

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

**Simulação de uma coluna de destilação para produção de
etanol hidratado e análise de perdas na vinhaça e pureza
do etanol produzido**

Bárbara Raissa Generoso

**São Carlos – SP
2021**

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

**Simulação de uma coluna de destilação para produção de
etanol hidratado e análise de perdas na vinhaça e pureza
do etanol produzido**

Bárbara Raissa Generoso

**Trabalho de Graduação apresentado ao
Departamento de Engenharia Química
da Universidade Federal de São Carlos
como parte dos requisitos para a
obtenção do título de Bacharel em
Engenharia Química. Orientador: Prof.
Dr. João Paulo Silva Queiroz**

**São Carlos – SP
2021**

Agradecimentos

Agradeço primeiramente a Solange, Laudemir e Ramon, que sempre acreditaram nos meus sonhos e que fizeram o impossível para que eu pudesse realizá-los. Em especial a minha mãe, que é um exemplo de sabedoria e que me ensinou que eu podia conquistar tudo o que desejasse através da perseverança combinada com integridade e respeito.

Agradeço a todos os amigos que estiveram comigo durante algum período da graduação, mesmo que breve, desde os tempos da moradia estudantil até as últimas disciplinas. Graças a vocês esse período foi composto de incontáveis momentos inesquecíveis e que me fizeram a pessoa que sou hoje.

Agradeço a minha amiga Joice, que me salvou nas diversas vezes que precisei e a Rosi, que além de me salvar foi a melhor companheira de apartamento que já existiu.

Agradeço ao professor João Paulo que me orientou durante o desenvolvimento deste trabalho e a todos os demais excelentes professores que me ensinaram a ver toda a beleza contida na engenharia química.

Agradeço a toda equipe da destilaria COPI, em especial ao João, que além de me ensinar a produzir etanol, me ensinou o real significado de se amar o que faz, com muita humildade e paciência.

Resumo

O processo de destilação industrial é complexo e desde a adoção do etanol como combustível carburante substituindo a gasolina tornou-se um processo estratégico para o país. Os vinhos produzidos a partir da fermentação possuem uma concentração de 6,4 a 9,7% m/m de etanol e o etanol hidratado carburante comercial deve apresentar concentração de 92,6 a 93,8% m/m. A perda na vinhaça e a perda na flegmaça são parâmetros importantes durante a operação de uma destilaria, pois determinam a eficiência do processo de destilação. Softwares de simulação de processos químicos tem importante papel no desenvolvimento de novos processos e nas análises de processos já consolidados, permitindo realizar testes de hipóteses e comparações com a realidade de uma planta de maneira prática, viável economicamente e assertiva. No presente trabalho utilizou-se o software de simulação Aspen Plus® (Advanced System for Process Engineering), comercializado pela Aspen Tech. O trabalho se dispõe a simular uma coluna de destilação real para obtenção de etanol hidratado carburante, considerando cenário de eficiência de estágios de Murphree constante associada a perda de etanol na corrente de vinhaça de 0,020% e teor do etanol hidratado produzido de 92,7% m/m. O consumo de vapor obtido foi de 2,88 kg/L etanol, observou-se que quedas na pressão do vapor resultam em perdas na corrente e vinhaça e impactam na pureza do etanol obtido. A razão de refluxo da coluna determina a pureza do etanol obtido e a razão ótima está entre 2,7 e 4,2. As temperaturas simuladas aproximaram-se satisfatoriamente das temperaturas operacionais, demonstrando que a simulação representa o processo real.

Abstract

The industrial distillation process is complex and since the adoption of ethanol as a fuel, replacing gasoline, it has become a strategic process for the country. Wines produced from fermentation have a concentration of 6.4 to 9.7% w/w of ethanol and commercial hydrous bioethanol must have a concentration of 92.6 to 93.8% w/w. Ethanol losses in vinasse and phlegmasse are important parameters during the operation of a distillery, as they determine the efficiency of the distillation process. Chemical process simulation software's play an important role in the development of new processes and in the analysis of already consolidated processes, enabling testing hypotheses and comparisons with the reality of a plant in a practical, economically viable and assertive way. In the present work, the simulation software Aspen Plus® (Advanced System for Process Engineering), commercialized by Aspen Tech, was used. The work was intended to simulate a real distillation column to obtain hydrous bioethanol, considering a constant Murphree stage efficiency scenario associated with a 0.027% ethanol loss in the vinasse stream and a produced hydrous bioethanol content of 92.7% w/w. The consumption of steam obtained was 2.88 kg/L ethanol, it was observed that drops in steam pressure result in loss in vinasse and impact the purity of the ethanol obtained. The column reflux ratio determines the purity of the ethanol obtained and the optimal ratio is between 2.7 and 4.2. The simulated temperatures satisfactorily approached the operating temperatures, demonstrating that the simulation represents the real process.

ÍNDICE

1.	INTRODUÇÃO E OBJETIVOS.....	10
1.1.	Introdução	10
1.2.	Objetivos	11
2.	REVISÃO BIBLIOGRAFICA	12
2.1.	Etanol Combustível	12
2.2.	Destilação Convencional	13
2.3.	Simulação do processo de destilação	16
3.	METODOLOGIA.....	19
4.	RESULTADOS E DISCUSSÕES	25
4.1.	Cenário 1	25
4.2.	Cenário 2	30
4.3.	Cenário 3	31
4.4.	Cenário 4	33
5.	CONCLUSÕES E SUGESTÕES DE TRABALHOS FUTUROS	35
6.	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	37

Índice de Figuras

Figura 1. Processo convencional de destilação de etanol.....	14
Figura 2. Balanço material na seção de topo da coluna.....	15
Figura 4. Configuração industrial do processo de produção de etanol hidratado	24
Figura 5. Gráfico do perfil fração mássica da coluna A	26
Figura 6. Gráfico do perfil fração mássica da coluna B	27
Figura 7. Gráfico do perfil temperatura coluna A	28
Figura 8. Gráfico do perfil temperatura coluna B	29
Figura 9. Gráfico da relação entre razão de refluxo e INPM do etanol hidratado	31
Figura 10. Gráfico da relação entre pressão do vapor vegetal e perda de etanol na vinhaça	32
Figura 11. Gráfico da relação entre pressão do vapor vegetal, concentração	33

Índice de Tabelas

Tabela 1. Composição do vinho.....	21
Tabela 2. Componentes da simulação de destilação de etanol no Aspen Plus ®.....	23
Tabela 3. Temperaturas típicas de operação.....	24
Tabela 4. Temperaturas operacionais e simuladas.....	29
Tabela 5. Razão de refluxo mínima e razões ótimas	30
Tabela 6. Características do vapor saturado.....	32

