

UNIVERSIDADE FEDERAL DE MATO GROSSO DO SUL
INSTITUTO DE QUÍMICA
ENGENHARIA QUÍMICA

**OBTENÇÃO DA CONFIGURAÇÃO ÓTIMA DO PROCESSO DE
DESTILAÇÃO EXTRATIVA DO ETANOL UTILIZANDO OS
SOLVENTES GLICEROL E DIPROPILENOGLICOL**

Radwan Jamal Barakat Daakour

Campo Grande – MS

2025

Radwan Jamal Barakat Daakour

**OBTENÇÃO DA CONFIGURAÇÃO ÓTIMA DO PROCESSO DE
DESTILAÇÃO EXTRATIVA DO ETANOL UTILIZANDO OS
SOLVENTES GLICEROL E DIPROPILENOGLICOL**

Trabalho de Conclusão de Curso de Graduação apresentado
como requisito para obtenção do título de Bacharel em
Engenharia Química na Universidade Federal de Mato
Grosso do Sul (UFMS)

Orientadora: Prof.(a) Dr.(a) Patrícia Cristina de Araújo
Puglia de Carvalho

Campo Grande – MS

2025



Serviço Público Federal
Ministério da Educação
Fundação Universidade Federal de Mato Grosso do Sul



ATA

Aos vinte e cinco dias do mês de março do ano de dois mil e vinte e cinco, às quinze horas e trinta minutos, reuniu-se a Banca Examinadora composta pelos membros Patrícia Cristina de Araújo Puglia de Carvalho (UFMS), João Renato de Jesus Junqueira (UFMS) e Sérgio Carvalho de Araújo (UFMS) sob a presidência da primeira, para avaliar o Trabalho de Conclusão de Curso intitulado "OBTENÇÃO DA CONFIGURAÇÃO ÓTIMA DO PROCESSO DE DESTILAÇÃO EXTRATIVA DO ETANOL UTILIZANDO OS SOLVENTES GLICEROL E DIPROPILENOGLICOL" do estudante RADWAN JAMAL BARAKAT DAAKOUR (RGA 2019.2304.006-5) do Curso de Bacharelado em Engenharia Química, sob a orientação da Prof^a. Dr^a. Patrícia Cristina de Araújo Puglia de Carvalho. A presidente da Banca Examinadora declarou abertos os trabalhos, agradeceu a presença de todos os Membros e concedeu a palavra ao estudante que expôs o trabalho. Terminada a exposição, os senhores membros da Banca Examinadora iniciaram as arguições. Terminadas as arguições, a presidente da Banca Examinadora fez suas considerações. A seguir, a Banca Examinadora reuniu-se para avaliação, e após, emitiu parecer expresso conforme segue:

Membros da banca	Conceito
Patrícia Cristina de Araújo Puglia de Carvalho (UFMS)	Aprovado
João Renato de Jesus Junqueira (UFMS)	Aprovado
Sérgio Carvalho de Araújo (UFMS)	Aprovado

Campo Grande - MS, 25 de março de 2025.

NOTA
MÁXIMA
NO MEC

UFMS
É 10!!!



Documento assinado eletronicamente por **Patrícia Cristina de Araújo Puglia de Carvalho, Professora do Magistério Superior**, em 26/03/2025, às 15:48, conforme horário oficial de Mato Grosso do Sul, com fundamento no § 3º do art. 4º do [Decreto nº 10.543, de 13 de novembro de 2020](#).

NOTA
MÁXIMA
NO MEC

UFMS
É 10!!!



Documento assinado eletronicamente por **João Renato de Jesus Junqueira, Professor do Magisterio Superior**, em 26/03/2025, às 16:02, conforme horário oficial de Mato

Grosso do Sul, com fundamento no § 3º do art. 4º do [Decreto nº 10.543, de 13 de novembro de 2020](#).

NOTA
MÁXIMA
NO MEC

UFMS
É 10!!!



Documento assinado eletronicamente por **Radwan Jamal Barakat Daakour, Usuário Externo**, em 26/03/2025, às 16:03, conforme horário oficial de Mato Grosso do Sul, com fundamento no § 3º do art. 4º do [Decreto nº 10.543, de 13 de novembro de 2020](#).

NOTA
MÁXIMA
NO MEC

UFMS
É 10!!!



Documento assinado eletronicamente por **Sergio Carvalho de Araujo, Professor do Magisterio Superior**, em 27/03/2025, às 15:37, conforme horário oficial de Mato Grosso do Sul, com fundamento no § 3º do art. 4º do [Decreto nº 10.543, de 13 de novembro de 2020](#).



A autenticidade deste documento pode ser conferida no site https://sei.ufms.br/sei/controlador_externo.php?acao=documento_conferir&id_orgao_acesso_externo=0, informando o código verificador **5506650** e o código CRC **5042A2DF**.

INSTITUTO DE QUÍMICA

Av Costa e Silva, s/nº - Cidade Universitária

Fone:

CEP 79070-900 - Campo Grande - MS

Radwan Jamal Barakat Daakour

**OBTENÇÃO DA CONFIGURAÇÃO ÓTIMA DO PROCESSO DE DESTILAÇÃO
EXTRATIVA DO ETANOL UTILIZANDO OS SOLVENTES GLICEROL E
DIPROPILENOGLICOL**

Trabalho de Conclusão de Curso de Graduação apresentado
como requisito para obtenção do título de Bacharel em
Engenharia Química na Universidade Federal de Mato
Grosso do Sul (UFMS)

Orientadora: Prof.(a) Dr.(a) Patrícia Cristina de Araújo
Puglia de Carvalho

Campo Grande, MS, 25 de março de 2025.

Prof.(a) Dr.(a) Patrícia Cristina de Araújo Puglia de Carvalho
Universidade Federal de Mato Grosso do Sul

Prof. Dr. Sérgio Carvalho de Araújo
Universidade Federal de Mato Grosso do Sul

Prof. Dr. João Renato de Jesus Junqueira
Universidade Federal de Mato Grosso do Sul

Campo Grande – MS

2025

AGRADECIMENTOS

Agradeço profundamente aos meus pais, Jamal Mohamad Barakat Daakour e Najah Jamal Daakour Barakat, pelo constante apoio, incentivo e investimento ao longo de minha vida. Se tive a oportunidade de concluir minha graduação, é porque sempre estive amparado pela força e sabedoria deles. Tudo o que alcancei até aqui é resultado do suporte incondicional e amor que sempre recebi.

Aos meus irmãos Wisam Jamal e Mohamad Jol por todo apoio e suporte.

À minha namorada, Heloisa Neuschrack Soliman, minha parceira e maior incentivadora, sou profundamente grato pelo apoio incondicional ao longo de toda a minha jornada. Seu incentivo e dedicação foram fundamentais para a realização deste trabalho e para a conquista da minha graduação.

Aos meus professores Rebecca, Celso, Janaína, Patricia, Carlos, João Renato, Sérgio e Bruno Lucca, sou grato pelos conselhos, pelo suporte e, acima de tudo, pelos ensinamentos valiosos que me transmitiram ao longo desses anos. Cada um de vocês contribuiu de forma única para minha formação, e sou muito grato por tudo o que aprendi com vocês.

À minha orientadora, professora Dra. Patrícia Puglia, sou profundamente grato pelo apoio constante e pela dedicação oferecida ao longo do desenvolvimento deste trabalho.

Aos meus colegas de turma, em especial ao Bruno Vinícius, João Costa e Matheus Meneguel, pela companhia e apoio tanto na vida acadêmica quanto pessoal. A jornada teria sido muito mais difícil sem a amizade e o companheirismo de vocês, que tornaram esse caminho mais leve e cheio de momentos inesquecíveis.

Por fim, gostaria de agradecer a Universidade Federal de Mato Grosso do Sul, ao Instituto de Química e todos os docentes, que me proporcionaram a estrutura, apoio e as oportunidades necessárias para realizar minha graduação.

RESUMO

Diante do crescente avanço com as preocupações ambientais e a procura constante por novas fontes de energia renováveis, o etanol anidro desempenha um papel de destaque no desenvolvimento sustentável e no enfrentamento de desafios energéticos atrelados a dependência de combustíveis fósseis. Considerado um símbolo de inovação, etanol anidro é produzido mediante processos físico-químicos e biológicos, com destaque para as operações unitárias utilizadas nos processos de separação da água e álcool. Desse modo, um dos principais desafios nos processos de separação, em especial a destilação, ocorre em virtude da mistura álcool e água formarem um azeótropo o que dificulta a separação dos dois compostos. Nesse contexto, a destilação extrativa surge como uma alternativa viável para superar esse desafio, permitindo a obtenção de etanol anidro com maior pureza e eficiência. Diante da problemática mencionada, o presente trabalho tem como objetivo otimizar o processo de destilação extrativa do etanol, utilizando os solventes glicerol e dipropilenoglicol, visando melhorar a eficiência energética e obter um produto com a especificação técnica mínima de 99,3 %m exigida pela Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. Com esse propósito foi realizada uma simulação computacional utilizando o software gratuito DWSIM e o modelo termodinâmico NRTL, onde foram analisadas variáveis como: número de estágios teóricos, razão de refluxo, composição do solvente e pressão de operação. Os resultados obtidos indicaram que a configuração que apresentou melhor eficiência de separação foi uma coluna de destilação extrativa com 22 estágios, sendo a alimentação feita no décimo segundo prato e a entrada do solvente no quarto prato. Além disso, o melhor resultado ocorreu adicionando-se uma mistura de com 70% de glicerol e 30% de dipropilenoglicol. A partir das condições operacionais mencionadas, foi possível obter etanol anidro com um teor alcoólico de 99,31% m e reduzir o consumo energético em 17,84%, evidenciando a eficácia e a viabilidade do processo. Portanto, fica claro a eficácia da destilação extrativa utilizando glicerina e dipropilenoglicol como uma alternativa promissora e sustentável na purificação do etanol, proporcionando não apenas uma maior pureza do etanol, mas também uma significativa redução do impacto ambiental e dos custos operacionais, o que contribui para a viabilidade econômica e ambiental do processo.

Palavras-chave: Etanol anidro; Destilação extrativa; Glicerol; Dipropilenoglicol; Simulação computacional; Separação por solventes.

ABSTRACT

Given the growing concerns about environmental issues and the continuous search for new sources of renewable energy, anhydrous ethanol plays a prominent role in sustainable development and in addressing energy challenges linked to the dependence on fossil fuels. Considered a symbol of innovation, anhydrous ethanol is produced through physicochemical and biological processes, with particular emphasis on the unit operations used in the separation of water and alcohol. One of the main challenges in separation processes, especially distillation, arises from the fact that the alcohol-water mixture forms an azeotrope, making it difficult to separate the two compounds. In this context, extractive distillation emerges as a viable alternative to overcome this challenge, enabling the production of anhydrous ethanol with higher purity and efficiency. Given this issue, the present study aims to optimize the extractive distillation process of ethanol using glycerol and dipropylene glycol as solvents, with the goal of improving energy efficiency and obtaining a product that meets the minimum technical specification of 99.3 %w ethanol required by the National Agency of Petroleum, Natural Gas, and Biofuels. To achieve this, a computational simulation was carried out using the free software DWSIM and the NRTL thermodynamic model, where variables such as the number of theoretical stages, reflux ratio, solvent composition, and operating pressure were analyzed. The results indicated that the configuration with the best separation efficiency was an extractive distillation column with 22 stages, with the ethanol feed introduced at the twelfth stage and the solvent entering at the fourth stage. Additionally, the best results were obtained by adding a solvent mixture composed of 70% glycerol and 30% dipropylene glycol. Under these operating conditions, it was possible to obtain anhydrous ethanol with an alcohol content of 99.31 %w and reduce energy consumption by 17.84%, demonstrating the effectiveness and feasibility of the process. Therefore, the efficacy of extractive distillation using glycerol and dipropylene glycol as a promising and sustainable alternative for ethanol purification is evident, providing not only higher ethanol purity but also a significant reduction in environmental impact and operational costs, contributing to the economic and environmental viability of the process.

Keywords: Anhydrous ethanol; Extractive distillation; Glycerol; Dipropylene glycol; Computational Simulation; Solvent-Based Separation.

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO.....	11
2	OBJETIVOS.....	13
2.1	Objetivos específicos.....	13
3	JUSTIFICATIVA DO TRABALHO.....	14
4	ASPECTOS TEÓRICOS.....	15
4.1	Etanol.....	15
4.2	Glicerol e dipropilenoglicol.....	16
4.3	Métodos de obtenção do etanol anidro.....	18
4.3.1	Destilação extrativa e azeotrópica.....	21
5	METODOLOGIA.....	25
6	RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	30
6.1	Coluna de Desidratação.....	31
6.1.1	Efeito do número de estágios.....	31
6.1.2	Efeito do estágio de alimentação da mistura azeotrópica e agente extrator.....	32
6.1.3	Efeito da vazão, temperatura e composição do agente extrator.....	34
6.1.4	Efeito do refluxo operatório.....	38
6.2	Coluna de Recuperação.....	40
6.2.1	Efeito do número de estágios.....	40
6.2.2	Efeito do estágio de alimentação da mistura.....	41
6.2.3	Efeito da razão de refluxo.....	43
6.2.4	Efeito da pressão na coluna.....	44
6.3	Cenário da configuração ótima do processo.....	46
7	CONCLUSÃO.....	49
8	REFERÊNCIAS.....	50

LISTA DE FIGURAS

Figura 4-1. Equação geral da transesterificação de um triglicerídeo	16
Figura 4-2. Principais etapas para a produção de etanol e açúcar a partir da cana-de-açúcar..	18
Figura 4-3. Esquema de produção do etanol hidratado	19
Figura 4-4. Curvas de composição líquido-vapor à pressão constante do binário etanol-água	20
Figura 4-5. Fluxograma convencional do processo de destilação extrativa: (a) Processo com um solvente pesado (b) solvente leve	21
Figura 4-6. Processo de obtenção de etanol anidro pela destilação extrativa.....	22
Figura 4-7. Processo de obtenção de etanol anidro pela destilação azeotrópica	23
Figura 5-1. Fluxograma das etapas do trabalho.....	24
Figura 5-2. Fluxograma das etapas da simulação.....	25
Figura 5-3. Fluxograma do sistema das colunas de desidratação do etanol e recuperação do solvente no DWSIM	27
Figura 6-1. Composição da fase líquida na coluna de recuperação.....	29
Figura 6-2. Estudo da variação do número de estágios em função da fração mássica de etanol no destilado.....	31
Figura 6-3. Estudo da variação do estágio de alimentação da mistura azeotrópica em função da fração mássica de etanol no destilado.....	32
Figura 6-4. Estudo da variação da alimentação do agente extrator em função da fração mássica de etanol no destilado	33
Figura 6-5. Estudo da variação da vazão do agente extrator em função da fração mássica de etanol no destilado	34
Figura 6-6. Estudo da variação da temperatura do agente extrator em função da fração mássica de etanol no destilado	35
Figura 6-7. Estudo da variação da composição do agente extrator em função da fração mássica de etanol no destilado	36
Figura 6-8. Estudo da variação da composição do agente extrator em função da vazão de destilado.....	37
Figura 6-9. Estudo da variação da razão de refluxo em função da fração mássica de etanol no destilado.....	38
Figura 6-10. Estudo da variação da razão de refluxo em função da vazão de destilado	38
Figura 6-11. Estudo da variação do número de estágios em função da fração molar de glicerol e DPG	39

Figura 6-12. Estudo da variação do estágio de alimentação em função da fração molar de glicerol e DPG	40
Figura 6-13. Estudo da variação do número de estágios em função da vazão de fundo	41
Figura 6-14. Estudo da variação da razão de refluxo em função da fração molar de glicerol e DPG	42
Figura 6-15. Estudo da variação da razão de refluxo em função da vazão de fundo	42
Figura 6-16. Estudo da variação da pressão da coluna em função da fração molar de glicerol e DPG	44
Figura 6-17. Estudo da variação da pressão da coluna em função vazão de fundo.....	44

LISTA DE TABELAS

Tabela 4–1. Propriedades do álcool etílico.....	15
Tabela 4–2. Características do Etanol Anidro Combustível (EAC) do Etanol Hidratado Combustível (EHC).....	16
Tabela 4–3. Tipos de tecnologia de desidratação por destilação extrativa.....	22
Tabela 5–1. Modelos termodinâmicos clássicos para cálculo de coeficiente de atividade para misturas não-eletrolíticas.....	24
Tabela 5–2. Condições de entrada da mistura azeotrópica definidas no software.....	26
Tabela 5–3. Condições de entrada da mistura de solventes definidas no software.....	26
Tabela 5–4. Especificações iniciais das colunas extrativa e de recuperação.....	27
Tabela 6–1. Resultados obtidos a partir do input inicial.....	29
Tabela 6–2. Especificações finais da coluna de desidratação.....	45
Tabela 6–3. Resultados obtidos a partir do input final.....	46
Tabela 6–4. Variações entre a cenário inicial e final da otimização.....	47

NOMENCLATURAS

ANP	Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis
DPG	Dipropilenoglicol
EAC	Etanol Anidro Combustível
EHC	Etanol Hidratado Combustível
NRTL	Non-Random Two Liquid
UNIFAC	Universal Functional Activity Coefficient
UNIQUAC	Universal quasi-chemical
%m	Porcentagem em massa de um determinado composto
%v	Porcentagem em volume de um determinado composto
%w	Mass percentage of a given compound

1 INTRODUÇÃO

O etanol, um álcool amplamente utilizado na indústria e no setor energético, é um composto químico cuja origem remonta a práticas milenares de fermentação. No século XIX, começou a ser utilizado em lâmpadas de iluminação, substituindo o óleo de baleia devido à sua eficiência e disponibilidade. No entanto, foi no século XX que o etanol começou a consolidar seu papel estratégico no cenário energético. Durante a Segunda Guerra Mundial, a escassez de petróleo no Estados Unidos impulsionou a busca por alternativas, levando à valorização do etanol como combustível, estabelecendo sua importância e abrindo caminho para o desenvolvimento da atual indústria de biocombustíveis (Abebe, 2008).

