústria até o ano de 2030.

Portanto, para pesquisas futuras, mostra-se relevante o desenvolvimento e a investigação cinética de diferentes catalisadores aplicados à rota ATJ, uma vez que tais estudos podem abrir novas perspectivas para o mercado brasileiro. Considerando que a indústria do etanol já se encontra consolidada nacionalmente, torna-se viável, em um primeiro momento, a implementação de plantas integradas às usinas sucroalcooleiras, direcionando sua produção diretamente para a fabricação de SAF.

## **5 CONCLUSÃO**

O presente Trabalho de Conclusão de Curso teve como objetivo principal realizar a simulação do processo de produção de bioquerosene de aviação, ou SAF, por meio da plataforma CAPE-OPEN to CAPE-OPEN (COCO) Simulator v3.10. Ao longo do estudo, buscou-se avaliar diferentes rotas tecnológicas de produção. Entretanto, a limitação do banco de dados disponível no ChemSep impossibilitou a implementação adequada dessas rotas, conduzindo à escolha da rota Alcohol to Jet (ATJ) como foco principal do estudo. Além disso, a rota se mostra particularmente promissora no contexto brasileiro, considerando a maturidade e disponibilidade da cadeia produtiva sucroenergética no país, que fornece matéria-prima abundante e infraestrutura consolidada para a produção de etanol.

A planta simulada foi projetada para operar com capacidade de processamento de etanol equivalente à produção média de usinas já instaladas no território nacional, possibilitando dois cenários de implantação: unidades descentralizadas, adjacentes a cada usina produtora de etanol, reduzindo custos logísticos; ou plantas de maior porte, centralizadas, capazes de receber o etanol proveniente de diversas unidades. Ambos os cenários apresentam vantagens e desafios

específicos, os quais merecem ser analisados em estudos futuros, sobretudo em termos de viabilidade econômica, logística e ambiental.

Os resultados obtidos demonstram que, embora tecnicamente viável, a rota ATJ ainda não apresenta competitividade econômica quando comparada aos combustíveis fósseis convencionais. A necessidade de condições severas de operação, principalmente nas etapas de desidratação e oligomerização, implica elevado consumo energético, aumentando custos operacionais e emissões de dióxido de carbono. Dessa forma, evidencia-se que a otimização tecnológica constitui etapa essencial para que essa rota possa se tornar atraente do ponto de vista comercial.

A literatura técnica geralmente indica a necessidade de três colunas de destilação para a otimização energética dessa etapa do processo. Na simulação realizada, confirmou-se que a configuração adotada foi capaz de promover, na corrente 39, a separação de hidrocarbonetos com cadeias entre 10 e 12 átomos de carbono, faixa compatível com as especificações do Jet A-1 estabelecidas pela Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP). Entretanto, estudos como o de Teixeira (2024) sugerem que a corrente 37, caracterizada por elevada concentração de octano, também apresenta compostos que podem integrar a formulação do SAF.

Além das questões relacionadas às etapas de separação, este trabalho reforça a importância da integração de fontes sustentáveis de hidrogênio na rota ATJ. Considerando que o hidrogênio representa insumo essencial para o processo, com sua obtenção por vias renováveis, como a eletrólise alimentada por energia solar ou eólica, poderia reduzir significativamente a pegada de carbono do processo. Ademais, propõe-se, para estudos subsequentes,

Os resultados obtidos permitem concluir que a rota ATJ possui potencial para contribuir significativamente para a diversificação das fontes sustentáveis de combustíveis de aviação no Brasil. Entretanto, os desafios técnicos e econômicos ainda presentes indicam que a sua plena viabilidade comercial depende de avanços relevantes em áreas como desenvolvimento catalítico, intensificação de processos, integração energética e aumento da eficiência das etapas reacionais e de separação. Dessa forma, considera-se que a rota ATJ se configura como alternativa tecnicamente promissora, embora ainda limitada por demandas energéticas elevadas e custos associados a condições operacionais rigorosas. O desenvolvimento contínuo de tecnologias, aliado ao fortalecimento de políticas públicas e iniciativas industriais voltadas para

combustíveis sustentáveis, será determinante para que o SAF produzido via ATJ possa assumir papel relevante no futuro da aviação de baixo carbono.

Para futuros trabalhos, recomenda-se que pesquisas futuras investiguem de maneira mais aprofundada o efeito de diferentes perfis de hidrocarbonetos sobre as propriedades físico-químicas do combustível final, a fim de determinar a real necessidade de configurações destilatórias com 3 colunas em série e avaliar se a maior especificidade na constituição do SAF justifica o incremento nos custos de operação. Também a modelagem de rotas bioquímicas associadas às reações principais da rota ATJ, bem como a investigação aprofundada de catalisadores à base de alumina mencionados nesta pesquisa e estudos cinéticos mais detalhados, que poderão fornecer subsídios para a proposição de alternativas catalíticas capazes de reduzir temperaturas de reação e, conseqüentemente, diminuir o consumo energético global da planta.