Nomenclatura

AEHC	Álcool Etílico Hidratado Carburante
ELV	Equilíbrio Líquido Vapor
MESH	Mass, Equilibrium, Summation, Heat
AEAC	Álcool Etílico Anidro Carburante
°GL	Teor alcoólico em volume a 20°C
INPM	Teor alcoólico em massa
A02	2º estágio coluna A
A16	16º estágio coluna A
B02	2º estágio coluna B1
B04	4º estágio coluna B
psig	Unidade de pressão manométrica
R	Razão de refluxo
F	Vazão de alimentação
x_F	Fração molar de etanol na alimentação na fase líquida
y_F	Fração molar de etanol na alimentação na fase vapor
L	Vazão de líquido retornando para a coluna
D	Vazão de líquido destilado saindo da coluna
x_D	Fração molar de etanol no destilado na fase líquida

1. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS

1.1. Introdução

A fermentação de bebidas para obtenção de líquidos alcoólicos é realizada pela humanidade desde a antiguidade, sendo o vinho e a cerveja identificados na história ocidental desde o surgimento das primeiras civilizações, como aponta Flandrin (2018). Apesar disto, a purificação, ou concentração da conhecida “essência” dos líquidos alcoólicos, que hoje conhecemos como álcool etílico ou etanol somente foi realizada por Tobias Lowitz, em 1796 (ZARPELON, 2020).

A destilação é um processo de separação de substâncias líquidas a partir do princípio da diferença de volatilidade relativa entre os líquidos. O processo de destilação industrial é complexo, demanda um alto consumo de vapor e desde a adoção do etanol como combustível carburante, substituindo a gasolina, tornou-se um processo estratégico para o Brasil.

Com a crescente preocupação com questões ambientais, o etanol destaca-se como protagonista na transição para uma matriz energética mais sustentável. A indústria sucroalcooleira brasileira, desde o programa pró-álcool, criado na década de 70 para incentivar o consumo do combustível no país, é concentrada na região sudeste. O estado de São Paulo, de acordo com relatório da Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis é responsável por produzir 47% de todo o etanol hidratado do Brasil, onde a cana de açúcar, matéria prima para produção do etanol brasileiro, é cultivada em grandes áreas.

De maneira geral, os vinhos produzidos a partir da fermentação de caldo (destilarias autônomas) e mel final (destilarias integradas à fabricação de açúcar) possuem uma concentração de 8 a 12% v/v de etanol e o produto final, no caso da produção do álcool etílico hidratado carburante (AEHC) ou simplesmente etanol hidratado, deve apresentar, segundo resolução Nº 19 da ANP (2015), concentração de 92,5 a 94,6% m/m.

A forma mais utilizada para cálculo e modelagem de equipamentos de destilação, baseia-se na termodinâmica do equilíbrio de fases de misturas líquidas em ebulição. Na destilação, parte do vapor condensado é colocado em contato em contracorrente com o vapor ascendente, processo que ocorre sucessivamente em

vários estágios. Este processo é chamado de destilação fracionada. O projeto dos equipamentos de destilação baseia-se nas hipóteses de estado estacionário e de equilíbrio entre as fases líquida e vapor (ELV) e no balanço de massa e energia em cada estágio de equilíbrio de uma coluna de destilação fracionada. Essas equações são conhecidas como MESH (Mass, Equilibrium, Summation, Heat).

Softwares de simulação de processos químicos tem importante papel no desenvolvimento de novos processos e nas análises de processos já consolidados, permitindo realizar testes de hipóteses e comparações com a realidade de uma planta de maneira prática, viável economicamente e assertiva, comparada à realização de um teste em escala piloto (SOUZA, 2021). No presente trabalho utilizou-se o software de simulação Aspen Plus® (Advanced System for Process Engineering), comercializado pela Aspen Tech.

1.2. Objetivos

Dada a importância que o etanol alcança no cenário de transição para uma sociedade baseada em um modelo energético renovável, o trabalho se dispõe a simular, utilizando o simulador Aspen Plus®, um aparelho de destilação para obtenção de etanol hidratado carburante, semelhante a um aparelho de destilação real que opera em uma destilaria em Piracicaba – SP.

Considerou-se como cenário base a eficiência dos estágios das colunas de 70% de eficiência de Murphree, um cenário de perda de etanol na corrente de vinhaça de 0,020% m/m e pureza do etanol hidratado de 92,7% m/m.

A simulação será utilizada como ferramenta de análise da sensibilidade dos parâmetros de perda de etanol na vinhaça e pureza do etanol obtido a variações na pressão do vapor vegetal e na razão de refluxo do aparelho.

2. REVISÃO BIBLIOGRAFICA

2.1. Etanol Combustível

Embora o álcool etílico fosse conhecido há muito tempo no estado bruto em vinhos e cervejas, foi somente em 1796 que Johann Tobias Lowitz o preparou livre de água (ZARPELON, 2020). O processo de concentração de vinhos até a obtenção de etanol hidratado é chamado destilação fracionada.

Após a realização do etanol como um interessante carburante, ele começou a se tornar notável como aditivo a gasolina, pois eleva o teor de oxigênio e, portanto, permite uma melhor oxidação dos hidrocarbonetos (ALZATE e TORO, 2006). É usado amplamente como substituto total à gasolina em motores de veículos leves o que resulta em uma menor quantidade de gases poluentes lançados na atmosfera.

Para ser usado como combustível, o etanol obtido através da fermentação deve ser concentrado entre 92,5% e 94,6% m/m, conhecido como álcool etílico hidratado carburante (AEHC), ou etanol hidratado, enquanto que para ser usado como aditivo a gasolina, o etanol deve apresentar uma concentração acima de 99,3% m/m, conhecido como álcool etílico anidro carburante (AEAC), ou etanol anidro (ANP, 2015).

Desde 1975, com o advento do programa pró-álcool, o país se destaca no setor e atualmente é o segundo maior produtor de etanol e o primeiro maior produtor de etanol a partir da cana de açúcar (Renewable Fuels Association, 2020).

A partir da disseminação do etanol como combustível, usado em veículos movidos a etanol e mais tarde em veículos flex, o processo de produção e comercialização do etanol passou por momentos de alto e de baixo nível de intervenção estatal, em grande parte devido às oscilações de preços do petróleo e de instabilidades na política interna, sendo a premissa do programa, autossuficiência nacional em abastecimento, ainda bastante significativa para os dias atuais. Com a crescente notoriedade do tema sustentabilidade o etanol combustível vem alcançando mais visibilidade e é considerado um substituto viável e de ótimo desempenho de combustíveis fósseis (JUNQUEIRA, 2010).