Atualmente, o etanol destaca-se como um produto essencial para o desenvolvimento sustentável e tecnológico. Segundo a Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (2024), nacionalmente a produção de etanol conta com 359 instalações distribuídas por todo o país, evidenciando a expansão e a relevância desse setor. Ele é produzido principalmente por meio da fermentação de matérias-primas renováveis, como a cana-de-açúcar e o milho, processos que aproveitam açúcares fermentáveis convertidos em álcool pelas leveduras. Essa versatilidade faz do etanol um recurso indispensável em diferentes setores econômicos, incluindo biocombustíveis, medicamentos, produtos químicos e até mesmo alimentos (Souza, 2021). Embora possua menor rendimento alcoólico, a cana-de-açúcar sobressai por conta de sua maior produtividade quando comparada a outras fontes como milho ou beterraba, fazendo com que o etanol obtido a partir dela possua o menor custo de produção no mundo (Muller, 2020; Coelho, 2004).

No Brasil, a relevância do etanol é resultado de fatores históricos e econômicos. A produção em massa começou a se consolidar no início do século XX, mas foi em 1975 que o etanol assumiu papel central na matriz energética brasileira com o Programa Nacional do Álcool (Proálcool). Criado em resposta à crise do petróleo de 1973, a iniciativa tinha como objetivo reduzir a dependência de combustíveis fósseis importados, tendo em vista de que, naquela época, o Brasil importava cerca de 80% do petróleo consumido, o que correspondia a 50% da balança comercial. Além disso, outro fator que corroborou para a criação do programa foi a crise no setor açucareiro, redirecionando o excedente de produção de cana para a fabricação de álcool combustível. O programa não apenas promoveu a independência energética, mas também reforçou o papel do etanol na mitigação de emissões de gases de efeito estufa, contribuindo para uma economia de baixo carbono (Stolf, 2020; Leal, 2014).

Apesar de suas vantagens, a produção do etanol enfrenta desafios técnicos que demandam inovação contínua. Um exemplo emblemático é a purificação do sistema água-etanol, que forma azeótropo com um teor mássico de etanol de 95,6% e 4,4% de água a 1 atm (Abdollahipoora, 2018). Com isso, devido ao fato das fases líquida e vapor apresentarem a mesma composição, a separação por destilação fracionada convencional se torna impossível de ser realizada. Sendo necessário, então, a utilização de métodos alternativos para a obtenção do etanol anidro, essencial para aplicações industriais e na composição de combustíveis como o combustível *flex* E85 (85% etanol anidro e 15% gasolina). Exemplos destes métodos são: destilação azeotrópica, destilação extrativa, adsorção em peneira molecular e pervaporação. Porém, grande parte destes métodos não tem sido aplicados em processos industriais devido ao seu alto custo de operação. Estudos a respeito da destilação extrativa têm avançado nos últimos anos e mostrado que este método representa uma alternativa de maior eficiência e sustentabilidade para o processo de purificação da mistura azeotrópica água-etanol (Gil, 2014).

Assim, o etanol não é apenas um combustível ou uma matéria-prima; ele é um símbolo de inovação e adaptação às demandas energéticas e ambientais globais, com raízes históricas profundas e perspectivas promissoras para o futuro. E o presente trabalho avaliou a otimização do processo de desidratação do etanol a partir da destilação extrativa utilizando os solventes glicerol e dipropilenoglicol.

2 OBJETIVOS

O presente trabalho tem como principal objetivo, realizar a simulação computacional do processo de desidratação do álcool, utilizando a destilação extrativa e os solventes glicerol e dipropilenoglicol, através do emprego do software DWSIM.

2.1 Objetivos específicos

- Realizar uma revisão bibliográfica sobre os tipos de destilação existentes no processamento do etanol anidro.
- Determinar a relação ideal de alimentação de etanol e solvente, composição do solvente, temperatura e refluxo operatório, avaliando a composição do etanol anidro e consumo energético;
- Determinar o número de estágios ideal para as colunas de desidratação e recuperação.

3 JUSTIFICATIVA DO TRABALHO

Segundo a União Nacional de Bioenergia (2024), o Brasil ocupa uma posição estratégica no cenário global de biocombustíveis, consolidando-se como o segundo maior produtor de etanol do mundo. Esse protagonismo é impulsionado por fatores técnicos, econômicos, regionais e ambientais que orientam a busca por processos mais sustentáveis e eficientes na produção de etanol.

Em um contexto nacional, o estado de Mato Grosso do Sul se destaca como um dos principais polos agroindustriais, sendo atualmente o quinto maior produtor de etanol anidro no país. Além da expressiva produção atual, a região conta com 18 instalações das 359 distribuídas pelo Brasil, e tem experimentado uma forte expansão das usinas sucroalcooleiras, reflexo de políticas energéticas e investimentos no setor que buscam atender à crescente demanda por combustíveis renováveis (ANP, 2024).

Neste cenário, torna-se evidente a importância de pesquisas voltadas para o aprimoramento dos processos de purificação do etanol, como a destilação extrativa. Tendo em vista de que, o processo de destilação representa um dos principais consumidores de energia em uma planta típica de produção de etanol, com um consumo energético entre 50 a 80% do total (Lee, 1985). A redução desse consumo por meio de estratégias de otimização pode impactar diretamente na sustentabilidade e viabilidade de toda a cadeia produtiva, especialmente em um contexto de crescente demanda por etanol como biocombustível.

Além de que, as políticas públicas, como o Projeto de Lei 528/2020, conhecido como “Lei do Combustível do Futuro”, têm como meta incentivar o uso de combustíveis verdes, promovendo a transição energética sustentável no Brasil. A lei estabelece a ampliação da mistura de etanol à gasolina, passando de uma margem mínima de 18% para 22% e impondo um máximo de até 35% (Brasil, 2024). Essa medida reflete o compromisso nacional com a redução de emissões de gases do efeito estufa, alinhando-se às metas globais de sustentabilidade e ao desenvolvimento de alternativas que substituam os combustíveis fósseis nas próximas décadas.

Nesse contexto, a combinação de avanços tecnológicos na produção de etanol, juntamente com políticas públicas direcionadas para a sustentabilidade energética, posiciona o Brasil como líder na busca por soluções renováveis. A otimização da destilação extrativa, que visa reduzir o consumo energético e aumentar a eficiência na purificação do etanol, é crucial para garantir a continuidade do crescimento da indústria de biocombustíveis, consolidando o país como um modelo global de energia limpa e renovável.

4 ASPECTOS TEÓRICOS

4.1 ETANOL

O álcool etílico, também conhecido como etanol, é um composto orgânico da classe dos álcoois, com a fórmula molecular C_2H_5OH . Um líquido incolor, volátil e inflamável, de odor característico e sabor levemente adocicado. Tido como o mais comum e importante dos álcoois, é amplamente utilizado como combustível, solvente e, principalmente, como ingrediente principal em bebidas alcoólicas. Sua produção ocorre, sobretudo, a partir da fermentação de açúcares, hidratação do etileno ou redução de acetaldeído. Sua fabricação através de fontes renováveis como cana-de-açúcar ou milho ocorre partir de processos fermentativos da sacarose e do amido, presentes em suas composições (Silva, 2013). As propriedades do álcool etílico estão apresentadas na Tabela 4–1.

Tabela 4–1. Propriedades do álcool etílico

Propriedade	Especificação
Massa molecular	46,07 g.mol ⁻¹
Massa específica (25 °C)	0,789 g.cm ⁻³
Índice de refração (25 °C)	1,36
Ponto de ebulição (1 atm)	78,35 °C
Aspecto	Líquido incolor
Solubilidade	Composto fortemente polar devido ao radical hidroxila, e por isso tem grande afinidade com a água e com outras substâncias polares. Dissolve também numerosas substâncias orgânicas e inorgânicas, como essências, hidrocarbonetos e graxas

Fonte: Lopes (2011); Silva (2013)

No Brasil, a produção de etanol é dividida em basicamente dois tipos principais, sendo a primeira o etanol hidratado, utilizado diretamente como combustível em veículos, e o segundo tipo, etanol anidro, misturado junto à gasolina em proporções regulamentadas pelo governo (Santos, 2020). O etanol anidro possui um teor alcoólico mínimo de 99,3% em massa, enquanto o etanol hidratado pode apresentar um teor alcoólico dentro de uma faixa de 92,5% a 94,6%, devido à presença de água em sua composição, como mostra a Tabela 4–2 (ANP, 2022).

Segundo Lopes (2011), embora o uso do etanol esteja muito associado a combustíveis, ele também possui aplicação nos ramos alimentícios e farmacêuticos, com a produção de bebidas, vinagre, vacinas e antibióticos. Além destes setores, também é utilizado em cosméticos, na confecção de perfumes.

Tabela 4–2. Características do Etanol Anidro Combustível (EAC) do Etanol Hidratado Combustível (EHC)

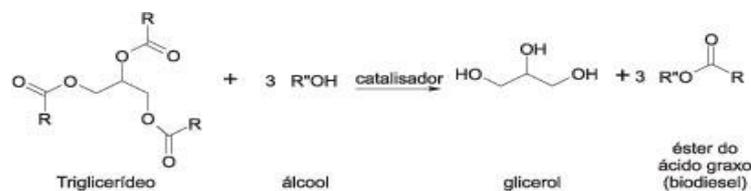
Característica	Unidade	Limite	
		EAC	EHC
Aspecto	-	Límpido e Isento de Impurezas	
Acidez total, máx. (em mg de ácido acético)	mg/L		30
Condutividade elétrica, máx.	μS/m		300
Massa específica a 20°C	kg/m ³	791,5 máx.	805,2 a 811,2
Teor alcoólico	% massa	99,3 mín.	92,5 a 94,6
Potencial hidrogeniônico (pH)	-	-	6,0 a 8,0
Teor de etanol, mín	% volume	98	94,5
Teor de água, máx	% massa	0,7	7,5
Resíduo por evaporação, máx	mg/100mL		5
Teor de hidrocarbonetos, máx	% volume		3
Teor de cloreto, máx	mg/kg		1
Teor de sulfato, máx	mg/kg		4
Teor de ferro, máx	mg/kg		5
Teor de sódio, máx	mg/kg		2
Teor de cobre, máx	mg/kg		0,07
Teor de metanol, máx	% volume		0,5

Fonte: Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (2022)

4.2 GLICEROL E DIPROPILENOGLICOL

O 1,2,3-propanotriol, conhecido como glicerol, é um líquido incolor, de sabor adocicado, inodoro e altamente viscoso, com fórmula molecular C₃H₈O₃. Comercialmente chamado de glicerina, o glicerol é amplamente solúvel em água devido à presença de três grupos hidroxila, que também conferem ao composto sua característica higroscópica (Beatriz, 2011). Atualmente, a produção de glicerol ocorre predominantemente como subproduto da fabricação de biodiesel, por meio da reação de transesterificação de óleos vegetais, onde triglicerídeos reagem com álcoois para formar ésteres (biodiesel) e glicerol, como exemplificado na Figura 4-1. A cada três mols de biodiesel produzidos, é gerado um mol de glicerol, correspondente a cerca de 10% da massa total do produto (Geris, 2007).

Figura 4-1. Equação geral da transesterificação de um triglicerídeo



Fonte: Geris (2007)

O dipropilenoglicol (DPG), com fórmula molecular $C_6H_{14}O_3$, é produzido comercialmente como coproduto durante a fabricação de propilenoglicol, por meio da hidrólise do óxido de propileno. Ele também pode ser formado pela reação de óxido de propileno com propilenoglicol, gerando três isômeros (Sexton, 1953). É um líquido incolor e de viscosidade relativamente menor em comparação ao glicerol, com propriedades higroscópicas semelhantes. Além disso, o dipropilenoglicol possui baixa toxicidade, sendo amplamente utilizado na indústria de cosméticos (Garg, 2019).

A escolha dos agentes de desidratação do etanol deve ser realizada de modo a atender critérios econômicos, minimizando os custos de produção, técnicos, possuindo características inertes ao material de construção da coluna, baixa pressão de vapor, estabilidade química, fácil recuperação, maior afinidade com a água e que não forme um novo azeótropo, e ambiental, evitando a utilização de compostos tóxicos (Deboçam, 2019).

Segundo Lee (1997), substâncias que apresentam alta seletividade para os componentes-chave a serem separados têm baixa capacidade e vice-versa, logo a adição de dipropilenoglicol ao glicerol consiste em uma estratégia que visa melhorar a eficiência do processo de separação combinando propriedades destes 2 compostos como solventes a fim de se obter um equilíbrio entre a capacidade e seletividade de solventização. Além disso, outro ponto importante para a mistura consiste no fato de que a recuperação do glicerol é limitada por conta de sua alta viscosidade, impactando no consumo de energético do processo. Com a adição de um componente menos viscoso, como é o caso do dipropilenoglicol, esse fator tende a melhorar (Gil, 2014).

Além disso, a utilização do dipropilenoglicol visa estudar uma alternativa mais segura a destilação extrativa com etilenoglicol. O etilenoglicol é responsável por aproximadamente 35% de todo o álcool anidro produzido no Brasil, porém é considerado um solvente orgânico altamente tóxico (Figueirêdo, 2009; Garg, 2019).

Esse contraste entre os dois solventes em termos de viscosidade e comportamento higroscópico os torna interessantes para estudos em processos de separação, como a destilação extrativa do etanol, na busca por eficiência e sustentabilidade industrial.

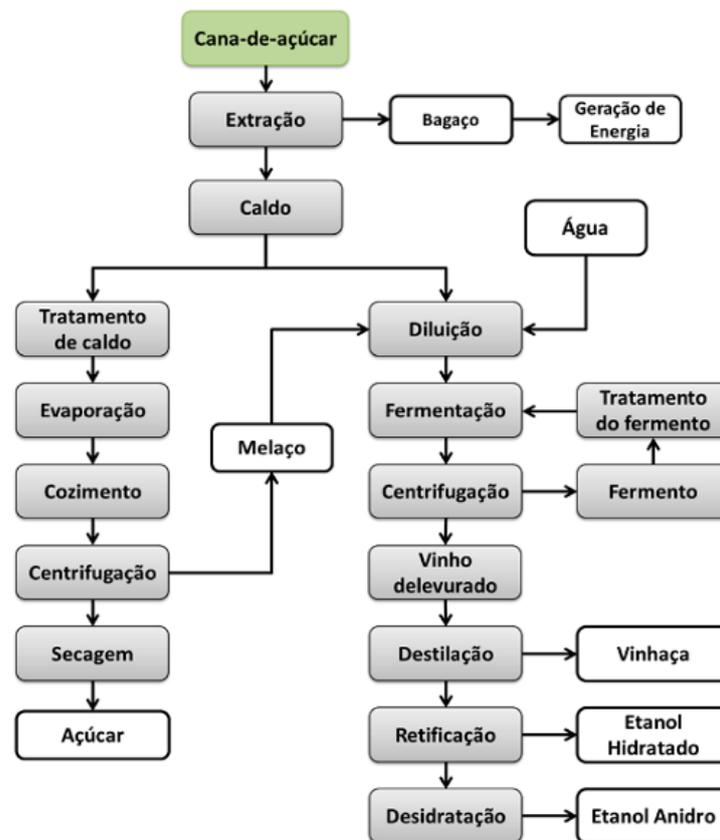
4.3 MÉTODOS DE OBTENÇÃO DO ETANOL ANIDRO

Conforme Santos (2021), a produção de etanol pode ocorrer de duas formas, a partir da síntese química, como a reação de hidratação de alcenos, ou pela fermentação de matérias-primas ricas em açúcares, sejam elas amiláceas ou celulósicas, acompanhada pela purificação

do etanol. Sendo a rota fermentativa responsável pela maior parte da produção mundial (Silva, 2013). De acordo com a figura abaixo, tem-se as principais etapas do processo produtivo de etanol anidro a partir da principal matéria-prima brasileira, a cana-de-açúcar.

Como mostra a figura, o método convencional de obtenção do etanol anidro a partir do vinho resultante da fermentação consiste em 3 etapas: destilação, retificação (processos comuns a produção de etanol hidratado, como mostra a Figura 4-2) e desidratação.

Figura 4-2. Principais etapas para a produção de etanol e açúcar a partir da cana-de-açúcar

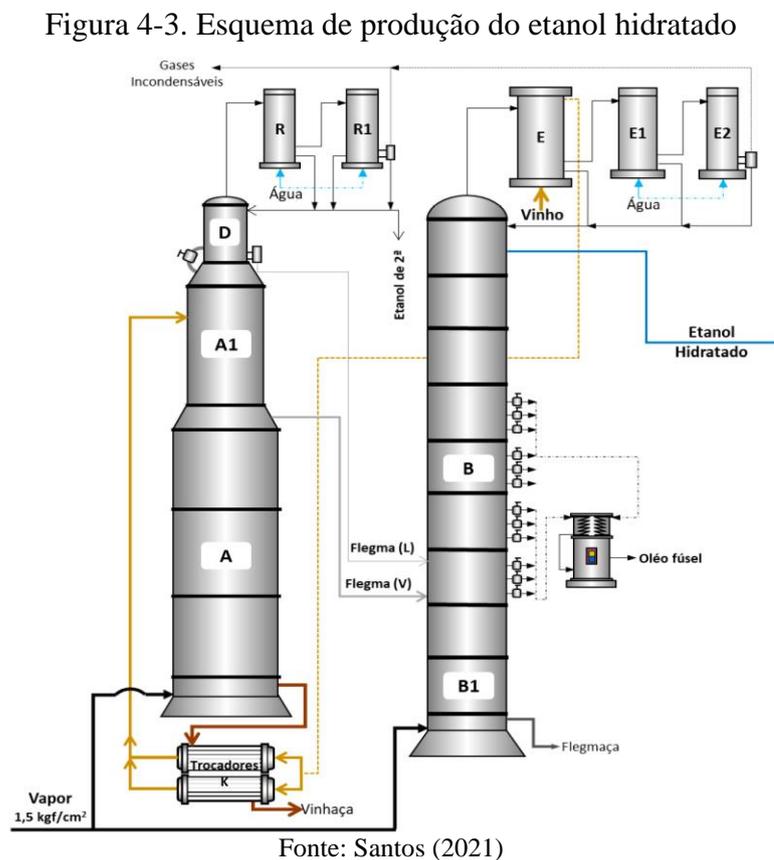


Fonte: Santos (2021)

De acordo com Lopes (2011), nota-se na Figura 4-3 a primeira etapa, onde a coluna A é dividida nas seções A, A1 e D. Inicialmente com uma concentração de 6 a 12 %v de etanol, a alimentação do vinho resultante da fermentação é encaminhada ao topo de A1, seção onde ocorre o aquecimento da mistura e a concentração das partes mais voláteis na fase vapor. Sendo a seção A responsável pela etapa chamada de esgotamento do vinho, onde em sua base é retirada a vinhaça e no topo a flegma vapor, principal produto da etapa, que consiste em uma mistura hidroalcoólica com concentração de 30 a 50 %v.