## 6 Bibliografia

- ANP. RESOLUÇÃO ANP Nº 856, DE 22 DE OUTUBRO DE 2021 - DOU DE 25.10.2021. **Atos Oficiais**, 2021. Disponível em: <<https://atosoficiais.com.br/anp/resolucao-n-856-2021>>. Acesso em: 2025 set. 24.
- Chireshe, Farai. Cost-effective sustainable aviation fuel: Insights from a techno-economic. **Renewable and Sustainable Energy Reviews (210)**, Stellenbosch, South Africa, 10 dez. 2025. 2-3.
- CNN. **Etanol bate recorde de oferta em 2024, diz setor**. 2025., 2025. Disponível em: <[https://www.cnnbrasil.com.br/economia/macroeconomia/etanol-bate-recorde-de-oferta-em-2024-diz-setor/#goog\\_rewarded](https://www.cnnbrasil.com.br/economia/macroeconomia/etanol-bate-recorde-de-oferta-em-2024-diz-setor/#goog_rewarded)>.
- COCO SIMULATOR. What is COCO. **COCO Simulation Environment**, 2006. Disponível em: <<https://www.cocosimulator.org/index.html>>. Acesso em: 2025 set. 16.
- Coupard, Vincent *et al.* **Process for dehydration of ethanol into ethylene with low energy consumption**. US 2013/0190457 A1, 20 jul. 2013.
- Din, Ning; , K. Prasad; Lie, T.T. The electric vehicle: a review. **International Journal of Electric and Hybrid Vehicles; Vol. 9, No. 1**, 2017. Disponível em: <<https://www.inderscienceonline.com/doi/epdf/10.1504/IJEHV.2017.082816>>. Acesso em: 2025 set. 24.
- Galembeck, Fernando. Energia: resolver problemas, explorar: demandas atuais de aumento na produção de energia de fontes renováveis criam grandes oportunidades para o Brasil. **Sociedade brasileira de ciência e cultura**, 2022. Disponível em: <[http://cienciaecultura.bvs.br/scielo.php?script=sci\\_arttext&pid=S0009-67252022000400005](http://cienciaecultura.bvs.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0009-67252022000400005)>. Acesso em: 2025 set. 24.
- IATA. **Fact Sheet 2 Sustainable Aviation Fuel: Technical Sustainable Aviation Fuel: Technical**. 20., 20. Disponível em: <<https://www.iata.org/contentassets/d13875e9ed784f75bac90f000760e998/saf-technical-certifications.pdf>>.
- IATA. **Energy and New Fuels Infrastructure Net Zero Roadmap**. International Air Transportation Association. Montreal, Canada, p. 3. 2023.
- IATA. **SAF Handbook May 2024**. 2024. 15-17p. Montreal, Canadá, 2024. Disponível em: <<https://www.iata.org/contentassets/d13875e9ed784f75bac90f000760e998/saf-handbook.pdf>>.
- INTERNATIONAL AIR TRANSPORT ASSOCIATION. **Net zero 2050: sustainable aviation fuels (SAF)**. 2025. International Air Transport Association, 2025. Disponível em:

<<https://www.iata.org/en/iata-repository/pressroom/fact-sheets/fact-sheet-sustainable-aviation-fuels/>>.

ITF. **Sustainable Aviation Fuels**. International Transport Forum. Paris, p. 21-32. 2023. (116).

Klimczyk, Weronika *et al.* **Sustainable Aviation Fuels: A Comprehensive Review of Production Pathways, Environmental Impacts, Lifecycle Assessment, and Certification Frameworks**. Institute of Powertrains and Aviation, Faculty of Civil and Transport Engineering, Poznan University of Technology. Poznan, Poland, p. 13. 2025.

Klimczyk, Weronika *et al.* Sustainable Aviation Fuels: A Comprehensive Review of Production Pathways, Environmental Impacts, Lifecycle Assessment, and Certification Frameworks. **mdpi**, 2025. Disponível em: <<https://www.mdpi.com/1996-1073/18/14/3705>>. Acesso em: 2025 out. 20.

Krug, Thelma *et al.* O Brasil e as Mudanças Climáticas. **INPE**, 2019. Disponível em: <<http://www.inpe.br/noticias/arquivos/pdf/brasil-e-as-mudancas-climaticas.pdf>>. Acesso em: 2025 set. 24.

Peralson, Matthew; Wollersheim, Christoph; Hileman, James I. A techno-economic review of hydroprocessed renewable esters and fatty acids for jet fuel production. **Biotechnology for Biofuels**, p. 1-17, 2023. Disponível em: <<https://doi.org/10.1186/1754-6834-6-1>>. Acesso em: 2025 set. 15.

Romero-Izquierdo, Araceli Guadalupe *et al.* Intensification of the alcohol-to-jet process to produce renewable aviation fuel. **ScienceDirect**, 2020. Disponível em: <<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0255270120307327>>. Acesso em: 2025 nov. 01.

Shahriar, Md Fahim; Khana, Aaditya. The current techno-economic, environmental, policy status and perspectives of sustainable aviation fuel (SAF). **ELSEVIER**, 2022. Disponível em: <<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0016236122017471>>. Acesso em: 2025 set. 28.

Sun, Junming; Wang, Yong. Recent Advances in Catalytic Conversion of Ethanol to Chemicals. **ACS Publications**, 2014. Disponível em: <<https://pubs.acs.org/doi/10.1021/cs4011343>>. Acesso em: 2025 set. 28.

Teixeira, Adryena T. *et al.* **Process simulation and economic evaluation of the Alcohol-to-Jet production of sustainable aviation fuel in the Brazilian context**. Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro. Rio de Janeiro, Brazil, p. 2-5. 2024.

Xu, Yuchao *et al.* **Bibliometric analysis and literature review on sustainable aviation fuel**

**(SAF): Economic and management perspective.** UniSA Aviation/STEM, University of South Australia. Adelaide, Australia, p. 297-298. 2025.

Zhang, Minhua; Yu, Yingzhe. **Dehydration of Ethanol to Ethylene.** Key Laboratory for Green Chemical Technology of the Ministry of Education, Tianjin University Research and Development Center. Tianjin, p. 9506-9508. 2013.