No ano de 2020 o Brasil produziu 32,60 milhões de metros cúbicos de etanol, sendo 22,55 milhões m³ de etanol hidratado e 10,25 milhões m³ de etanol anidro, sendo o estado de São Paulo responsável por 47% da produção nacional (ANP, 2020).

2.2. Destilação Convencional

A destilação convencional adotada em destilarias brasileiras para produção de etanol hidratado é realizada em duas colunas de destilação, conhecidas como coluna A e coluna B. Estas colunas são formadas pelas seções D, A1, A, B e B1, conforme ilustrado na Figura 1.

A coluna de epuração “D”, possui diâmetro menor que o restante da coluna A e é onde ocorre a concentração dos elementos mais voláteis presentes no vinho alimentado, como gás carbônico, ar e álcoois superiores. Na coluna “A1” é alimentado o vinho produzido na fermentação e é onde ocorre a retificação da coluna A, ou seja, onde os vapores apresentam maiores concentrações de etanol. A coluna “A” é a seção de esgotamento da coluna A, onde são concentrados os líquidos menos voláteis presentes na alimentação, como água, sais, ácidos orgânicos, células de levedo, açúcares e infermentescíveis e outros subprodutos da fermentação, que resultam no produto de fundo da coluna A, a vinhaça, que é utilizada em processos de fertirrigação na etapa de cultivo da cana de açúcar.

A coluna B é a coluna onde é alimentada a flegma, produto de topo da coluna A, que apresenta uma concentração de 49 a 53% m/m de etanol. A coluna é composta por duas seções, sendo elas a “B”, onde é alimentada a flegma e concentrados os vapores de etanol até o grau do etanol hidratado e “B1” onde são concentrados líquidos menos voláteis, resultando em flegmaça, de composição aproximada de 0,040% m/m de etanol. A flegmaça é reaproveitada no processo como solução de limpeza de equipamentos e assepsia da fermentação.

O calor utilizado para aquecer e produzir os vapores que ascendem nas colunas é proveniente da injeção direta de vapor vegetal saturado, produzido na etapa de pré-evaporação na fabricação do açúcar. O consumo médio de vapor estimado é de 2,3 kg/L de etanol hidratado produzido (ZARPELON, 2021).

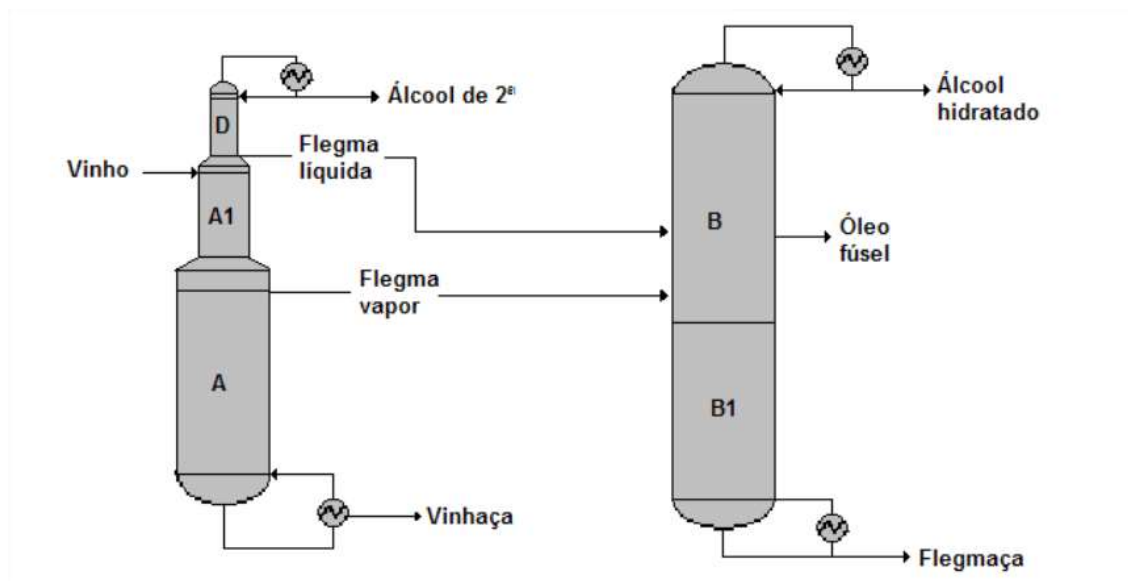


Figura 1. Processo convencional de destilação de etanol.

Fonte: Junqueira, (2010).

Além de colunas de destilação que são compostas por bandejas onde o contato entre o líquido e o vapor ascendente ocorre, os aparelhos de destilação também são compostos por trocadores de calor e condensadores, utilizados para promover a eficiência energética da coluna, promovendo a troca térmica entre a vinhaça (fluido quente, que está deixando a coluna) e o vinho (fluido frio, que está entrando na coluna), sendo ideal que o vinho entre no aparelho com temperatura de 92 °C.

Vinhos alimentados com temperaturas muito baixas podem causar incrustação na bandeja e paredes do estágio de entrada, devido ao calor do vapor ser usado para aquecer o vinho até a temperatura do estágio e não para evaporá-lo, levando a uma concentração de etanol mais alta no estágio; e vinhos provenientes de caldos caleados apresentam concentração alta de sais que, na presença do etanol em concentração significativa, podem precipitar e causar incrustação (ZARPELON, 2021).

O condensador é também um trocar de calor casco e tubo que é utilizado para condensar os vapores alcoólicos saídos do topo das colunas, sendo presentes nas duas colunas (A e B). Os vapores condensados nos condensadores são retornados para as colunas, compondo o fluxo conhecido como retrogradação, ou refluxo, importante para concentração do etanol com um número de estágios realizável e

também para que o nível de líquido seja repostado na coluna em quantidade suficiente para que não sequem as bandejas.

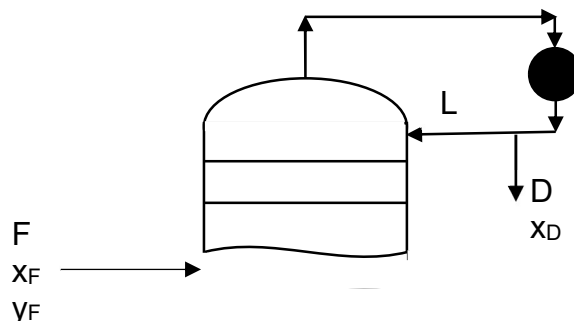


Figura 2. Balanço material na seção de topo da coluna

A razão de refluxo é, por definição, a razão entre a vazão de líquido que retorna para a coluna (L) pela vazão de líquido destilado (D), conforme mostrado na Figura 2, sendo a razão de refluxo mínima (R_{Min}) definida pela Equação 1, onde x_D refere-se à fração molar de etanol na corrente de destilado, y_F e x_F referem-se respectivamente as frações molares de etanol na corrente de alimentação no vapor e no líquido.

$$R_{Min} = \frac{x_D - y_F}{y_F - x_F} \quad (1)$$

A razão de refluxo ótima corresponde de 1,3 a 2 vezes a razão de refluxo mínima (ZARPELON, 2020).