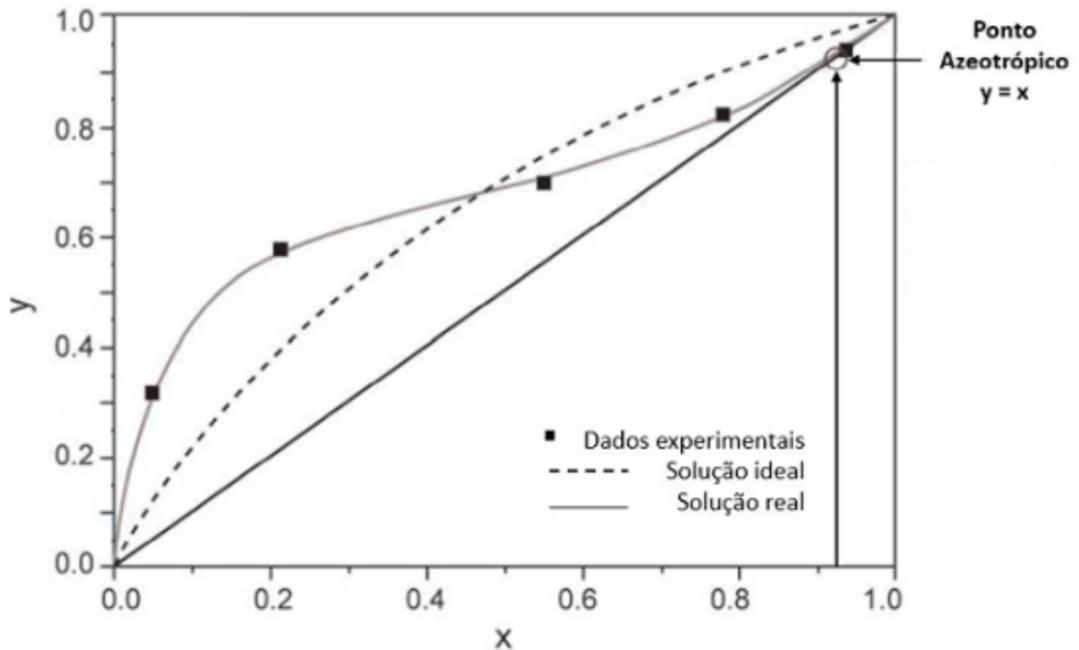
Por fim, a seção D, também denominada de seção de concentração de álcool de segunda, é a parte da coluna que auxilia na concentração de contaminantes do processo na fase líquida. Em sua base, é retirado o produto de fundo como flegma líquida, que é conduzida juntamente com a flegma vapor para a retificação.

De acordo com a Figura 4-3, tem-se a segunda etapa, que consiste na destilação do sistema para a obtenção do etanol em sua composição azeotrópica, 95,57% em peso de etanol. A concentração do álcool etílico ocorre a partir de um complexo processo de purificação nas seções B e B1. Sendo B1, responsável pelo esgotamento da flegma, isto é, o empobrecimento do etanol na fase líquida, resultando na flegmaça como produto de fundo. Já a seção B, tem a função de concentrar a flegma desde a base até o topo da coluna, onde se obtém o etanol hidratado.



Como podemos observar na Figura 4-4, em sua terceira etapa, para a purificação da mistura etanol e água, tem-se a formação de um azeótropo de mínimo ponto de ebulição, fazendo com que a obtenção de etanol anidro necessite de processos específicos para sua formação, já que o ponto azeotrópico impede a separação completa por destilação convencional. Desta maneira, para superar este desafio técnico, existem vários métodos utilizados para a produção de etanol anidro.

Figura 4-4. Curvas de composição líquido-vapor à pressão constante do binário etanol-água



De acordo com Lei (2003), as tecnologias de produção de etanol anidro mais utilizadas no Brasil são: a destilação azeotrópica, a destilação extrativa, a adsorção em zeólitas e o uso de peneiras moleculares. Para a escolha do método de obtenção do etanol anidro mais adequado, leva-se em consideração fatores como o custo, a eficiência energética e a sustentabilidade ambiental. Segundo Santos (2021), a operação unitária de destilação se destaca como estratégia de desidratação do etanol, tendo em vista, que promove a separação ou purificação dos componentes da mistura a partir da diferença de volatilidade relativa entre as substâncias presentes.

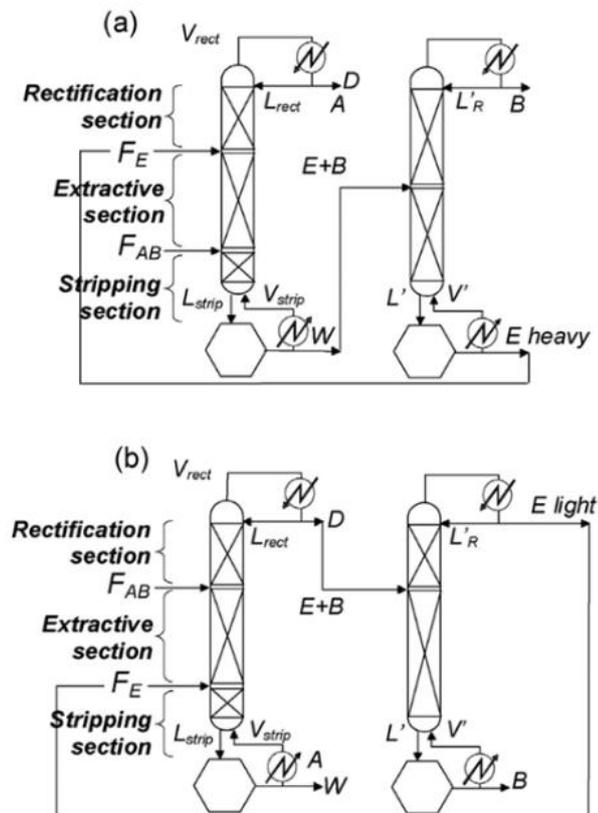
Conforme Gil (2008), no caso do processo de desidratação do etanol, os métodos de destilação extrativa salina, peneiras moleculares e membranas tem tido aplicação industrial, porém não são amplamente utilizados como os processos de destilação azeotrópica e extrativa devido ao alto custo operacional e problemas técnicos.

4.3.1 Destilação extrativa e azeotrópica

De acordo com Gerbaud (2019), por muito tempo a destilação extrativa foi vista como uma variação da destilação azeotrópica. Entretanto, a partir da década de 90, os dois processos passaram a ser diferenciados, uma vez que apresentam regras e configurações de colunas distintas.

A destilação extrativa consiste na adição de um solvente não volátil com alto ponto de ebulição, chamado de agente extrator, com o objetivo de alterar a volatilidade relativa dos componentes da mistura a serem separados, sem que ocorra a formação de um novo azeótropo (Gil, 2014). Como mostra a Figura 4-5, a coluna extrativa é composta por 3 seções, a primeira sendo a de retificação, localizada nos estágios acima da alimentação do agente extrator, ela é responsável pela remoção do solvente no produto de topo. A segunda parte da coluna é a seção extrativa, situada entre a entrada do prato de alimentação e entrada de solvente, onde ocorre o arraste de um componente da mistura binária da alimentação pelo agente extrator. E por fim, a seção de *stripping*, localizada nos estágios abaixo da alimentação, caracterizada pela remoção do produto leve do produto de fundo (Figueirêdo, 2009). Dias (2008), menciona que neste tipo de destilação, um diferencial é que não ocorre a separação da mistura em duas fases líquidas, como ocorre na destilação azeotrópica.

Figura 4-5. Fluxograma convencional do processo de destilação extrativa: (a) Processo com um solvente pesado (b) solvente leve



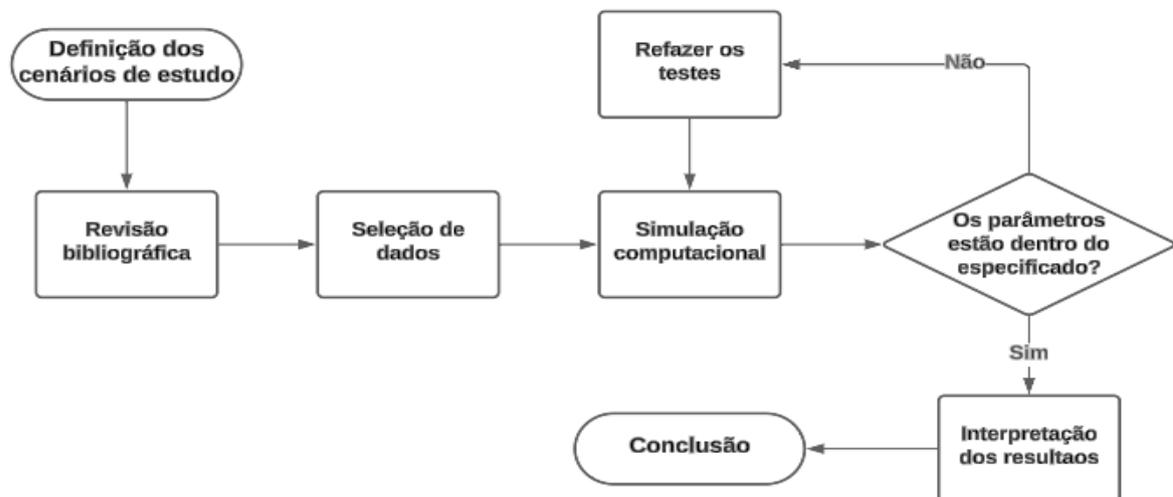
Fonte: Gerbaud (2019)

A Figura 4-6 retrata o esquema do processo de obtenção do etanol anidro a partir do vinho resultante da rota fermentativa.

5 METODOLOGIA

Para o desenvolvimento do trabalho de conclusão de curso foi definido inicialmente o escopo do trabalho, seguido de uma ampla revisão da literatura científica. A partir da revisão bibliográfica, foi possível adquirir os dados de entrada para a simulação e ainda validar e comparar os resultados obtidos na simulação computacional, realizada utilizando o software DWSIM na versão 8.8.3 em conjunto com a extensão de simulação para destilação ChemSep na versão 8.42 LITE. A Figura 5-1 apresenta as etapas sequenciais do trabalho de forma simplificada.

Figura 5-1. Fluxograma das etapas do trabalho



Fonte: Autor (2024)

Os modelos termodinâmicos comumente encontrados na literatura, para determinar os coeficientes de atividade, são apresentados na Tabela 5–1.

Tabela 5–1. Modelos termodinâmicos clássicos para cálculo de coeficiente de atividade para misturas não-eletrolíticas

Modelo	Aplicação	Restrição
Equação de Wilson	Misturas binárias não ideais (solutos polares em solventes apolares).	Misturas completamente miscíveis.
NRTL	Misturas fortemente não ideais e parcialmente miscíveis.	Matematicamente complexo
UNIQUAC	Baseado em princípios estatísticos mecânicos. Divide contribuições em combinatorial (presença) e residual (interação). Pequenas ou grandes moléculas.	Matematicamente complexo. Misturas não eletrolíticas polares ou não polares e sistemas parcialmente miscíveis.
UNIFAC	Método preditivo. Soluções com gases dissolvidos.	Matematicamente complexo. Atua a $P < 10$ atm, $T < 422$ K, abaixo do ponto crítico.

Fonte: Schuhli (2007)

O modelo termodinâmico utilizado para a simulação foi o NRTL (*Non-Random Two Liquid*). Segundo Matugi (2013), sua escolha é justificada devido a sua aplicação em misturas fortemente não ideais e parcialmente miscíveis. A decisão deste pacote deve-se também, à ampla aplicabilidade, que se destaca em processos de destilação com múltiplos estágios e à sua precisão em equilíbrios químicos de vapor-líquido e líquido-líquido.

Segundo Zygula (2001) e com base na orientação disponibilizada pelo *software* DWSIM, os modelos UNIQUAC e NRTL descrevem de forma eficiente sistemas com características semelhantes como componentes polares e misturas não ideais.

Segundo Reis (2002), o modelo aplica-se a sistemas multicomponentes líquido-vapor, líquido-líquido e líquido-líquido-vapor, podendo ser aplicado a sistemas ternários ou de ordens superiores, sistemas diluídos e misturas e álcool-hidrocarboneto. A equação do modelo NRTL contém cinco parâmetros ajustáveis (a_{ij} , a_{ji} , b_{ij} , b_{ji} e α_{ij}). Em um sistema multicomponente, o coeficiente de atividade é dado pela equação abaixo.

$$\ln \gamma_i = \frac{\sum_{j=1}^C \tau_{ji} G_{ji} x_j}{\sum_{j=1}^C G_{ki} x_k} + \sum_{j=1}^C \left[\frac{x_j G_{ij}}{\sum_{k=1}^C G_{kj} x_k} \left(- \frac{\sum_{k=1}^C x_k \tau_{kj} G_{kj}}{\sum_{k=1}^C G_{kj} x_k} \right) \right]$$

onde,

$$G_{ji} = \exp(-\alpha_{ji} \tau_{ji});$$

$$\tau_{ij} = \frac{a_{ij} - b_{ij} T}{RT};$$

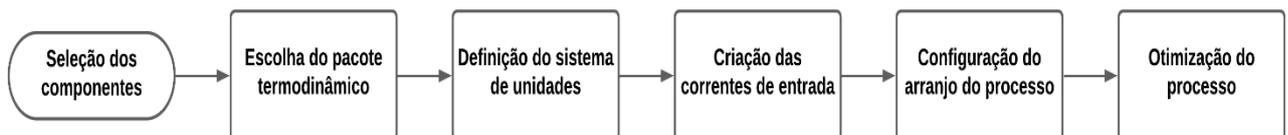
α_{ij} = constante não-aleatória para interação binária;

a_{ij} = parâmetro de energia de interação entre os pares de moléculas i e j , não dependente da temperatura (cal/gmol);

b_{ij} = parâmetro de energia de interação entre os pares de moléculas i e j , dependente da temperatura (cal/gmol.K).

De maneira simplificada a simulação ocorreu seguindo as etapas do fluxograma apresentado na Figura 5-2.

Figura 5-2. Fluxograma das etapas da simulação



Fonte: Autor (2024)

O primeiro passo para a realização da simulação consistiu na sua configuração inicial, que se deu pela escolha dos componentes na aba “Compostos”. Nesta etapa, os quatro compostos do estudo foram adicionados: água, etanol, dipropilenoglicol e glicerol. Após a escolha dos compostos, seguindo para a aba de “Pacotes de propriedades” ocorreu a seleção modelo termodinâmico NRTL a ser utilizado na simulação.

Concluída a etapa “Configuração da Simulação”, estabeleceram-se as correntes de entrada do processo a partir do preenchimento das frações molares, temperatura, fluxo molar e pressão de cada componente da mistura azeotrópica de solventes.

As condições operacionais da simulação do processo de destilação extrativa, conforme a Tabela 5–2 e Tabela 5–3, foram pré-estabelecidas a partir da pesquisa em literatura científica. Desse modo, trabalhos de Gil (2014); Deboçam (2019) foram utilizados como base de dados para o desenvolvimento do presente trabalho.

Tabela 5–2. Condições de entrada da mistura azeotrópica definidas no software

Condição	Valor
Temperatura (°C)	25
Pressão (bar)	1,01325
Fluxo Molar (kmol/h)	100
Fração Molar de Água	0,12
Fração Molar de Etanol	0,88

Fonte: Autor (2024)

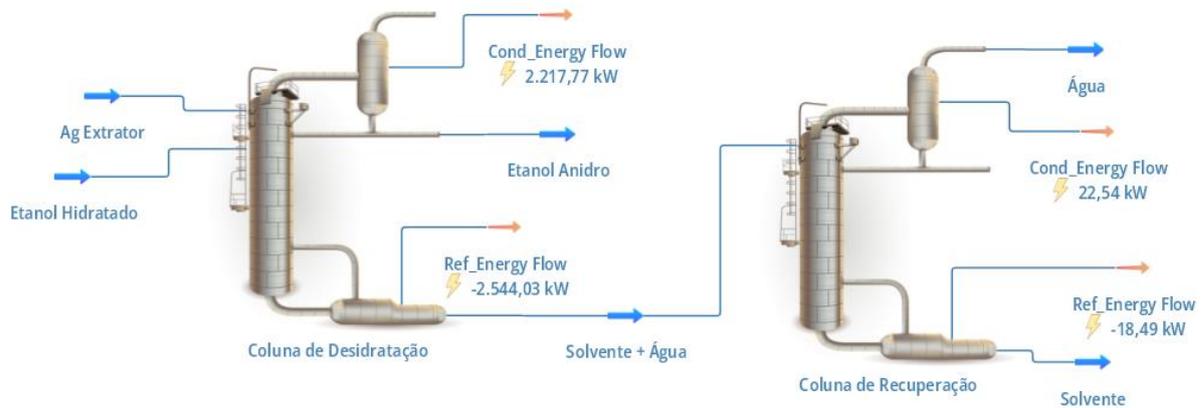
Tabela 5–3. Condições de entrada da mistura de solventes definidas no software

Condição	Valor
Temperatura (°C)	25
Pressão (bar)	1,01325
Fluxo Molar (kmol/h)	80
Fração Molar de Glicerol	0,60
Fração Molar de DPG	0,40

Fonte: Autor (2024)

A partir da definição das correntes de entrada do processo, iniciou-se a etapa de formação do arranjo do processo, definida pela adição dos equipamentos envolvidos na simulação, constituídos basicamente por duas colunas de destilação. A primeira, denominada coluna de desidratação, sendo responsável pela remoção da água e a segunda denominada de coluna de recuperação, que tem a função de recuperar o solvente utilizado no processo. Por fim, tem-se o fluxograma inicial do processo na Figura 5-3.