A depender da linhagem de leveduras utilizadas na fermentação do mosto durante a fermentação são gerados mais ou menos congêneres (subprodutos da fermentação), sendo que o subproduto mais representativo é a vinhaça, seguida pela flegmaça e o óleo fúsel.

O óleo fúsel é um composto de álcoois superiores e que apresenta forte odor e é um dos compostos responsáveis pelo sabor marcante da cachaça. É usado em indústrias de perfumarias, onde pode ser empregado como fixador para perfumes, em indústrias de cosméticos e preparo de sabores artificiais ou aromatizantes. Também existem relatos do seu uso na produção de ésteres por meio de processos químicos (AZANIA, 2007).

As perdas de álcool na vinhaça e flegmaça devem ser mantidas sempre ao nível de 0,02% v/v ou menos, para que a eficiência de recuperação de álcool seja de, pelo menos, 99,5% (ZARPELON, 2020).

A eficiência da destilação é medida através da relação entre a quantidade de etanol recuperado e a quantidade de etanol presente no vinho alimentado. O etanol não recuperado é perdido nas correntes de fundo das colunas, nos módulos de degasagem e na corrente de álcool de segunda.

A perda na vinhaça e a perda na flegmaça são parâmetros importantes durante a operação de uma destilaria, pois são determináveis e indicam a eficiência da destilação. O álcool de segunda é um subproduto recuperável a depender das condições de processo através do retorno do mesmo para o início do processo (dornas volantes) ou diretamente para a coluna B.

2.3. Simulação do processo de destilação

Softwares de simulação de processos químicos tem importante papel no desenvolvimento de novos processos e nas análises de processos já consolidados, permitindo realizar testes de hipóteses e comparações com a realidade de uma planta de maneira prática, viável economicamente e assertiva, em comparação à realização de um teste em escala piloto.

Dentre estes simuladores, o Aspen Plus® é um software comercial desenvolvido originalmente pelo Instituto de Tecnologia de Massachusetts, comercializado pela Aspen Tech e amplamente difundido (SOUZA, 2021).

O Aspen Plus® é capaz de simular e de modelar processos químicos através da especificação das correntes em termos de matéria e de energia e das operações unitárias envolvidas. O software apresenta blocos programados com operações unitárias que podem ser integradas em fluxogramas, dentre eles: colunas de destilação, bombas, reatores, trocadores de calor, separadores, divisores de correntes etc. Em conjunto com os blocos, existe uma base de dados com propriedades físicas de diversos componentes e modelos termodinâmicos implementados que também são utilizados para estimar essas propriedades. Ao implementar o processo no ambiente de simulação e escolher o modelo termodinâmico mais adequado, os algoritmos de

convergência resolverão equações de balanço de massa e energia (AL-MALAH, 2017).

A forma mais frequentemente adotada para simulação do processo de destilação para obtenção de etanol são as baseadas no conceito de estágios de equilíbrio, onde são resolvidas as equações MESH (Mass, Equilibrium, Summation, Heat) que consistem em balanço de massa por componente, assumindo a hipótese de equilíbrio termodinâmico entre as fases em contato presentes nos estágios da destilação fracionada, a somatória e balanço de energia.

Todavia, em uma operação real, os estágios raramente, ou mesmo nunca, operam em equilíbrio apesar das tentativas para se atingir essa condição através de um projeto apropriado e da escolha de condições adequadas de operação. O meio usual de se considerar o desvio do equilíbrio é a incorporação do conceito de eficiência nas relações de equilíbrio (KRISHNAMURTHY, TAYLOR, 1985).

Existe uma larga gama de propostas para cálculo de eficiências de destilação com objetivo de modelar e simular o processo de forma mais próxima da realidade. As eficiências em geral partem do princípio da comparação entre um estágio real e um estágio ideal.

A eficiência de Murphree (1925) é um conceito de eficiência constante para todos os estágios e observa a não idealidade a partir da observação das deficiências do contato entre as fases líquida e vapor. Segundo Pescarini (1996), a eficiência de Murphree é um dos conceitos mais utilizados para simulação de processos de destilação, juntamente com o conceito de eficiência de Lewis.

Porém, a proposição de eficiência constante ao longo da coluna pode gerar resultados não confiáveis, sendo necessária uma correlação que calcule valores de eficiência considerando fundamentos teóricos (JUNQUEIRA, 2010).

O modelo de eficiência baseado em estágios de não equilíbrio representa de forma mais satisfatória um processo não ideal real, porém o custo computacional é mais elevado, dado que o modelo considera equações de conservação para cada fase em conjunto com equações de transporte de massa e energia para a mistura multicomponente.

Esta abordagem proposta por Krishnamurthy e Taylor (1985), tornou-se modelo para a modelagem e simulação no estado estacionário e dinâmico de equipamentos de separação, principalmente devido à disponibilidade de sistemas computacionais eficientes. Com esta modelagem é possível simular a destilação e absorção como operações baseadas na taxa de transferência de massa ao invés simulá-las como processos de equilíbrio (HIGLER ET AL., 2004).

Na literatura, não foram identificados trabalhos relacionando diretamente o modelo de equilíbrio combinado com eficiência com dados empíricos, todavia a modelagem de estágios de não-equilíbrio demanda um alto custo computacional. Junqueira (2010), determinou que a modelagem baseada em estágio de equilíbrio com uma eficiência de 70% apresenta bom ajuste em relação ao modelo de não-equilíbrio para o processo de produção de etanol hidratado.

A coluna A1, coluna retificadora, é onde é alimentado o vinho, promove o vapor alcoólico, flegma vapor ou somente flegma, para alimentação da coluna B. O vapor condensado descendente da coluna A1 direciona-se para a coluna A, onde é esgotado até o produto de fundo, a vinhaça, de concentração de etanol de até 0,020% m/m, conforme a média de perda do aparelho real. A coluna A1 produz vapor alcoólico que alimenta a coluna D, concentradora de álcoois de cabeça.

O vapor do topo da coluna D segue para o condensador R, onde há a condensação dos vapores e um módulo de degasagem, onde são eliminados gases incondensáveis. Parte do líquido condensado é retornado como refluxo do conjunto da coluna A, não permitindo que a coluna seque e promovendo a concentração do etanol a partir de um número realizável de estágios e a outra parte é enviada para um tanque de medição como subproduto álcool de segunda. A depender de condições do processo, o álcool de segunda é retornado ao processo como flegma líquida alimentada no topo da coluna B1.

As flegmas líquida e vapor são alimentadas no topo da coluna B1. A coluna B é composta por duas seções B1 e B, de mesmo diâmetro e a delimitação entre B e B1 é o estágio onde é alimentada a flegma, sendo do fundo da coluna até o estágio de alimentação coluna B1 (esgotamento) e a partir do estágio de alimentação até o topo a coluna B (retificação). Para fins de simplificação não foram simuladas as retiradas de óleo fúsel.

No fundo da coluna B1 retira-se a flegmaça, composta basicamente por água e um residual de etanol desprezível. No topo da coluna B estão os condensadores E, onde o vapor de etanol é condensado, parte retorna como refluxo da coluna B e parte é retirado, apresentando uma concentração aproximada de 92,7% m/m e encaminhado até o resfriador J, onde alcança a temperatura de 35°C, resultado no etanol hidratado final.

Para a simulação foram considerados os componentes do tipo convencional água (H_2O), etanol ($C_2H_6O_2$), glicerol ($C_3H_8O_3$), álcool isoamílico ($C_5H_{12}O$) e glicose ($C_6H_{12}O_6$).

Junqueira (2010), a partir do estudo de diversos modelos termodinâmicos aplicados aos binários presentes no processo de produção de etanol, observou que o

modelo que melhor prediz o comportamento do equilíbrio, ou seja, o modelo que mais se aproxima dos dados obtidos experimentalmente é o modelo NRTL, o qual foi adotado no presente trabalho.

O vinho produzido a partir da fermentação de caldo ou mel proveniente da cana de açúcar apresenta concentração de álcool entre 7 e 12% v/v (°GL), sendo adotado na simulação o valor médio de 11,9% v/v resultando em 8,9% m/m. A fração dos outros componentes foi definida através da análise do vinho proveniente de uma unidade de destilação típica brasileira, de acordo com Junqueira (2010). A composição do vinho utilizada na simulação está indicada na Tabela 1.

Componente	Fração mássica
Água	0,904
Etanol	0,089
Glicerol	0,004
Álcool isoamílico	0,002
Glicose	0,001

Tabela 1. Composição do vinho.
Fonte: adaptado, Junqueira (2010)

A simulação foi baseada no modelo proposto por Souza (2021), as especificações foram adaptadas de acordo com os parâmetros encontrados no caso real de uma destilaria típica produtora de etanol hidratado na cidade de Piracicaba-SP, todos os parâmetros estão descritos na Tabela 2.

Equipamento	Módulo do Aspen	Especificação
Bomba de vinho	PUMP	Pressão de descarga de 2,5bar
Cond-E	HEATER	Aquece o vinho até 70°C e não tem perda de carga
Cond-E1	HEATER	Remove do vapor de etanol o calor necessário para aquecimento do vinho e não tem perda de carga
Cond-E2	HEATER	Condensa o remanescente de etanol vapor e resfria até 45°C e não tem perda de carga
AQ-K	HEATER	Resfria a vinhaça até 90°C e não possui perda de carga

AQ-K1	HEATER	Adiciona ao vinho pré-aquecido a carga térmica de resfriamento da vinhaça e não possui perda de carga
J	HEATER	Resfria o etanol até 35°C e não tem perda de carga
Col-A	RADFRAC	Apresenta 16 estágios sem condensador e nem refulvador. Perda de carga por estágio de 0,451759 kPa. Eficiência de Murprhee constante para todos os estágios de 0,70. Alimentação de vapor na base (16) e no topo (1) o líquido proveniente da base da ColA1. Ajuste da vazão de vapor que entra por design spec interno da coluna com objetivo que a fração de etanol no fundo seja de 0,020 (m/m).
Flegma Col-A	FSPLIT	Recebe a vazão de vapor do topo da coluna A e a divide entre as colunas A1 e B. Fração de divisão para a Col-B igual a 0,448.
Col-A1	RADFRAC	Apresenta 8 estágios sem condensador e nem refulvador. Perda de carga por estágio de 0,451759 kPa. Eficiência de Murprhee constante para todos os estágios de 0,70. Alimentação de flegma vapor (proveniente do splitter da Col-A) na base (8) e no topo (1) o vinho quente.
COL-D	RADFRAC	Apresenta 6 estágios sem condensador e nem refulvador. Perda de carga por estágio de 0,451759 kPa. Eficiência de Murprhee constante para todos os estágios de 0,70. Alimentação na base (6) com o vapor de topo da Col-A1 e no topo (1) o refluxo proveniente do splitter D-Div.
Cond-R	HEATER	Condensa e resfria o topo da coluna D até 45°C e não apresenta perda de carga
DEGASAG1	FLASH2	Flash adiabático e sem perda e carga.
D-Div	FSPLIT	Recebe a corrente de líquido da degasagem e retorna 95% para coluna D como refluxo.
Col-B	RADFRAC	Apresenta 67 estágios sem condensador e nem refulvador. Perda de carga da

		coluna de 41,496 kPa. Eficiência de Murprhee constante para todos os estágios de 0,70. Alimentação de vapor na base (55), no topo (1) o refluxo proveniente do splitter B, no estágio 54 a flegma vapor e no 50 a flegma líquida. Ajuste da vazão de vapor que entra por design spec interno da coluna com objetivo que a fração de etanol na corrente de produto seja de 92,7% (m/m).
DEGASAG2	FLASH2	Recebe a corrente proveniente do Cond-E2 em um Flash adiabático e sem perda e carga.
B-Div	FSPLIT	Recebe a corrente de líquido da degasagem 2 e retorna 80% para coluna D como refluxo (razão de refluxo de 4).

Tabela 2. Componentes da simulação de destilação de etanol no Aspen Plus®
 Fonte: adaptado, Souza (2021)

A simulação da produção de etanol foi realizada considerando a eficiência de bandeja constante de 70%, espera-se que a eficiência de 70% se aproxime da condição real não ideal.

A simulação foi realizada utilizando a ferramenta sensitivity em conjunto com o design spec, que permitiu determinar a perda de etanol na corrente de fundo da coluna A e a pureza do etanol produzido variando as vazões de entrada de vapor.