Figura 5-3. Fluxograma do sistema das colunas de desidratação do etanol e recuperação do solvente no DWSIM



Fonte: Autor (2024)

No DWSIM, a numeração dos pratos é realizada do topo até a base da coluna, e a pressão de cada prato da coluna é mantida constante. Demais condições iniciais a respeito das colunas de desidratação e recuperação estão listadas na Tabela 5–4.

Tabela 5–4. Especificações iniciais das colunas extrativa e de recuperação

Condição	Coluna de Desidratação	Coluna de Recuperação
Número de Estágios	20	8
Razão de Refluxo	1	2
Pressão da coluna (bar)	1,01325	0,2
Estágio da alimentação	Solvente	4
	Azeótropo	12
Fração molar de etanol na corrente de fundo	0,006	-
Fração molar de água na corrente de fundo	-	0,004

Fonte: Autor (2024)

Para a obtenção da configuração ótima do processo foi utilizado a ferramenta “*parametric study*”, disponível na aba de simulação de colunas da extensão ChempSep. Por meio do estudo paramétrico, foi determinado o cenário ótimo para a coluna de desidratação a partir da análise dos impactos das variações dos parâmetros operacionais dentro de um intervalo predefinido. Foram analisados na coluna de desidratação os efeitos sobre a composição e a vazão de etanol anidro. Enquanto que, para a coluna de recuperação, as tendências avaliadas foram a composição e vazão de solvente. Para ambas as colunas, foram consideradas os impactos das alterações no consumo energético do processo.

A otimização da coluna de desidratação ocorreu a partir da variação e determinação das seguintes variáveis listadas abaixo em ordem de execução do estudo paramétrico.

- 1 - Número de estágios ideias;
- 2 - Estágio de alimentação da mistura alcoólica;
- 3 - Estágio de alimentação do agente extrator;
- 4 - Vazão do agente extrator;
- 5 - Temperatura de alimentação do agente extrator;
- 6 - Composição do agente extrator;
- 7 - Refluxo operatório.

De maneira semelhante, para a coluna de recuperação, tem-se a seguinte ordem de execução do estudo paramétrico das variáveis analisadas:

- 1 - Número de estágios ideias;
- 2 - Estágio de alimentação da mistura;
- 3 - Razão de refluxo;
- 4 - Pressão da coluna.

Ao final da otimização por meio do estudo paramétrico, os dados obtidos determinaram as condições ótimas para o processo de destilação extrativa de etanol, garantindo a obtenção de um teor alcoólico mínimo de 99,3% em massa e a recuperação do solvente.

6 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Com base nas condições de entrada detalhadas nas Tabela 5–2 e Tabela 5–3 e especificações iniciais das colunas de destilação (Tabela 5–4), tem-se a seguir, na Tabela 6–1, os seguintes dados obtidos a partir da simulação inicial do processo.

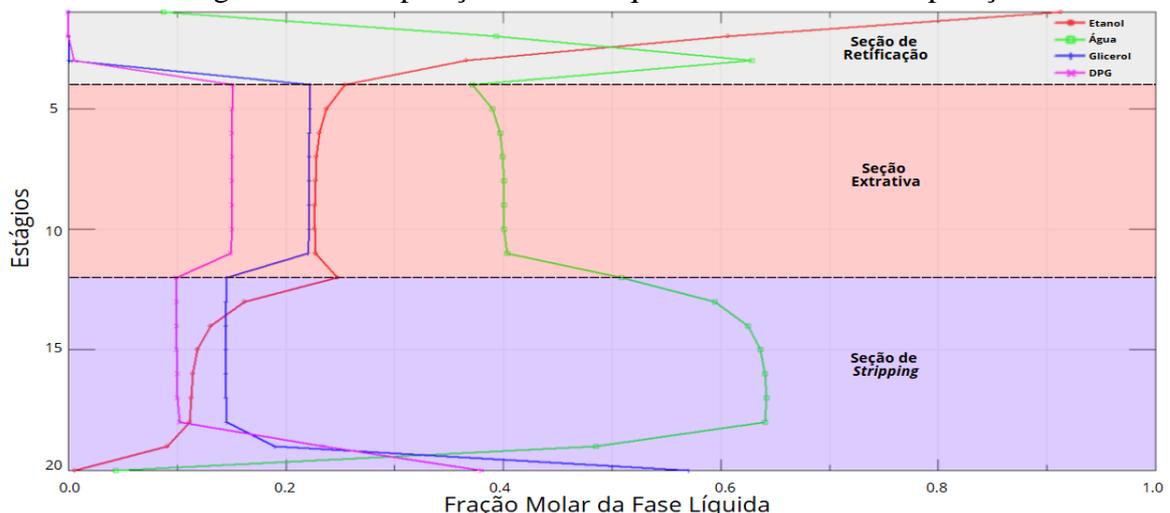
Tabela 6–1. Resultados obtidos a partir do input inicial

Especificações	Coluna de Desidratação	Coluna de Recuperação
Vazão da corrente de topo (kmol/h)	95,8515	3,8214
Fração mássica de etanol no topo	0,9949	0,2532
Fração mássica de água no topo	0,005044	0,7468
Fração mássica de glicerol no topo	9,7606E-15	1,4183E-10
Fração mássica de DPG no topo	1,1886E-09	8,3117E-06
Temperatura no topo (°C)	78,6092	21,3084
Pressão no topo (bar)	1,01325	0,02027
Vazão da corrente de fundo (kmol/h)	84,1485	80,3271
Fração mássica de etanol no fundo	0,002642	0,0002224
Fração mássica de água no fundo	0,007457	0,004
Fração mássica de glicerol no fundo	0,5022	0,5976
Fração mássica de DPG no fundo	0,4877	0,3982
Temperatura no fundo (°C)	198,939	184,955
Pressão no fundo (bar)	1,01325	0,2
Carga térmica do condensador (kW)	2125,15	152,64
Carga térmica do refeedor (kW)	3388,88	68,15

Fonte: Autor (2024)

A variação da fração molar dos quatro componentes (álcool etílico, água, glicerol e dipropilenoglicol) adicionados à torre de destilação extrativa ao longo de cada estágio da coluna é apresentada na Figura 6-1.

Figura 6-1. Composição da fase líquida na coluna de recuperação



Fonte: Autor (2025)

No gráfico acima, situado entre a alimentação do agente solvente e da mistura alcoólica, estágios 4 e 12, respectivamente, tem-se a chamada zona extrativa (seção da figura em vermelho). Nessa região, nota-se que ocorre uma redução da fração molar de etanol em relação a sua composição inicial, resultado do encontro de ambas as correntes de alimentação. Em seguida, entre o primeiro estágio da coluna e estágio de entrada do agente solvente, encontra-se a seção de retificação (seção cinza), onde ocorre a diminuição da fração molar dos componentes glicerol, DPG e água e o aumento da concentração de etanol na fase líquida. Por fim, na chamada zona de *stripping* (seção roxa), entre a base da coluna e o estágio 12, ocorre o comportamento inverso, redução da fração molar de etanol seguido pelo enriquecimento da fase líquida em glicerol, DPG e água.

Embasado nos dados obtidos a partir da simulação do processo utilizando as variáveis iniciais de entrada, foram conduzidas análises de estudo paramétrico para a otimização da configuração do sistema.

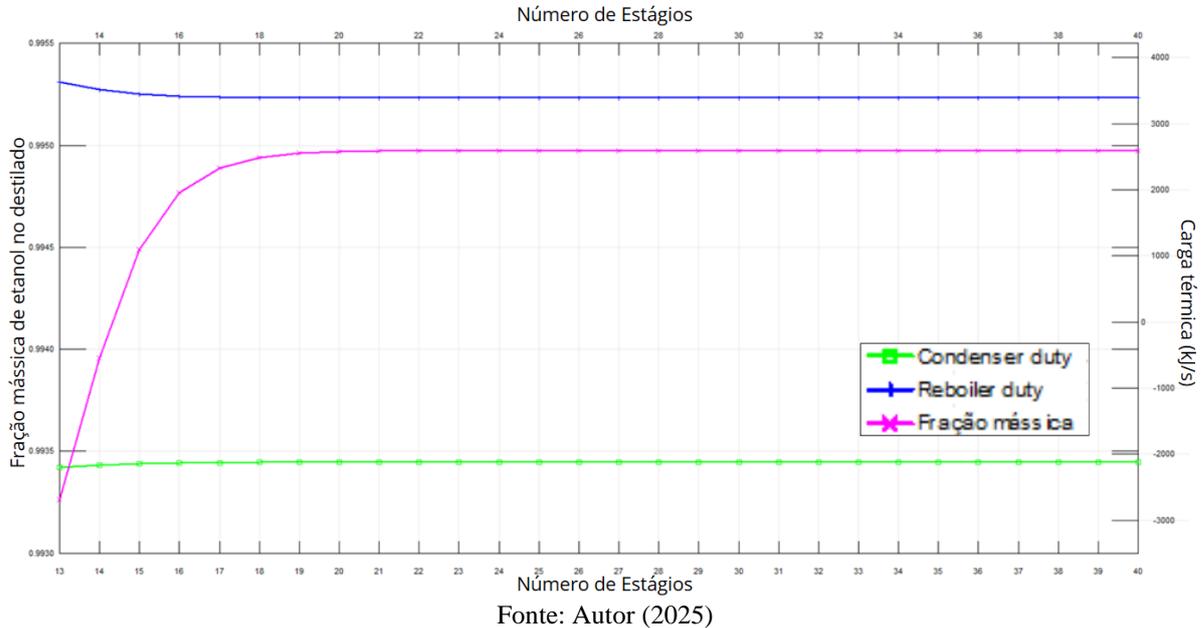
6.1 COLUNA DE DESIDRATAÇÃO

Neste tópico, serão explorados os sete estudos paramétricos conduzidos sobre a coluna de desidratação do etanol hidratado, a partir dos quais foram identificadas novas condições para a otimização do processo. Os tópicos seguintes apresentam os gráficos obtidos no processo de análise paramétrica.

6.1.1 Efeito do número de estágios

O processo de otimização da coluna de desidratação iniciou-se a partir da variação dos estágios da coluna, analisando os impactos de cada nova configuração na fração mássica do etanol obtido no topo e os efeitos na carga térmica do condensador e refeedor. Dessa maneira, avaliando o efeito do impacto do número de pratos na pureza e eficiência energética da coluna de destilação extrativa. Os resultados obtidos no estudo paramétrico podem ser observados na Figura 6-2.

Figura 6-2. Estudo da variação do número de estágios em função da fração mássica de etanol no destilado



No gráfico acima, nota-se a variação do número de estágios em um intervalo de 13 a 40 pratos. Nos estágios iniciais, já se obtém uma configuração compatível com a fração mássica mínima desejável para a caracterização do produto de topo como etanol anidro. Porém, nota-se que inicialmente ocorre um alto consumo energético, especialmente no refeedor (linha azul), pois há uma maior demanda de calor para garantir a separação eficiente do etanol. Conforme o número de estágios aumenta, a separação se torna mais eficiente, reduzindo a carga térmica necessária (observado a partir da tendência decrescente da linha azul) e estabilizando os valores de consumo de energia.

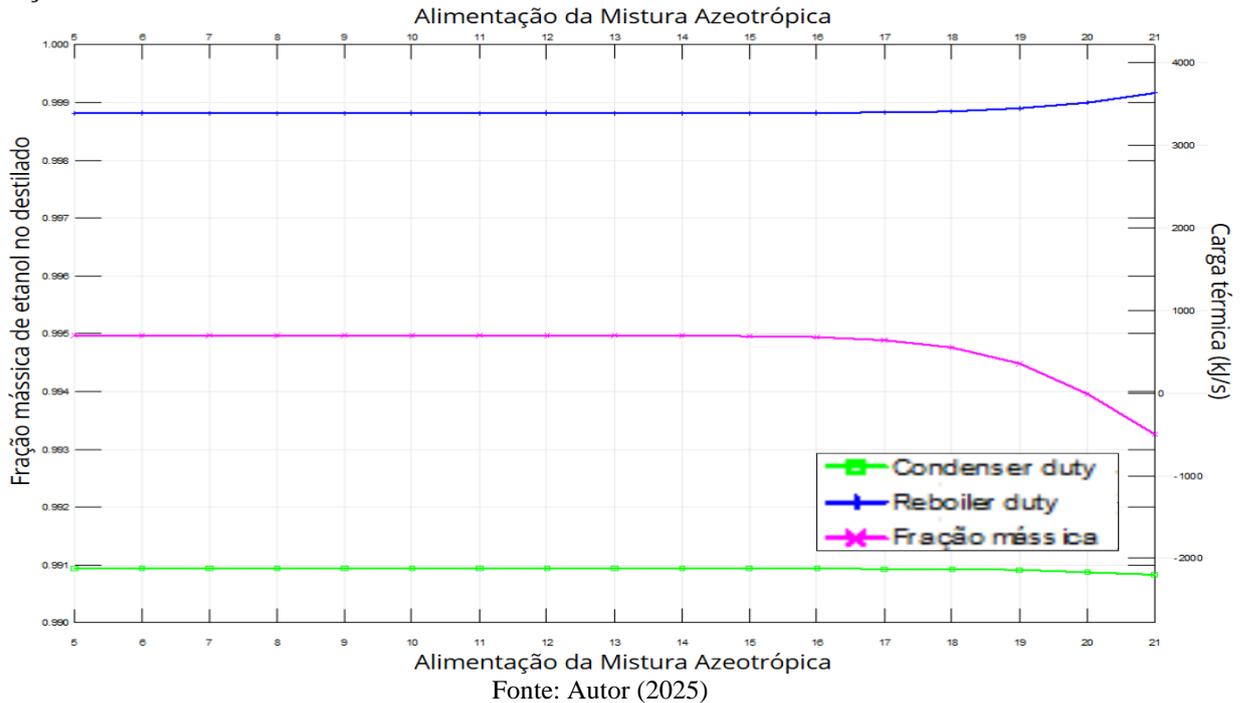
A partir de uma configuração de coluna com 22 pratos, observa-se a estabilização da fração mássica em torno do número de estágios em 0,99497, e uma redução da carga térmica total. Logo, como resultado do estudo da variação do número de estágios, tem-se a adição de 2 pratos aos 20 iniciais da coluna de desidratação.

6.1.2 Efeito do estágio de alimentação da mistura azeotrópica e agente extrator

Seguindo para o segundo estudo, foram analisadas as variações das alimentações da mistura azeotrópica e do agente extrator ao longo da coluna de desidratação. Com o objetivo de compreender a influência da localização de ambas as alimentações sobre a fração mássica de etanol obtida no topo e o consumo energético da coluna, em um primeiro momento, foi analisado um intervalo de alimentação da mistura alcoólica entre o 5° e 21° estágio. Em seguida,

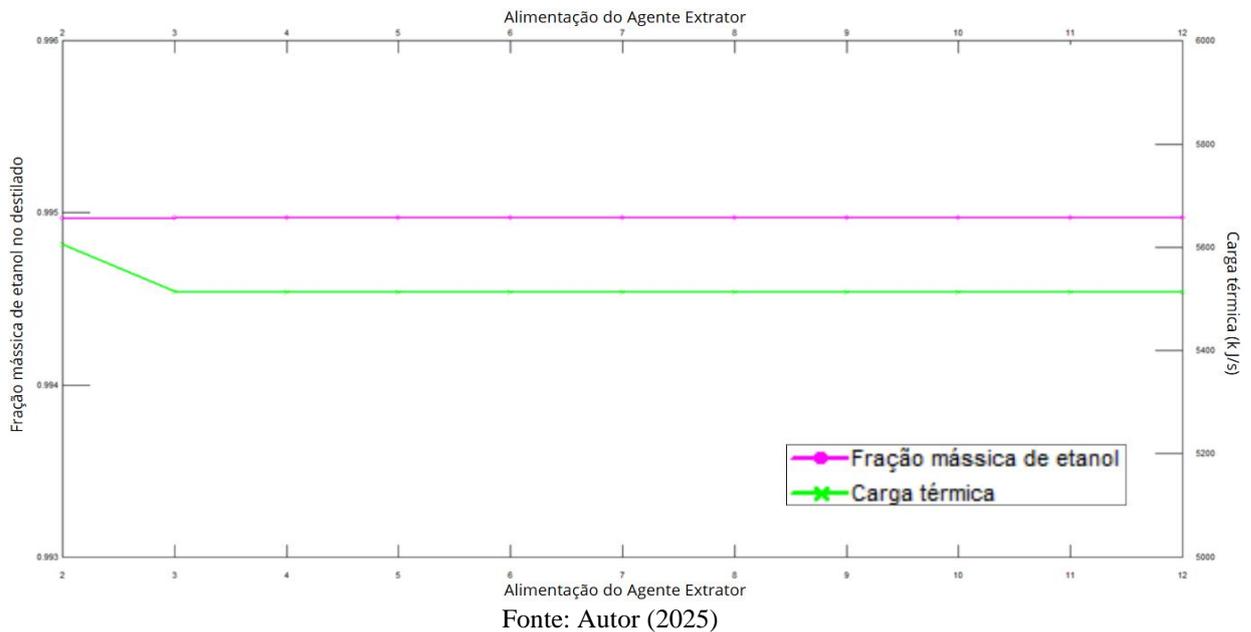
após a determinação do estágio ideal de alimentação do mistura etanol e água, estudou-se para o caso da alimentação do agente extrator, o intervalo de alimentação entre o 2° e 12° estágio, o comportamento das variações das alimentações azeotrópica e dos solventes pode ser observado nas Figura 6-3 e Figura 6-4, respectivamente.

Figura 6-3. Estudo da variação do estágio de alimentação da mistura azeotrópica em função da fração mássica de etanol no destilado



Na Figura 6-3 é possível observar a estabilização da fração mássica do etanol (cor rosa) e do consumo energético (azul para o refeedor e verde para o condensador) para os cenários que consideram a alimentação da mistura azeotrópica entre o 5° e 13° prato, e no intervalo restante, do 13° ao 21° estágio, ocorre a queda abrupta da pureza do etanol e aumento da carga térmica, constatados graficamente a partir do comportamento em queda da fração mássica (curva rosa) e aumento da carga térmica do refeedor (curva azul), ambos relacionados a redução da seção extrativa com a alimentação do etanol hidratado próximo a base da coluna. Logo, em relação a entrada da mistura azeotrópica, manteve-se a alimentação no 12° estágio.

Figura 6-4. Estudo da variação da alimentação do agente extrator em função da fração mássica de etanol no destilado



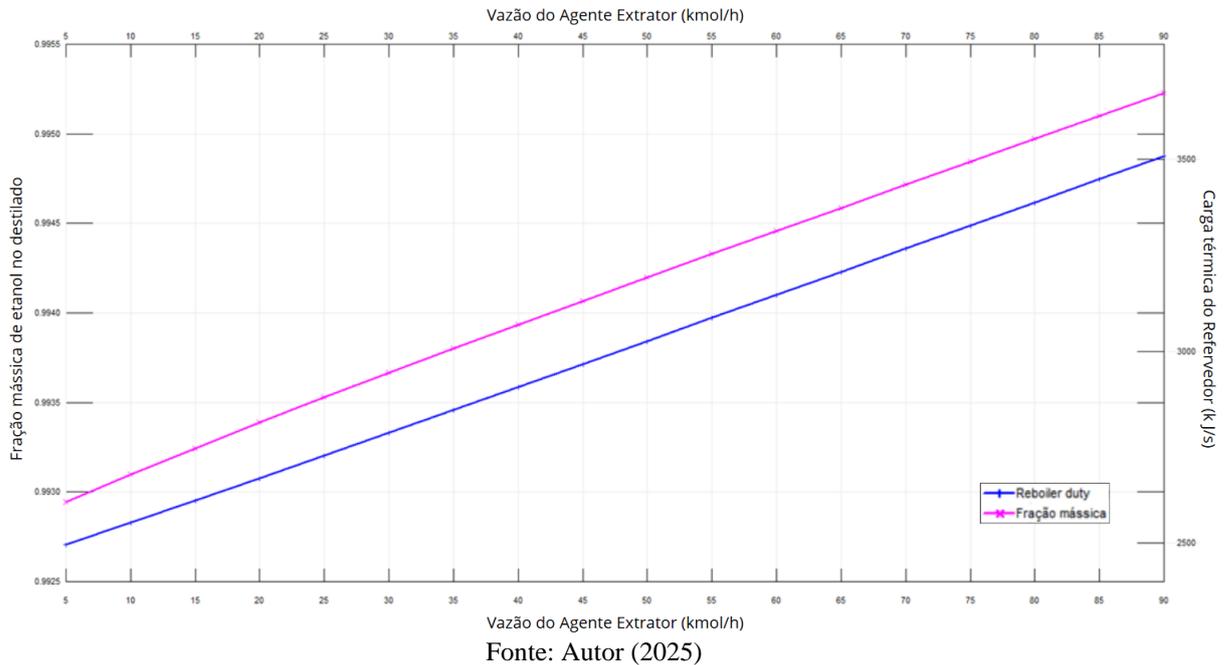
Em seguida, de maneira semelhante, alternando a alimentação de prato em prato dentro de um intervalo definido, foi realizado o estudo para o caso da variação do agente extrator, conforme a Figura 6-4. Não obtendo uma variação na fração mássica do etanol, e uma carga térmica total (soma das cargas do refeedor e condensador), maior para o segundo estágio. Diante deste comportamento, o estágio de alimentação do agente solvente permaneceu no quarto estágio, sendo o mesmo previsto inicialmente.

6.1.3 Efeito da vazão, temperatura e composição do agente extrator

No terceiro estudo, voltado para as condições de entrada do agente extrator, a análise dos efeitos da variação da vazão, de temperatura e de composição do agente extrator buscou avaliar o impacto destes parâmetros em função da pureza do etanol obtido no topo e do consumo energético da coluna de desidratação.

Em um primeiro momento, ocorreu a variação da vazão do agente extrator. A faixa de vazão molar estudada foi determinada entre 5 a 90 kmol/h de solvente, com um incremento de 5 kmol/h na vazão para cada nova análise, conforme mostra a Figura 6-5. A análise deste intervalo buscou avaliar o comportamento considerando uma ampla margem de proporções de alimentação do solvente abaixo da vazão de 100 kmol/h da mistura alcoólica.

Figura 6-5. Estudo da variação da vazão do agente extrator em função da fração mássica de etanol no destilado



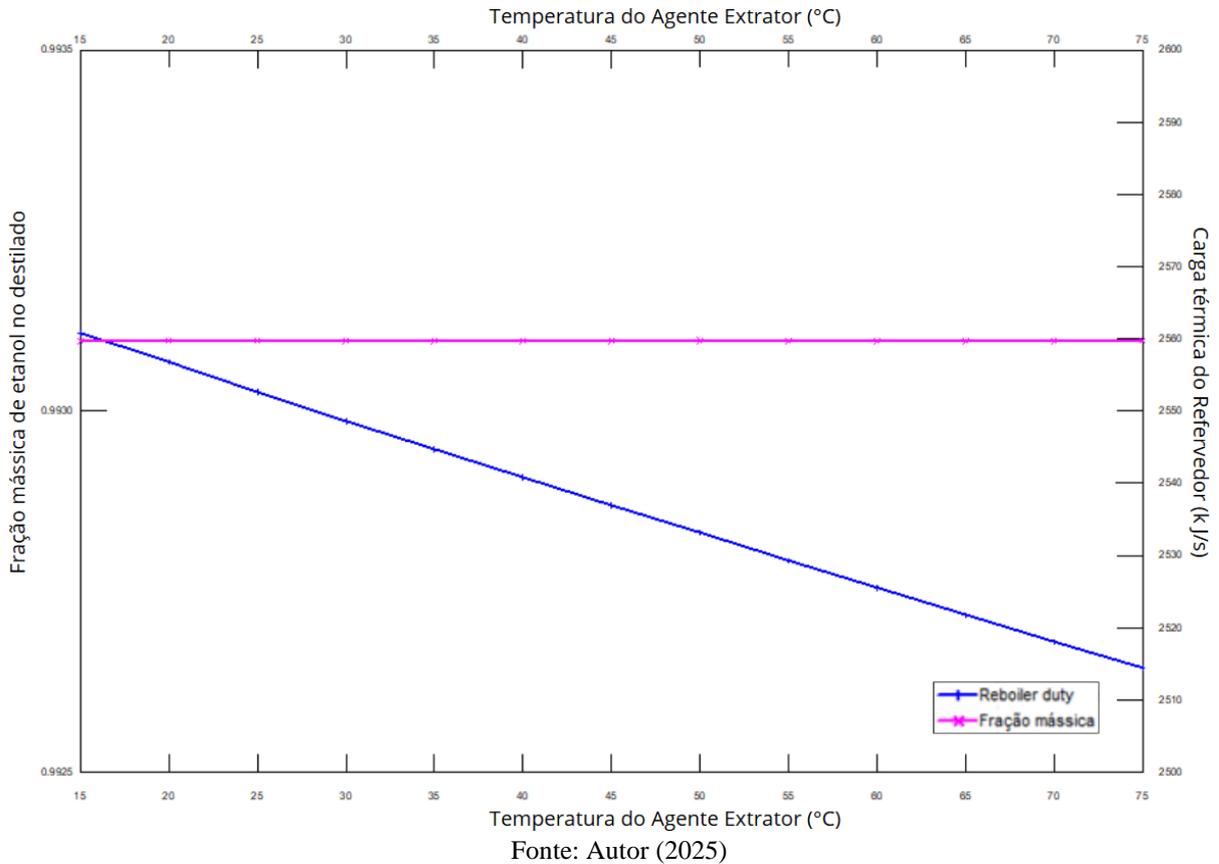
Conforme ilustrado na Figura 6-5, uma vazão molar equivalente a 5 kmol/h de agente solvente não atende à especificação de fração mássica de álcool etílico estabelecida pela ANP para a caracterização do produto de topo da coluna de desidratação como etanol anidro, um teor alcoólico mínimo de 0,993 %m. No entanto, com 10 kmol/h, a fração mássica de etanol no destilado atinge 0,993097, garantindo a conformidade do produto.

Portanto, a partir da análise da variação da vazão molar do agente extrator na coluna de desidratação, é possível obter um produto de topo que atenda a especificação mínima de teor alcoólico exigida pela ANP com 10 kmol/h de agente solvente, caracterizando uma redução de 87,5% do consumo inicial do agente extrator. Além disso, essa nova condição resulta em uma redução do consumo energético em 13,46% quando comparado ao fluxo molar previsto inicialmente de 80 kmol/h.

Avaliando o estudo paramétrico do próximo parâmetro do agente extrator levado em consideração neste trabalho, a temperatura de alimentação, foi considerado um cenário de estudo entre 15°C e 75°C, próximo a temperatura do ponto de azeótropo da mistura alcoólica, adotando um incremento de 5°C, com o objetivo de estudar o efeito da temperatura de entrada na composição do produto de topo e consumo energético da coluna de desidratação.

A Figura 6-6 mostra o estudo da variação da temperatura do agente extrator em função da fração mássica de etanol no destilado e da carga térmica total da coluna.

Figura 6-6. Estudo da variação da temperatura do agente extrator em função da fração mássica de etanol no destilado

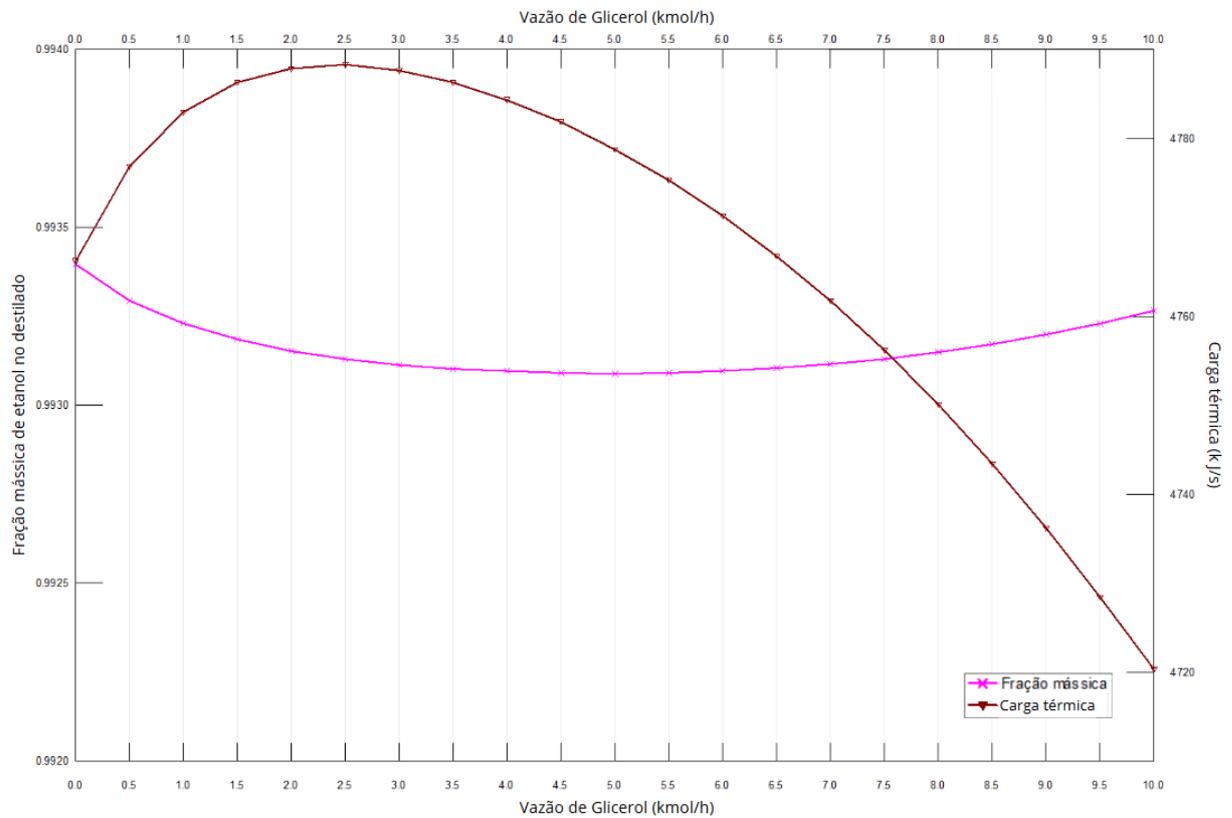


Em relação a fração mássica de etanol no destilado, constata-se na Figura 6-6 a ausência de correlação entre o efeito da temperatura e a pureza do produto. Porém, destaca-se no gráfico a relação inversamente proporcional entre a temperatura de entrada e a carga térmica do refeedor, proporcionando uma redução significativa no consumo energético a partir de uma integração energética visando aumentar a temperatura de entrada do agente extrator.

Por fim, o último parâmetro do agente extrator estudado foi a composição do agente extrator, isto é, a fração molar ideal para glicerol e DPG na mistura. O objetivo do estudo consistiu em investigar uma correlação entre a composição e a fração mássica do etanol obtido no topo da coluna, assim como também o consumo energético.

As Figuras 6-7 e 6-8 apresentam os resultados da análise paramétrica referente à variação da composição do agente extrator, considerando um intervalo de 0 a 10 kmol/h para o glicerol e, conseqüentemente, de 10 a 0 kmol/h para o DPG.

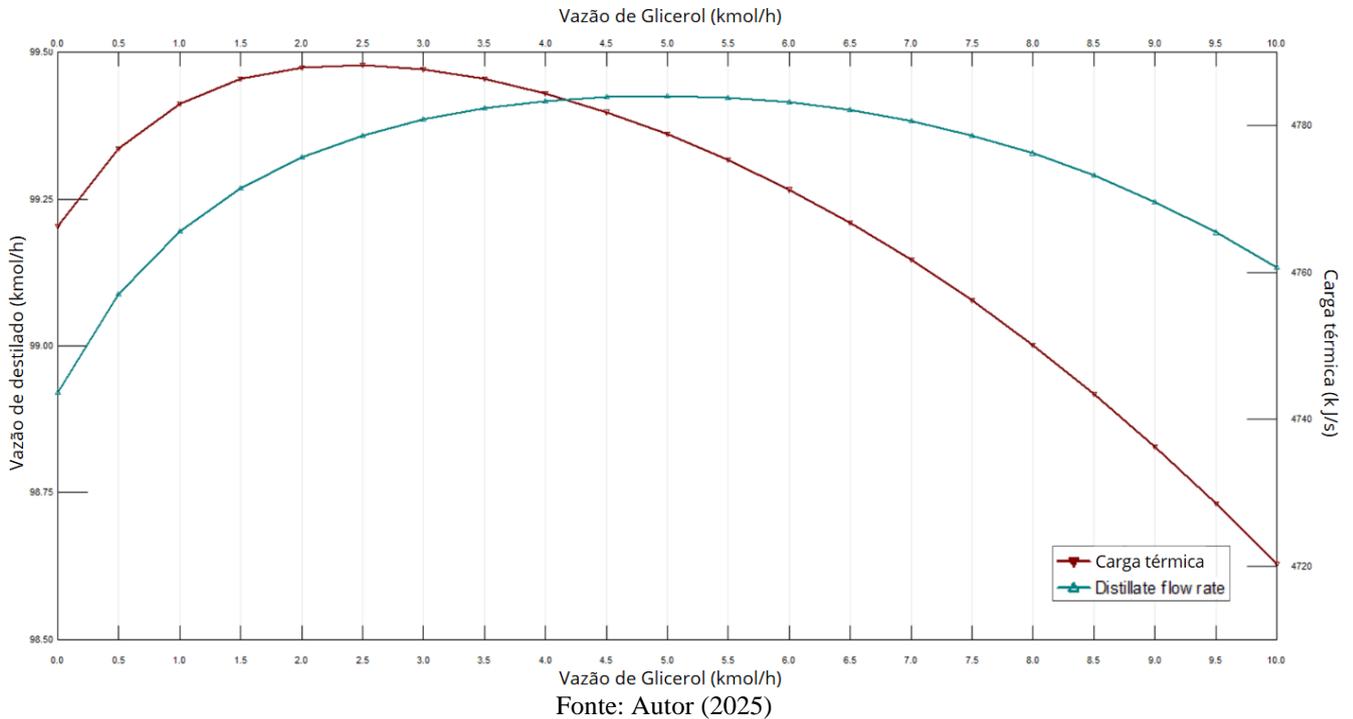
Figura 6-7. Estudo da variação da composição do agente extrator em função da fração mássica de etanol no destilado



Fonte: Autor (2025)

Inicialmente prevista com uma fração molar de 0,6 para o glicerol e 0,4 para o DPG, a composição foi ajustada para 0,7 e 0,3, respectivamente, representando uma vazão molar de 7 kmol/h para o glicerol e 3 kmol/h para o DPG. Conforme a Figura 6-7, essa modificação mantém a fração mássica de etanol em 0,993116, garantindo sua conformidade com a especificação mínima. Além disso, de acordo com a Figura 6-8, a mudança tem como objetivo reduzir a carga térmica total, preservando a vazão de destilado no topo da coluna. Constatado a partir da redução da carga térmica (linha vermelha) entre os valores de 6 e 7 kmol/h, mantendo os valores da vazão molar de produto no topo da coluna praticamente inalterados.