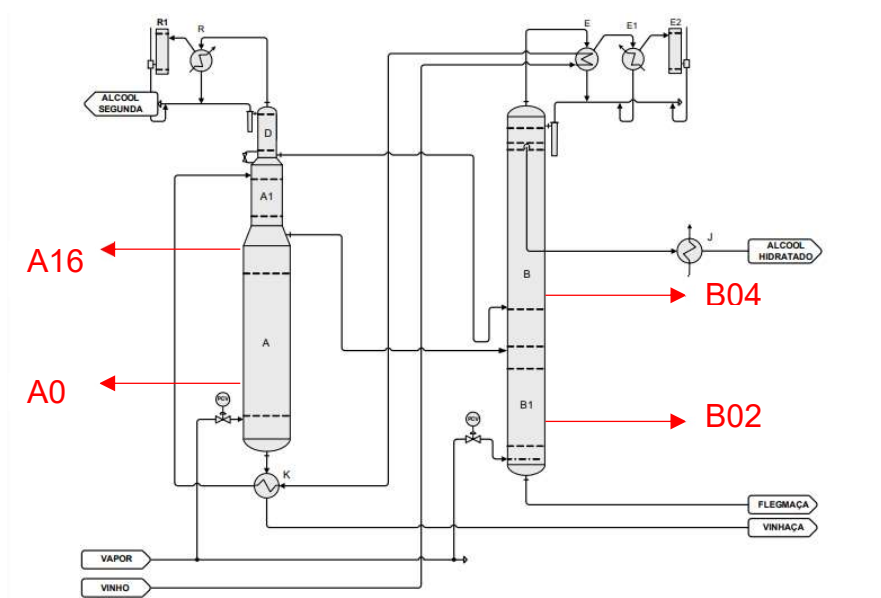


Figura 4. Configuração industrial do processo de produção de etanol hidratado

Fonte: BATISTA, 2008 (Adaptado).

A Figura 4 mostra os pontos de controle de temperatura do processo. A02 é a temperatura do 2º estágio da coluna A, contando convencionalmente de baixo para cima e B02 é a temperatura do 2º estágio da coluna B, considerando que a contagem dos estágios da coluna B iniciam-se após a alimentação da flegma vapor. As temperaturas A02, A16, B02 e B04 obtidas via simulação serão comparadas com valores de operação típicos, indicados na Tabela 3.

	Temperatura (°C)
A02	108,0 – 110,0
A16	99,0 – 101,5
B02	107,0 – 109,0
B04	93,0 – 95,0

Tabela 3. Temperaturas típicas de operação

4. RESULTADOS E DISCUSSÕES

A simulação do processo de destilação para produção de etanol hidratado foi utilizada como ferramenta de análise a partir da variação da vazão de vapor, pressão do vapor vegetal, da razão de refluxo para fornecer dados para discussão da importância destes parâmetros para a concentração final do etanol na corrente de produto.

4.1. Cenário 1

O caso base, chamado Cenário 1, foi simulado a partir da ferramenta design spec, que permite atingir um valor desejado de uma variável de um bloco ou corrente a partir da variação de uma outra variável. Foram utilizados dois blocos de design spec:

- Definido a perda de etanol em 0,020% m/m na corrente de vinhaça variando a vazão da corrente de vapor alimentado na coluna A.
- Definido a concentração de etanol na corrente de produto em 92,7% m/m variando a vazão de vapor alimentado na coluna B.

A partir da otimização foi obtido um consumo de vapor de 24.270,50 kg/h, sendo 12.532,93 kg/h na coluna A e 11.737,57 kg/h na coluna B, resultando em um valor de 2,88 kg/L de etanol hidratado produzido. O valor estimado para aparelhos de destilação em geral é de 2,3 kg/L.

Alguns parâmetros operacionais foram avaliados em relação a simulação, sendo acompanhadas as temperaturas da base das colunas A e B (A02 e B02), a temperatura do topo da coluna A (A16) e a temperatura ou carga da coluna B (B04). A contagem dos estágios é convencionalmente feita sendo o estágio 1 o estágio do topo da coluna.

As frações mássicas do etanol, da água e do álcool isoamílico, Figura 5 e Figura 6, demonstram a volatilidade relativa, propriedade que permite a operação da destilação fracionada, sendo sempre a fase vapor mais rica em etanol do que em água.

Na Figura 5 podemos observar que nos estágios 1, 2 e 3 a fração mássica do etanol no líquido fica maior do que a fração mássica do etanol no vapor, isso se deve

a concentração de compostos mais voláteis do que o etanol, no caso da simulação existe o componente álcool isoamílico, representando o óleo fúsel.

A flegma vapor é retida da coluna A no 14º estágio onde a fração de etanol no vapor é $y_{\text{etanol}} = 0,51$. Na coluna B, no 1º estágio temos a fração mássica de etanol de na fase vapor de $y_{\text{etanol}} = 0,927$, concentração final do etanol hidratado.