Figura 6-8. Estudo da variação da composição do agente extrator em função da vazão de destilado



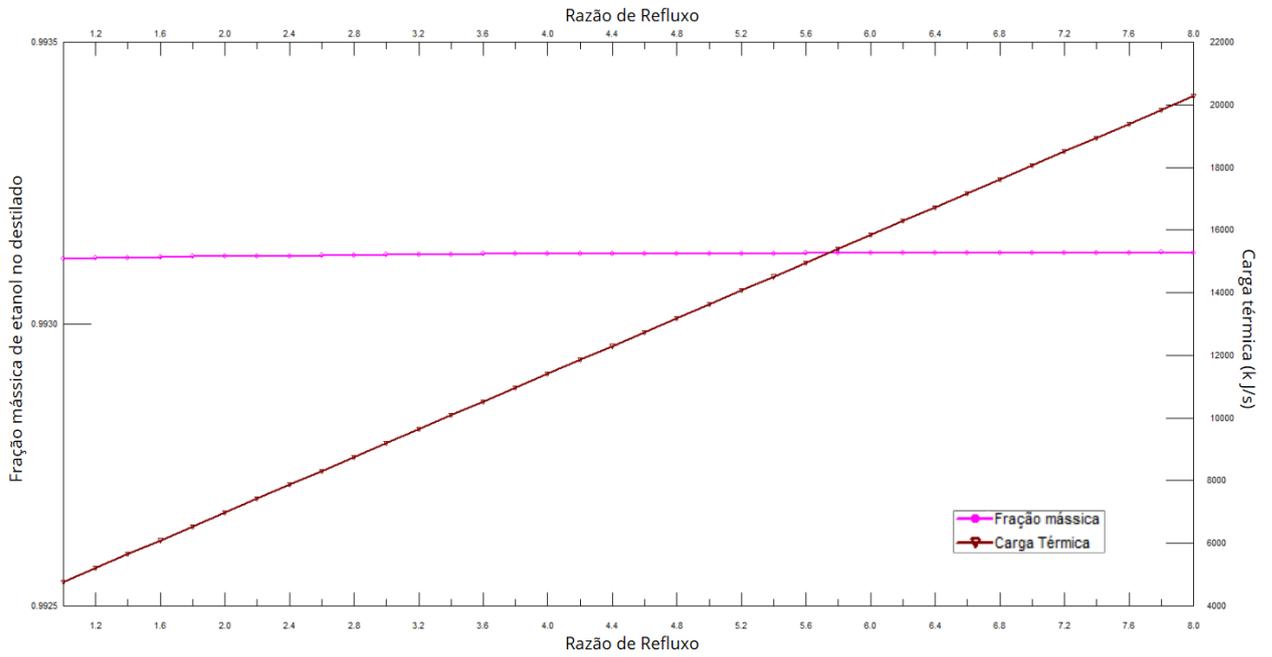
Logo, conclui-se que a partir da mudança da composição do agente extrator, tem-se uma redução do consumo energético da coluna extrativa, mantendo aspectos como a fração mássica de etanol no destilado acima do teor alcoólico mínimo de 0,993 %m e a vazão de destilado.

6.1.4 Efeito do refluxo operatório

Nesse estudo será investigado a relação entre razão de refluxo e seu impacto na fração mássica do etanol no destilado e no consumo energético, com o objetivo de identificar o cenário ideal de trabalho do refluxo operatório para a coluna extrativa.

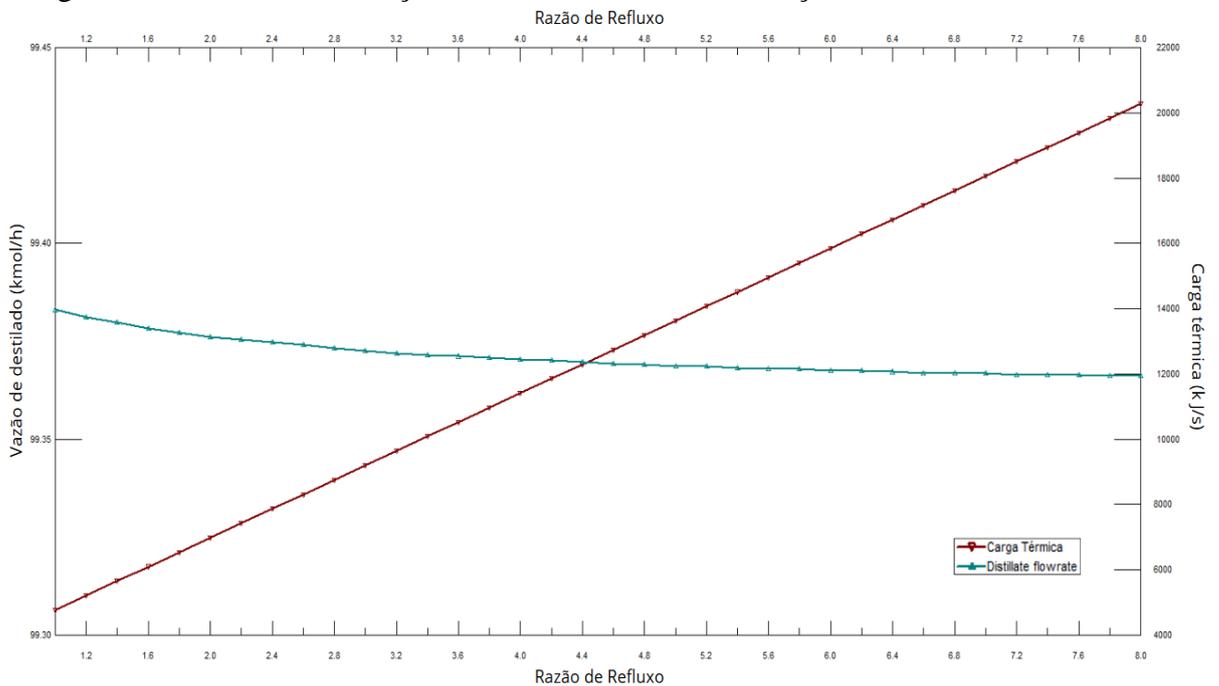
As razões de refluxo foram avaliadas no estudo paramétrico em uma faixa de 1 a 8, com incrementos de 0,2 por passo. As Figura 6-9 e Figura 6-10, retratam os estudos da variação da razão de refluxo, eixo x, em função da fração mássica de etanol no destilado (curva rosa) e em função da vazão de destilado (curva ciano), respectivamente.

Figura 6-9. Estudo da variação da razão de refluxo em função da fração mássica de etanol no destilado



Fonte: Autor (2025)

Figura 6-10. Estudo da variação da razão de refluxo em função da vazão de destilado



Fonte: (Autor, 2025)

Dessa maneira, a partir do estudo paramétrico da razão de refluxo, tem-se que o valor foi mantido em 1, essa escolha se deve ao fato de a fração mássica de etanol já estar dentro da especificação, visto que, conforme observado na Figura 6-9, a fração mássica (cor rosa)

permanece constante ao longo de toda a faixa analisada. Além disso, como demonstrado na Figura 6-10, um aumento na razão de refluxo resultaria na redução da vazão de destilado no topo e em um acréscimo significativo na carga térmica total.

Logo, tem-se que o cenário inicial proposto para a razão de refluxo já resulta na condição otimizada da destilação extrativa, não havendo a necessidade de mudança.

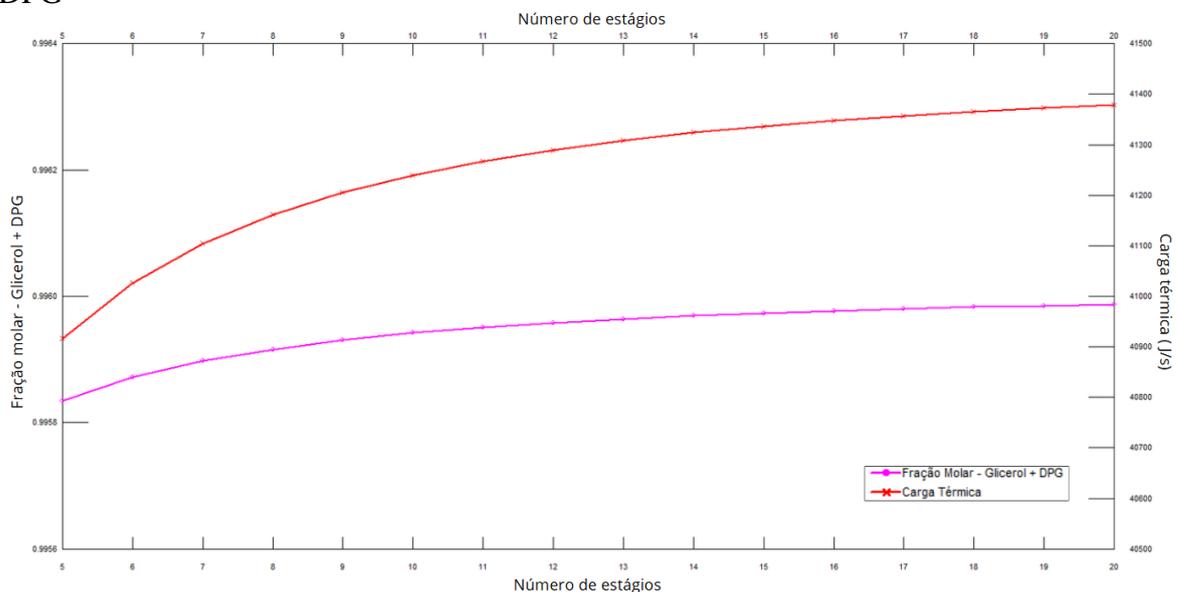
6.2 COLUNA DE RECUPERAÇÃO

Neste tópico, serão explorados os quatro estudos paramétricos realizados sobre a coluna de recuperação, a partir dos quais foram identificadas novas condições para a otimização do processo. Os tópicos abaixo apresentam os gráficos obtidos a partir da análise paramétrica.

6.2.1 Efeito do número de estágios

Após finalizar a obtenção da configuração ótima para a primeira coluna, iniciou-se o estudo da coluna de recuperação, analisando o impacto do número de estágios da torre na fração molar de glicerol e DPG como produto de fundo. A princípio constituída por oito estágios, inicialmente, a soma das frações molares dos solventes na recuperada era de 0,9959. No entanto, como ilustrado na Figura 6-11, entre 5 e 20 estágios, essa fração oscila pouco, entre 0,9958 e 0,9960.

Figura 6-11. Estudo da variação do número de estágios em função da fração molar de glicerol e DPG



Fonte: Autor (2025)

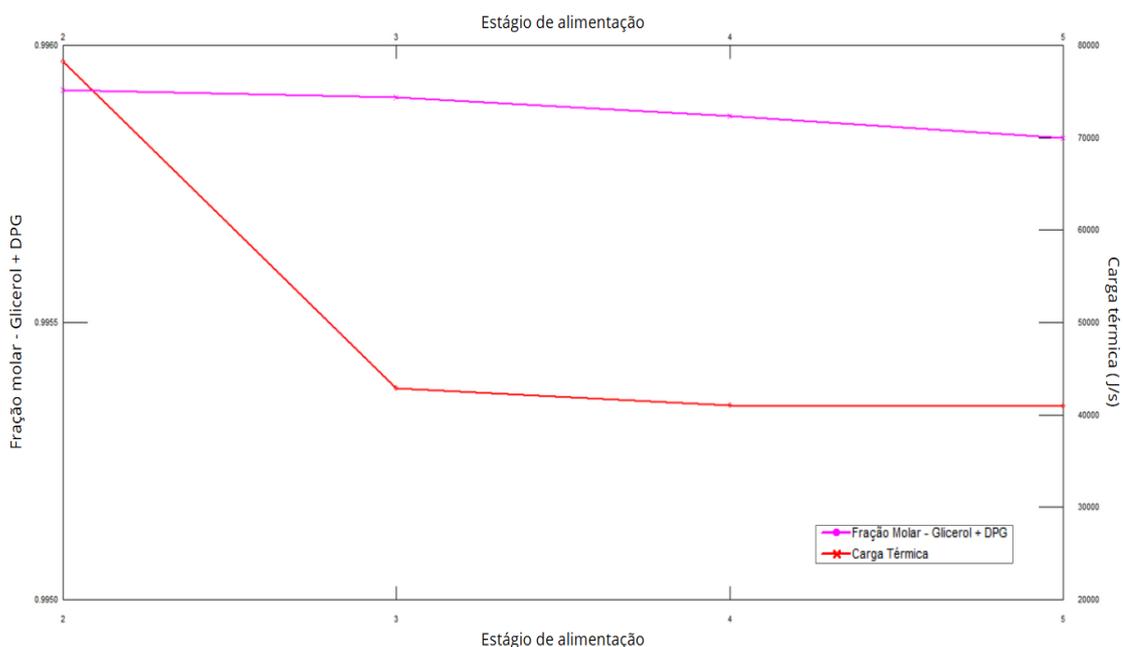
Além da discreta variação da fração molar, o aumento do número de estágios resulta em um do consumo energético significativamente maior. Dessa maneira, levando em consideração ambos os fatores, com o objetivo de manter um equilíbrio entre o consumo energético e uma recuperação maior de solvente, optou-se pela configuração com seis estágios na coluna de recuperação.

6.2.2 Efeito do estágio de alimentação da mistura

Avançando para o segundo estudo paramétrico da coluna de recuperação, realizada com o objetivo de otimizar o processo de separação, avaliando o impacto da alimentação da mistura nas condições operacionais e na eficiência do sistema. Permitindo compreender como a posição da alimentação influencia diretamente na fração molar dos solventes glicerol e DPG, e no consumo energético.

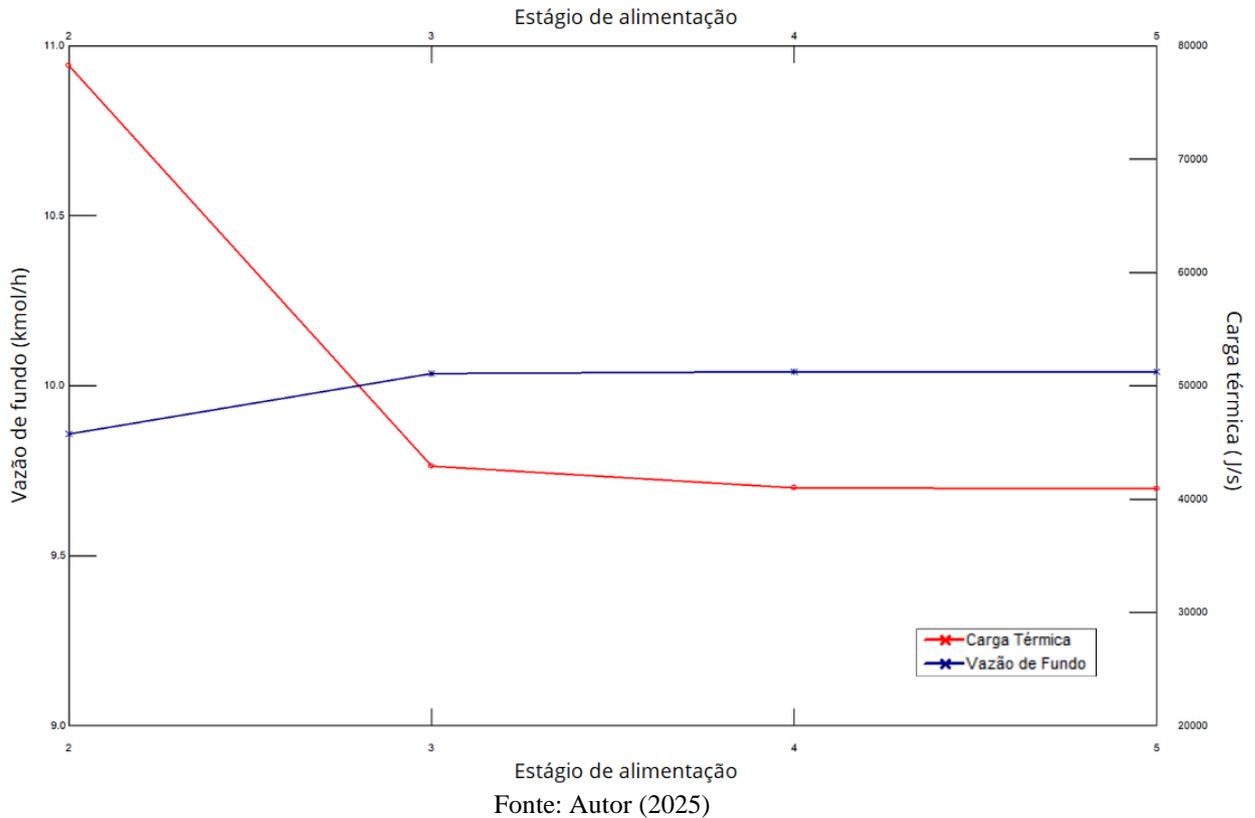
A análise consistiu na variação do estágio de alimentação em uma faixa de intervalo entre o segundo e quinto prato de alimentação. Com um incremento de um prato a cada passo da simulação do estudo paramétrico. Ao final, as Figura 6-12 e Figura 6-13 foram obtidas, retratando a variação do estágio de alimentação em função da fração molar de glicerol e DPG e em função da vazão de fundo da coluna de desidratação, respectivamente.