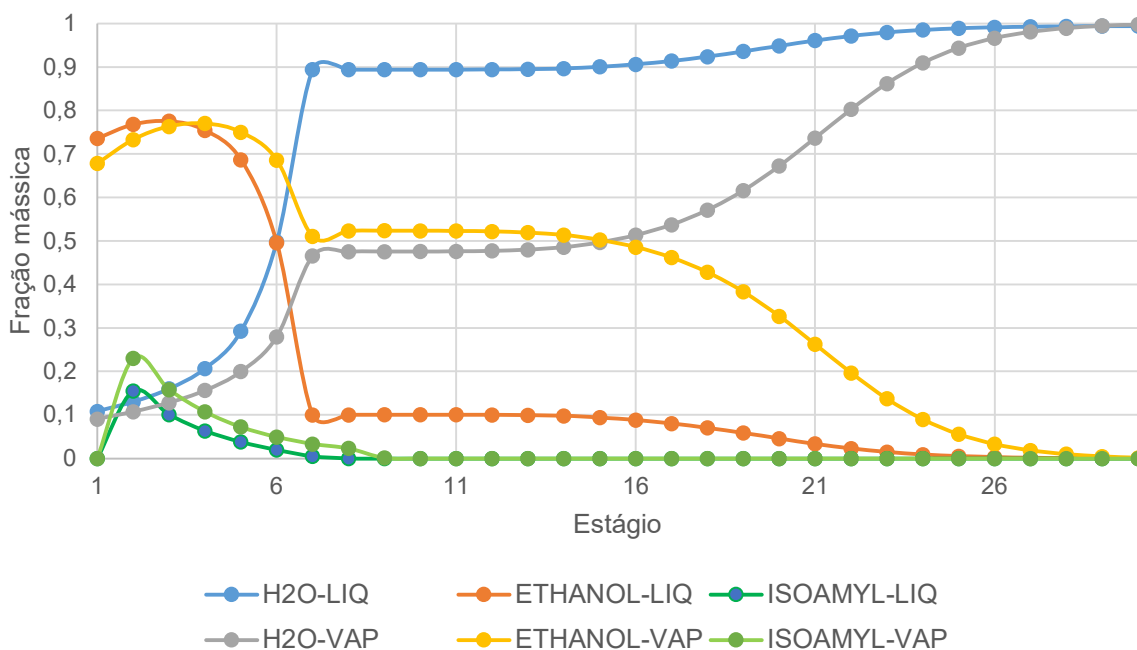


Figura 5. Gráfico do perfil fração mássica da coluna A

Na Figura 6, é possível observar a influência das correntes de alimentação no equilíbrio, sendo a flegma líquida alimentada no estágio 50 e a flegma vapor no estágio 54. Entre o estágio 20 e 49 não são observadas variações nas composições das fases líquidas e vapor simuladas, porém há mudança de temperatura (Figura 8). A mudança de temperatura pode estar relacionada com a perda de carga entre os estágios. Na coluna B, do aparelho real, temos a presença do óleo fúsel, composto que é retirado nos estágios centrais da coluna B. Portanto, apesar de não haver mudança de composição na simulação, não podemos inferir que a coluna real está superdimensionada.

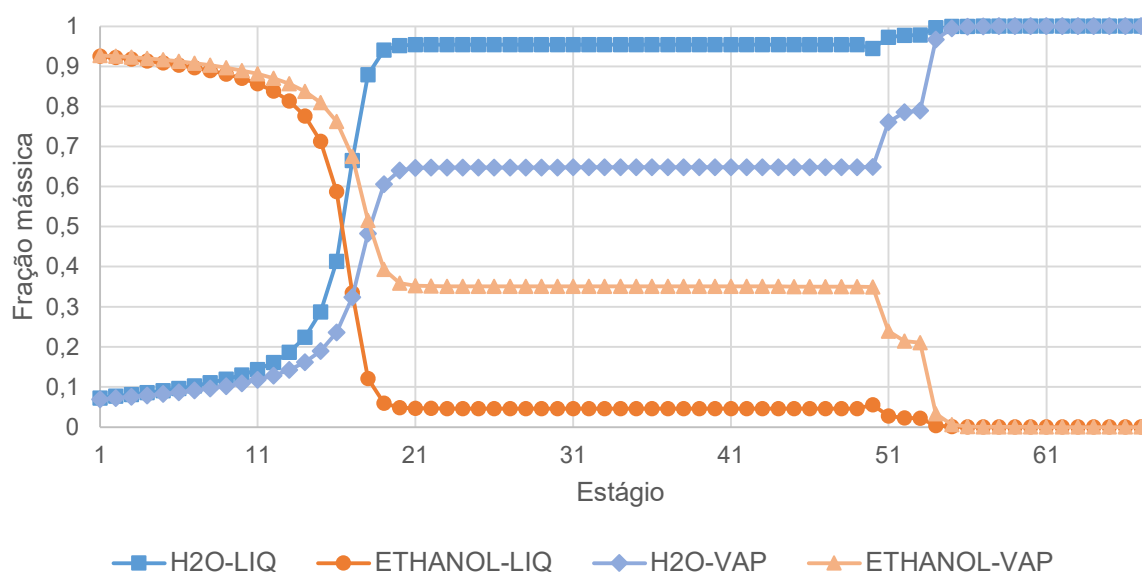


Figura 6. Gráfico do perfil fração mássica da coluna B

Na Figura 7, podemos observar que a temperatura do estágio A02 simulada foi de 110,25°C, muito próxima da faixa operacional típica que é de 108,0°C a 110,0°C. A temperatura de topo da coluna A (A16) obtida foi de 100,18°C, dentro da faixa operacional que é de 99,0°C a 101,5°C.

A simulação foi realizada considerando menos elementos do que existem em vinhos reais. Como descrito por Batista (2008), no vinho proveniente da fermentação estão presentes em baixas concentrações metanol, isopropanol, propanol, butanol, acetato de etila, acetaldeído, acetona, crotonaldeído e ácido acético. Estes compostos influenciam a troca de calor dentro dos estágios, porém, sendo sua concentração muito menor do que o restante dos componentes, para fins de simplificação foi assumido um vinho de composição menos complexa.

As temperaturas da coluna A são sensíveis a alguns fatores, por exemplo a pressão da coluna que por sua vez relaciona-se com a pressão do vapor alimentado, sendo o vapor a fonte de calor utilizada para promover a evaporação do líquido dentro da coluna. Caso a pressão do vapor ou pressão da base da coluna diminua, o fluxo de vapor ascendente na coluna diminui, ou seja, há menor quantidade de álcool indo para os estágios superiores e, portanto, as temperaturas dos estágios inferiores diminuem.

A eficiência da troca térmica no interior dos estágios é afetada pela incrustação das bandejas e calotas, principalmente tratando-se da coluna A, onde há vinhaça. A perda de eficiência da coluna é avaliada a partir da temperatura do vinho que sai do trocador K, onde há troca de calor entre o vinho e a vinhaça. Ao identificar temperaturas abaixo de 90°C é realizado procedimento de limpeza química do aparelho, utilizando hidróxido de sódio.

Outro fator observado na operação de aparelhos de destilação é o fenômeno de inversão de pressão entre as colunas A e B, que é quando a pressão da coluna B fica maior que a pressão da coluna A, o que impede a saída da flegma vapor fazendo com que mais etanol esteja presente na coluna A, e consequentemente esteja mais presente nos estágios inferiores, que começam a apresentar temperaturas mais baixas e consequentemente perdas de etanol na corrente de vinhaça.