Figura 6-12. Estudo da variação do estágio de alimentação em função da fração molar de glicerol e DPG



Fonte: Autor (2025)

Figura 6-13. Estudo da variação do número de estágios em função da vazão de fundo



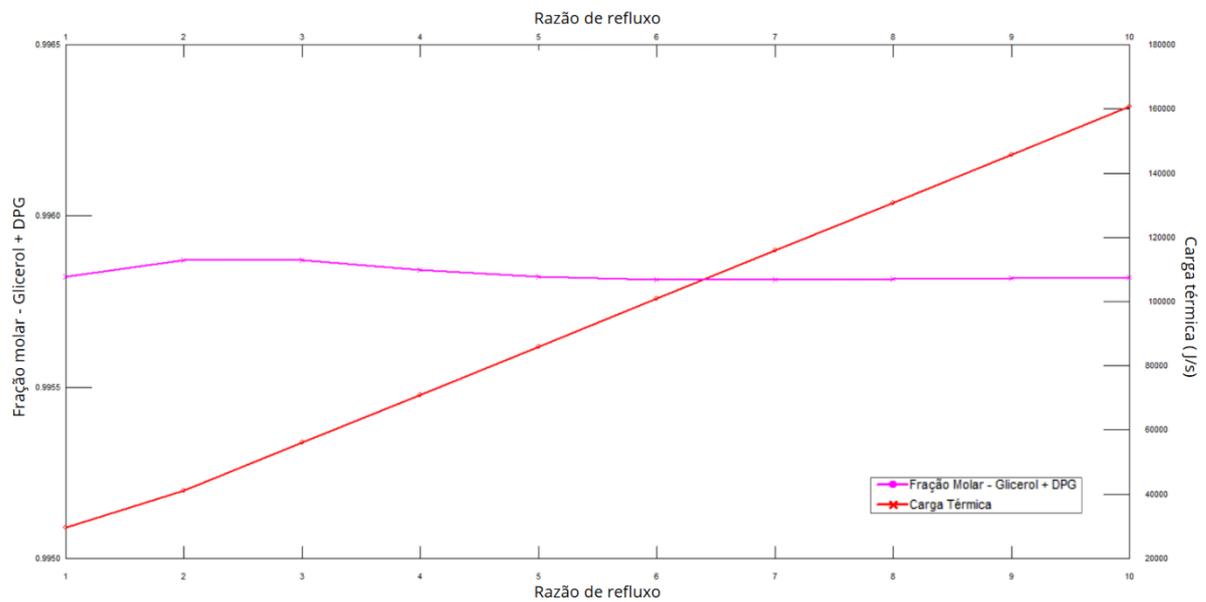
Na Figura 6-12, observa-se que a variação do estágio de alimentação entre o segundo e quinto prato apresentou novamente um baixo impacto na fração molar de recuperação dos solventes, entre 0,9960 e 0,9955. No entanto, a alimentação no segundo estágio resultou em uma carga térmica total significativamente maior, sendo 88% superior em comparação estudo dos demais estágios de alimentação da coluna. Sendo obtido uma tendência de estabilização do consumo energético apenas no quarto estágio, logo o a carga térmica da análise do quarto e quinto estágio são praticamente iguais.

A análise da vazão de fundo da coluna, conforme a Figura 6-13, revela que, além do alto consumo energético associado à alimentação no segundo estágio, há uma redução do fluxo, que também estabiliza a partir do quarto estágio. Então, diante do cenário em que os menores níveis de consumo energético ocorrem a partir do quarto estágio, assim como as maiores vazões molares de recuperação dos solventes, optou-se por manter a configuração inicial de alimentação no prato 4. Com isso, mantendo a maior vazão de recuperação de solventes e menor consumo energético da coluna de recuperação.

6.2.3 Efeito da razão de refluxo

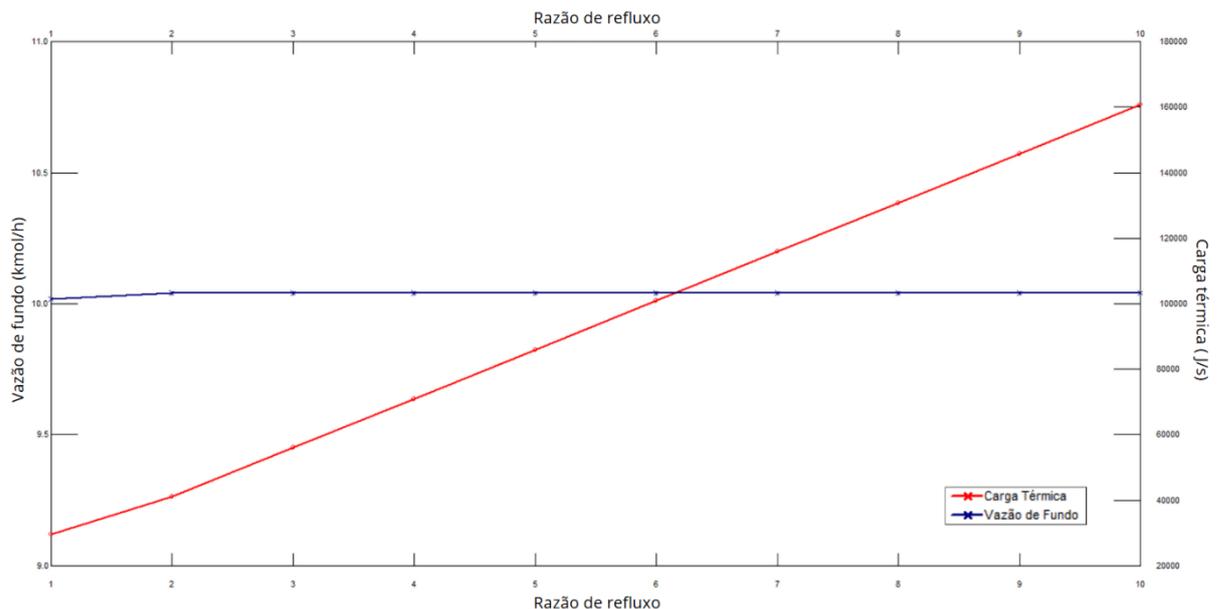
No terceiro estudo paramétrico da coluna de recuperação, visando otimizar o processo de separação, analisou-se o impacto da razão de refluxo na fração molar da recuperação dos solventes glicerol e DPG, e na eficiência energética do sistema. A avaliação buscou propor um valor ideal para a razão de refluxo, entre uma faixa de um a oito, com um incremento de um.

Figura 6-14. Estudo da variação da razão de refluxo em função da fração molar de glicerol e DPG



Fonte: Autor (2025)

Figura 6-15. Estudo da variação da razão de refluxo em função da vazão de fundo



Fonte: Autor (2025)

Conforme a Figura 6-14, de maneira análoga ao efeito da razão de refluxo para a coluna de desidratação, o aumento do refluxo operacional leva a um acréscimo expressivo na carga térmica total do sistema, enquanto que a fração molar (curva rosa) apresenta uma variação mínima. Esse comportamento indica que um aumento excessivo da razão de refluxo não traz ganhos expressivos na pureza do produto, mas eleva consideravelmente o consumo energético.

Já no segundo gráfico, Figura 6-15, verifica-se que a vazão de fundo se mantém praticamente constante para diferentes razões de refluxo, reforçando que a elevação da razão de refluxo não proporciona benefícios operacionais relevantes, mas resulta em maior demanda energética.

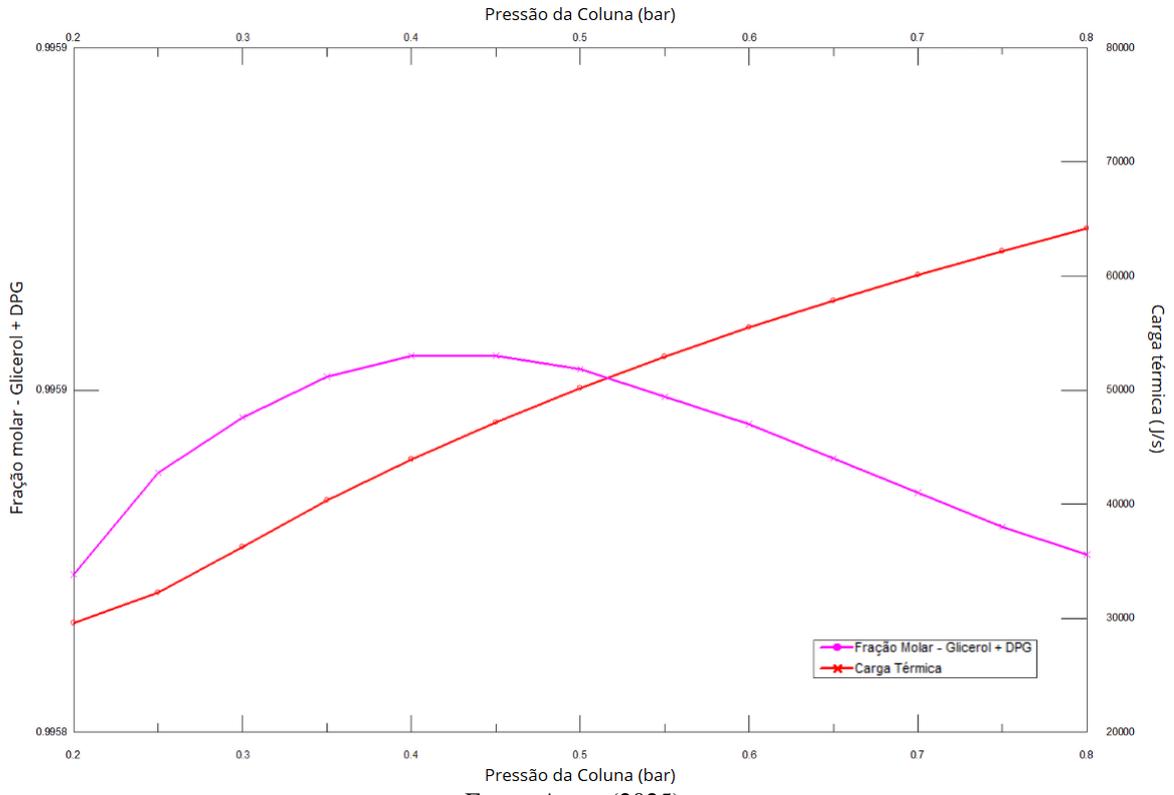
Diante desses fatores, optou-se por adotar uma razão de refluxo de 1, reduzindo a carga térmica em 27,85%, garantindo um equilíbrio entre eficiência de separação e consumo energético, evitando desperdícios sem comprometer a qualidade de recuperação do produto.

6.2.4 Efeito da pressão na coluna

Para compreender o efeito da pressão na coluna de recuperação sobre a fração molar do produto de fundo, carga térmica e a vazão de fundo foi realizada uma variação da pressão entre o intervalo de 0,2 e 0,8 bar, com um incremento de 0,05 para cada passo.

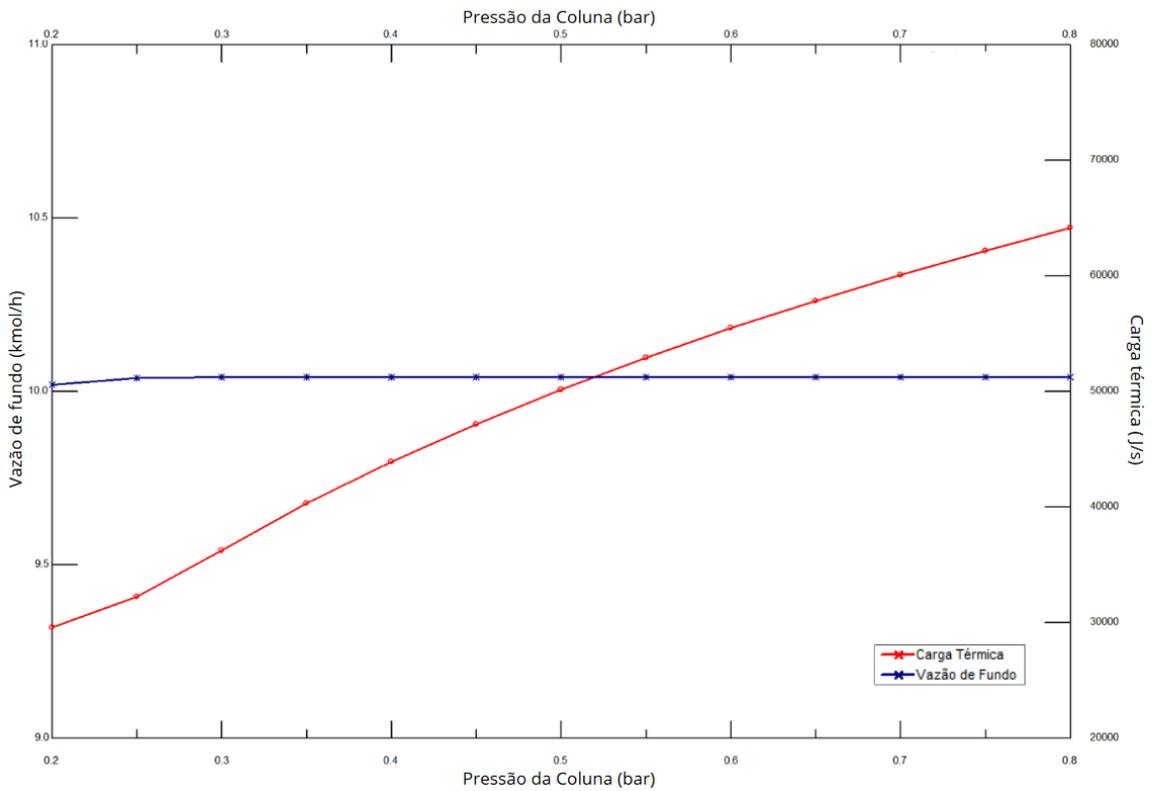
Os resultados da análise estão representados nas Figura 6-16 e Figura 6-17, que representam respectivamente o estudo da variação da pressão e em função da soma das frações molares de glicerol e DPG.

Figura 6-16. Estudo da variação da pressão da coluna em função da fração molar de glicerol e DPG



Fonte: Autor (2025)

Figura 6-17. Estudo da variação da pressão da coluna em função vazão de fundo



Fonte: Autor (2025)

Conforme a Figura 6-16, inicialmente, observa-se um aumento na fração molar dos solventes com o incremento da pressão, atingindo um valor máximo entre 0,40 e 0,45 bar. Após esse ponto, a fração molar começa a diminuir. Com isso, é observado um aumento de 217% da fração molar quando a pressão é de 0,45 bar em comparação a 0,2 bar, valor previsto inicialmente.

De acordo com a Figura 6-17, é possível perceber que a carga térmica apresenta um comportamento crescente com o aumento da pressão. Isso ocorre porque, em pressões mais elevadas, a demanda energética para manter a separação eficiente aumenta, uma vez que o calor necessário para a vaporização se torna maior.

Portanto, visando obter o cenário ideal, a partir da análise dos gráficos, existe um ponto de pressão ideal em torno de 0,4 bar, onde a fração molar dos solventes atinge seu máximo enquanto a carga térmica ainda não é excessivamente elevada. Pressões acima desse valor resultam em aumento significativo no consumo energético, com redução na eficiência da separação. Dessa forma, a escolha da pressão de operação equilibra a eficiência de separação e o consumo energético.

6.3 CENÁRIO DA CONFIGURAÇÃO ÓTIMA DO PROCESSO

Por fim, após a realização do estudo paramétrico e a análise dos impactos das variáveis operacionais, foram definidas as alterações necessárias para otimizar o processo de destilação extrativa do etanol. A Tabela 6–2 mostra a comparação entre os valores iniciais e finais, obtidos a partir das modificações implementadas visando alcançar a configuração ideal, um equilíbrio entre eficiência de separação, consumo energético e desempenho operacional da coluna.

Tabela 6–2. Especificações finais da coluna de desidratação

Especificações	Antes	Depois
Número de Estágios	20	22
Razão de Refluxo	1	1
Pressão da coluna (bar)	1,01325	1,01325
Estágio da alimentação	Solvente	Solvente
	Azeótropo	Azeótropo
Fração molar de glicerol no agente extrator	0,6	0,7
Fração molar de DPG no agente extrator	0,4	0,3

Fonte: Autor (2025)

A partir do cenário final de configuração ótima, os resultados obtidos a partir do input arranjo na simulação do *software* DWSIM estão disponibilizados abaixo na Tabela 6–3.

Tabela 6–3. Resultados obtidos a partir do input final

Especificações	Coluna de Desidratação	Coluna de Recuperação
Vazão da corrente de topo (kmol/h)	99,3833	0,5751
Fração mássica de etanol no topo	0,9931	0,1854
Fração mássica de água no topo	0,006896	0,8145
Fração mássica de glicerol no topo	$5,0351 \times 10^{-15}$	$7,85938 \times 10^{-13}$
Fração mássica de DPG no topo	7,4090E-10	3,60271E-07
Temperatura no topo (°C)	78,6724	17,9847
Pressão no topo (bar)	1,01325	0,02027
Vazão da corrente de fundo (kmol/h)	10,6167	10,0416
Fração mássica de etanol no fundo	0,002768	0,00006489
Fração mássica de água no fundo	0,009398	0,0006905
Fração mássica de glicerol no fundo	0,6081	0,6152
Fração mássica de DPG no fundo	0,3797	0,3841
Temperatura da corrente de fundo (°C)	193,977	211,593
Pressão no fundo (bar)	1,01325	0,5
Carga térmica do condensador (kW)	2117,77	15,28
Carga térmica do refeedor (kW)	2544,03	34,90

Fonte: Autor (2025)

Com base na variação dos dados das Tabela 6–1 e Tabela 6–3 , foi possível elaborar a Tabela 6–4, que apresenta as alterações nos parâmetros operacionais do processo. Os resultados indicam mudanças significativas, especialmente na coluna de recuperação, onde a vazão da corrente foi reduzida em 84,95% no topo e 87,50% no fundo, refletindo a otimização no fluxo de solvente após a mudança de 80 para 10 kmol/h de agente extrator na coluna de desidratação. Do mesmo modo, as frações mássicas de glicerol e DPG no topo da coluna de recuperação apresentaram reduções expressivas de 99,45% e 95,67%, respectivamente, evidenciando a menor perda dos solventes. Para o etanol, houve uma redução de 26,77%, indicando um menor arraste, diretamente relacionado a diminuição da vazão de solventes na coluna de desidratação.

Tabela 6–4. Variações entre a cenário inicial e final da otimização

Parâmetros Operacionais	Coluna de Desidratação	Coluna de Recuperação
	Variação (%)	Variação (%)
Vazão da corrente (kmol/h)	3,68%	-84,95%
T Fração mássica de etanol	-0,19%	-26,77%
O Fração mássica de água	36,72%	9,08%
P Fração mássica de glicerol	-48,41%	-99,45%
O Fração mássica de DPG	-37,67%	-95,67%
Carga térmica do condensador (kW)	-0,35%	-89,99%
Vazão da corrente (kmol/h)	-87,38%	-87,50%
F Fração mássica de etanol	4,77%	-70,83%
U Fração mássica de água	26,03%	-82,74%
N Fração mássica de glicerol	21,10%	2,94%
D Fração mássica de DPG	-22,15%	-3,55%
O Carga térmica do refeedor (kW)	-24,93%	-48,79%

Fonte: Autor (2025)

Por outro lado, a fração mássica de etanol na corrente de topo da coluna de desidratação apresentou uma variação mínima de -0,19%, enquanto que a fração mássica de água aumentou em 36,72%, o que indica maior arraste de água para a vazão de destilado. Apesar desta variação, a especificação mínima exigida pela ANP foi atendida em ambos os casos. No entanto, apesar da diminuição da fração mássica de etanol no cenário final, tem-se um aumento da vazão da corrente em 3,68%, gerando um volume de etanol anidro maior, tornando esta configuração mais eficiente e economicamente viável.

A fração mássica de etanol no fundo da coluna de desidratação aumentou 4,77%, o que se deve à redução da vazão do agente extrator, resultando em uma maior proporção de etanol perdido. Portanto, esse aumento não está relacionado a uma configuração não otimizada, mas sim à diminuição do solvente disponível no processo.

A carga térmica do condensador e do refeedor também apresentaram reduções, sendo de 89,99% na coluna de recuperação e 24,93% na coluna de desidratação, indicando para uma redução significativa no consumo energético do processo.

7 CONCLUSÃO

A partir de uma análise paramétrica realizada por meio da simulação computacional do processo de destilação extrativa no *software* DWSIM foi possível obter algumas conclusões importantes acerca da produção do etanol anidro. Em um primeiro momento, a simulação indicou a obtenção de uma configuração ótima para a produção do etanol anidro, utilizando a mistura de solventes glicerol e dipropilenoglicol como agente extrator.

A análise comparativa entre o cenário inicial proposto e o cenário final otimizado, indicou uma redução da fração mássica de etanol na vazão de destilado da coluna de desidratação de 0,19%, resultando em um teor alcoólico de 99,31 % em massa, portanto, em conformidade com a especificação mínima exigida pela ANP para a produção de etanol anidro. A otimização do processo resultou um aumento de vazão da corrente de topo de 3,68%, refletindo diretamente em um aumento na produção.

Além disso, a configuração obtida proporcionou uma redução da vazão de agente extrator de 80 para 10 kmol/h, impactando na diminuição de arraste do solvente no destilado da coluna de desidratação em 48,41% e 37,67% de glicerol e dipropilenoglicol, respectivamente. Dessa maneira, resultando na redução de 84,95% da vazão de entrada da coluna de recuperação.

De maneira geral, as modificações implementadas a partir da otimização causaram uma redução de 17,84% do consumo energético total do processo. Adicionalmente, a implementação de um reciclo do solvente, promovendo o aumento da temperatura da corrente de entrada do agente extrator, pode contribuir para uma redução ainda maior do consumo energético, melhorando a eficiência térmica do sistema.

Portanto, a destilação extrativa utilizando glicerol e dipropilenoglicol se apresenta como uma alternativa promissora e sustentável para a purificação do etanol, superando a barreira estabelecida pelo ponto de azeótropo, proporcionando não apenas uma maior pureza do etanol, mas também uma significativa redução do impacto ambiental e dos custos operacionais, o que contribui para a viabilidade econômica e ambiental do processo.

8 REFERÊNCIAS

ABDOLLAHIPOOR, B.; SHIRAZI, S. A.; REARDON, K. F.; WINDOM, B. C. Near-azeotropic volatility behavior of hydrous and anhydrous ethanol gasoline mixtures and impact on droplet evaporation dynamics. **Fuel Processing Technology**, v. 181, p 166-174. 2018. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2018.09.019>. Acesso em: 15 dez. 2024.

ABEBE, M. History of Ethanol. In: ABEBE, M.; DROZDA, M.; FLEMING, C.; JAMESON, L.; PRICE, A. E. “Ethanol: Salvation or Damnation?”. Lincoln: **Journalism & Mass Communications**, 2008. Process, p. 24-27. Disponível em: https://digitalcommons.unl.edu/cgi/viewcontent.cgi?params=/context/journalismstudent/article/1002/&path_info=ethanol_magazine_lo_res.pdf. Acesso em: 15 dez. 2024.

ANP: Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. Disponível em: <https://app.powerbi.com/view?r=eyJrIjoiMmRhZWU2NDU0ZWE2Yi00NzI5LWJjMGQtNjIwNjE0MjM0MjEzIiwidCI6IjQ0OTlmNGZmLTI0YTUyYtNGI0Mi1iN2VmLTEyNGFmY2FkYzIxMyJ9>. Acesso em: 14 dez. 2024.

BEATRIZ, A.; YARA, J. K.; LIMA, P. D. Glicerol: um breve histórico e aplicação em sínteses estereosseletivas. **Química Nova**. Campinas, v. 34, n. 2, p. 306-319. 2011. Disponível em: <https://doi.org/10.1590/S0100-40422011000200025>. Acesso em: 10 dez. 2024.

BRASIL. **Lei n. 14.993**, de 8 de outubro de 2024. Dispõe sobre a promoção da mobilidade sustentável de baixo carbono e a captura e a estocagem geológica de dióxido de carbono; institui o Programa Nacional de Combustível Sustentável de Aviação (ProBioQAV), o Programa Nacional de Diesel Verde (PNDV) e o Programa Nacional de Descarbonização do Produtor e Importador de Gás Natural e de Incentivo ao Biometano; altera as Leis nºs 9.478, de 6 de agosto de 1997, 9.847, de 26 de outubro de 1999, 8.723, de 28 de outubro de 1993, e 13.033, de 24 de setembro de 2014; e revoga dispositivo da Lei nº 10.438, de 26 de abril de 2002. Disponível em: < <https://www2.camara.leg.br/legin/fed/lei/2024/lei-14993-8-outubro-2024-796443-publicacaooriginal-173317-pl.html> >. Acesso em: 16 dez. 2024.

BRASIL. Resolução ANP Nº 907, de 18 de novembro de 2022 - DOU de 23-11-2022. Dispõe sobre as especificações do etanol combustível e suas regras de comercialização em todo o território nacional. Disponível em: <https://atosoficiais.com.br/anp/resolucao-n-907-2022>. Acesso em: 14 dez. 2024.

COELHO, S. T.; GOLDEMBERG, J. Alternative Transportation Fuels: Contemporary Case Studies. In: CLEVELAND, C. J. **Encyclopedia of Energy**. Boston: Elsevier Science, 2004. Renewable and Alternative Sources, p. 67-80. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/B0-12-176480-X/00177-7>. Acesso em: 15 dez. 2024.

DEBOÇAM, M. H. S.; SILVA, H. S. T.; MARRA, E. B.; NETO, M. R. F.; PEREIRA, C. S. S. Simulação do processo de destilação extrativa do etanol utilizando dipropilenoglicol. **Brazilian Journal of Production Engineering**, v. 5, p. 170–180. 2019. Disponível em: https://periodicos.ufes.br/bjpe/article/view/V05N02_15. Acesso em: 16 dez. 2024.

DIAS, M. O. S. **Simulação do processo de produção a partir do açúcar e do bagaço, visando a integração do processo e a maximização da produção de energia e excedentes do bagaço**. 2008. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Estadual de Campinas,

Faculdade de Engenharia Química. Campinas. Disponível em: <https://doi.org/10.47749/T/UNICAMP.2008.432309>. Acesso em: 15 dez. 2024.

FIGUEIRÊDO, F. F. **Obtenção de etanol anidro via destilação extrativa: simulação e otimização**. 2009. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Ciências e Tecnologia. Campina Grande. Disponível em: <http://dspace.sti.ufcg.edu.br:8080/jspui/bitstream/riufcg/5249/3/MARCELLA%20FEITOSA%20DE%20FIGUEIR%20c3%8aDO%20e2%80%93%20DISSERTA%20c3%87%20c3%83O%20%28PPGEQ%29%20CCT%202009.pdf>. Acesso em: 15 dez. 2024.

GARG, U.; LOWRY, J.; ALGREN, D. A. Ethylene Glycol and Other Glycols: Analytical and Interpretation Issues. **Critical Issues in Alcohol and Drugs of Abuse Testing**, Houston, n.2, p. 59–69, 2019. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-815607-0.00005-8>. Acesso em: 16 dez. 2024.

GERIS, R.; SANTOS, N. A. C.; AMARAL, B. A.; MAIA, I. S.; CASTRO, V. D.; CARVALHO, R. M. Biodiesel de soja – reação de transesterificação para aulas práticas de química orgânica. **Química Nova**. Campinas, v. 30, n. 8, p. 1369-1374. 2007. Disponível em: <https://www.scielo.br/j/qn/a/5RCVpxvN94V8bFnpv8sJSLJ/?format=pdf&lang=pt>. Acesso em: 14 dez. 2024.

GERBAUD, V.; RODRIGUEZ-DONIS, I.; HEGELY, L.; LANG, P.; DENES, F. Review of Extractive Distillation. Process design, operation optimization and control. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 141, p. 229-271. 2019. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2018.09.020>. Acesso em: 14 dez. 2024.

GIL, I. D.; GARCIA, L. C.; RODRIGUEZ, G. Simulation of ethanol extractive distillation with mixed glycols as separating agent. **Brazilian Journal of Production Engineering**, v. 31, n. 1, p. 259-270. 2014. Disponível em: <https://www.scielo.br/j/bjce/a/CBzxwTCMZnvQmNTt9dGhHwr/?format=pdf>. Acesso em: 09 dez. 2024.

GIL, I. D.; UYAZAN, A. M.; AGUILAR, J. L.; RODRIGUEZ, G.; CAICEDO, L. A. Separation of ethanol and water by extractive distillation with salt and solvent as entrainer: process simulation. **Brazilian Journal of Production Engineering**, v. 25, n. 1, p. 207-215. 2008. Disponível em: <https://doi.org/10.1590/S0104-66322008000100021>. Acesso em: 09 dez. 2024.

LEAL, M. R. L. V. Technological evolution of sugarcane processing for ethanol and electric power generation. In: CORTEZ, L. A. B. **Sugarcane bioethanol R&D for Productivity and Sustainability**. São Paulo: Editora Edgard Blücher, 2014, p. 561-576. Disponível em: http://dx.doi.org/10.5151/BlucherOA-Sugarcane-SUGARCANEETHANOL_51. Acesso em: 09 fev. 2025.

LEE, F.M.; GENTRY, J. C. Don't overlook extractive distillation. **Chemical Engineering Progress**, Nova Iorque, v. 93, p. 56-64. 1997.

LEE, F.M; PAHL, R.H. Solvent screening and conceptual extractive distillation process to produce anhydrous ethanol from fermentation broth. **Industrial Engineering Chemical**

Process Design & Development, v. 24, p. 168-172. 1985. Disponível em: <https://doi.org/10.1021/i200028a029>. Acesso em: 14 dez. 2024.

LEI, Z.; LI, C.; CHEN, B. Extractive Distillation: A Review. **Separation & Purification Reviews**, v. 32, n. 2, p. 121-213. 2003, Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1081/SPM-120026627>. Acesso em: 14 dez. 2024.

LOPES, C. H.; GABRIEL A. V. M. D.; BORGES M. T. M. R. **Produção de etanol a partir da cana-de-açúcar: tecnologia de produção de etanol**. São Carlos. UFSCar, 2011. Disponível em: http://livresaber.sead.ufscar.br:8080/jspui/bitstream/123456789/2669/1/TS_Claudio_ProducaoEtanol.pdf. Acesso em: 15 dez. 2024.

MATUGI, K. **Produção de etanol anidro por destilação extrativa utilizando soluções salinas e glicerol**. 2013. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Federal de São Carlos, Centro de Ciências Exatas e de Tecnologia. São Carlos. Disponível em: <https://repositorio.ufscar.br/handle/20.500.14289/4111>. Acesso em: 16 dez. 2024.

MEIRELLES, A. J. A. Expansão da produção de bioetanol e melhoria tecnológica da destilação alcoólica. In: FAPESP. **Workshop do Projeto Diretrizes de Políticas Públicas para a Agroindústria Canavieira do Estado de São Paulo: Produção de etanol**. 2006, Lorena.

MULLER, A. M.; SPINOSA, W. A.; GUERRA, E. P. Produção de álcool a partir de cultivares de batata nas seleções especial e refugo. **Research, Society and Development**, v. 9, n. 2, p. 1-22. 2020. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.33448/rsd-v9i2.1923>. Acesso em: 10 dez. 2024.

RASOVSKY, E. M. **Álcool: destilarias**. Rio de Janeiro: IAA, Coleção Canavieira, 1973.

REIS, M. H. M. **Desenvolvimento de um programa para geração de mapas de curvas residuais e aplicação a processos de destilação azeotrópica e extrativa**. 2002. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Química. Campinas. Disponível em: <https://doi.org/10.47749/T/UNICAMP.2002.275734>. Acesso em: 15 dez. 2024.

SANTOS, M. C.; ALBUQUERQUE, A. A.; MENEGHETTI, S. M. P.; SOLETTI, J. I. Property Modeling, Energy Balance and Process Simulation Applied to Bioethanol Purification. **Sugar Tech**, v. 22, p. 870-884. 2020. Disponível em: <https://doi.org/10.1007/s12355-020-00841-y>. Acesso em: 15 dez. 2024.

SANTOS, M. C.; ALBUQUERQUE, A. A.; MENEGHETTI, S. M. P.; SOLETTI, J. I. Principais Tecnologias para Produção de Etanol Anidro no Brasil. **Revista Virtual de Química**, v. 13, p. 1228-1240. 2021. Disponível em: <https://dx.doi.org/10.21577/1984-6835.20210076>. Acesso em: 15 dez. 2024.

SCHUHLLI, J. B. **Previsão de equilíbrio líquido-vapor de misturas contendo água-hidrocarboneto-sal**. 2007. 67 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Federal do Rio de Janeiro. Rio de Janeiro. 2007. Disponível em: http://www.dominiopublico.gov.br/pesquisa/DetalheObraForm.do?select_action=&co_obra=122993. Acesso em: 17 dez. 2024.

SEXTON, A. R.; BRITTON, E. C. Synthesis and Identification of Dipropylene Glycol Isomers. **Journal of the American Chemical Society**, v. 75, n.17, 1953, p. 4357-4358. Disponível em: <https://doi.org/10.1021/ja01113a525>. Acesso em: 16 dez. 2024.

SILVA, W. A.; C, V. R. Métodos de Preparação Industrial de Solventes e Reagentes Químicos. **Revista Virtual de Química**, v. 5, n.5, p. 1007-1021. 2013. Disponível em: <http://doi.org/10.5935/1984-6835.20130073>. Acesso em: 09 fev. 2025.

SOUZA, A. E. C. Simulation of the extractive distillation process to produce anhydrous ethanol using ethylene glycol as a separating agent. **Research, Society and Development**, v. 10, n.4, p. 1-13. 2021. Disponível em: <https://doi.org/10.33448/rsd-v10i4.14228>. Acesso em: 10 dez. 2024.

STOLF, R.; OLIVEIRA, A. P. R. The success of the brazilian alcohol program (Proálcool) - a decade-by-decade brief history of ethanol in Brazil. **Technical Paper, Energy Systems**, v. 40, n. 2, p. 243-248. 2020. Disponível em: <https://doi.org/10.1590/1809-4430-Eng.Agric.v40n2p243-248/2020>. Acesso em: 09 dez. 2024.

UNIÃO NACIONAL DE BIOENERGIA. Disponível em: <https://www.udop.com.br/noticia/2024/09/23/etanol-2-paises-sao-lideres-mundiais-em-producao-do-bicombustivel-1-deles-e-o-brasil.html>. Acesso em: 25 março 2025.

ZYGULA, T. M.; ROY, E.; DAUTENHAHN, P. C. The Importance of Thermodynamics on Process Simulation Modeling. Los Angeles. **American Institute of Chemical Engineers**. 2001.