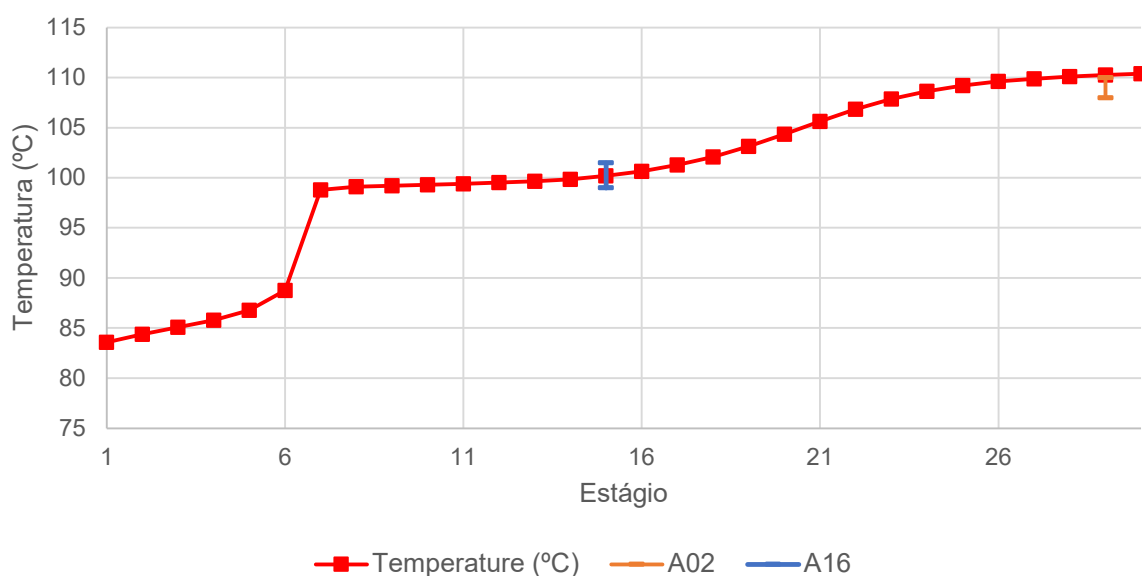


Figura 7. Gráfico do perfil temperatura coluna A

Para a temperatura da base da coluna B (B02) foi encontrada uma temperatura de 108,85°C, dentro da faixa operacional, que é de 107,0°C a 109,0°C. A carga da coluna B, ou temperatura da B04, encontrada foi de 103,54°C, distante da faixa operacional que é de 93,0°C a 95,0°C, o perfil completo de temperaturas da coluna B está exibido na Figura 8.

A temperatura da B04 define o controle da retirada de etanol da coluna, sendo assim, uma temperatura de 103,0°C na B04 significa que há pouco etanol na coluna B, ou que o etanol está presente em maior quantidade nos estágios superiores da

coluna, como podemos observar, a temperatura típica da B04 está ocorrendo 33 estágios acima do esperado. Na prática esse resultado faria que a válvula de controle de retirada de etanol da coluna ficasse fechada por um tempo, até que o etanol se fizesse presente nos estágios inferiores da coluna, porém outro fato observado é que a perda de etanol na flegmaça obtida através da simulação foi de $x_{\text{etanol}} = 1,93\text{E-}13$, ou seja, foi uma perda desprezível, o que não ocorre na realidade da operação de um aparelho típico industrial. Este fato pode estar relacionado a vazão de entrada de vapor na coluna B, durante a construção da simulação foram realizadas tentativas com vazões menores de vapor na coluna B, porém não era possível atingir-se a concentração desejada de etanol na corrente de produto.

A comparação entre todas as temperaturas simuladas e de operação são apresentadas na Tabela 4.

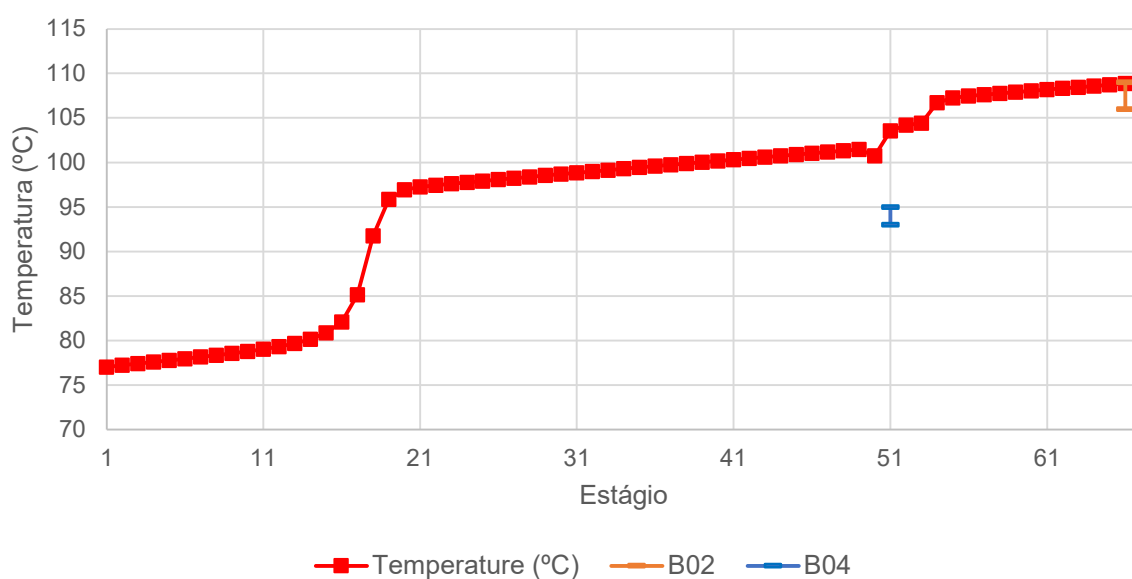


Figura 8. Gráfico do perfil temperatura coluna B

	Operacional (°C)	Simulada (°C)
A02	108,0 – 110,0	110,25
A16	99,0 – 101,5	100,18
B02	107,0 – 109,0	108,85
B04	93,0 – 95,0	103,54

Tabela 4. Temperaturas operacionais e simuladas

4.2. Cenário 2

Usando o caso base foi realizada uma análise de sensibilidade mantendo fixas as vazões de vapor otimizadas no Cenário 1 fixando o teor de etanol na corrente de produto em 92,7% m/m variando a razão de refluxo da coluna B.

A razão de refluxo da coluna B é definida, na simulação, por um separador que divide a corrente de condensado que sai do condensador da coluna B e retorna parte para a coluna e outra parte para o módulo de resfriamento J, resultando no produto final.

Valores ótimos para a razão de refluxo de colunas industriais são de 1,3 a 2,0 vezes a razão de refluxo mínima, sendo definido inicialmente na simulação que 80% ($R = 4$) do líquido condensado no condensador retorna como refluxo. Na Tabela 5 são apresentados os dados utilizados para calcular a razão de refluxo ótima.

x_D	y_F	x_F	R_{Min}	$R_{ÓtimoMin}$	$R_{ÓtimoMáx}$
0,8322	0,2980	0,0419	2,1	2,7	4,2

Tabela 5. Razão de refluxo mínima e razões ótimas

Na prática, a operação e controle da razão de refluxo é realizada por uma válvula de controle, conhecida como válvula de controle de carga ou válvula B04, pois é controlada pela temperatura indicada no estágio 4 (contando de baixo para cima, conforme convenção operacional) da coluna B (lembrando que a contagem de estágios da coluna B inicia-se a partir do estágio de alimentação de flegma vapor, sendo da alimentação para baixo considerado como coluna B1). Este controle é conhecido como controle de carga, pois determina o quão “carregada” a coluna está com etanol.

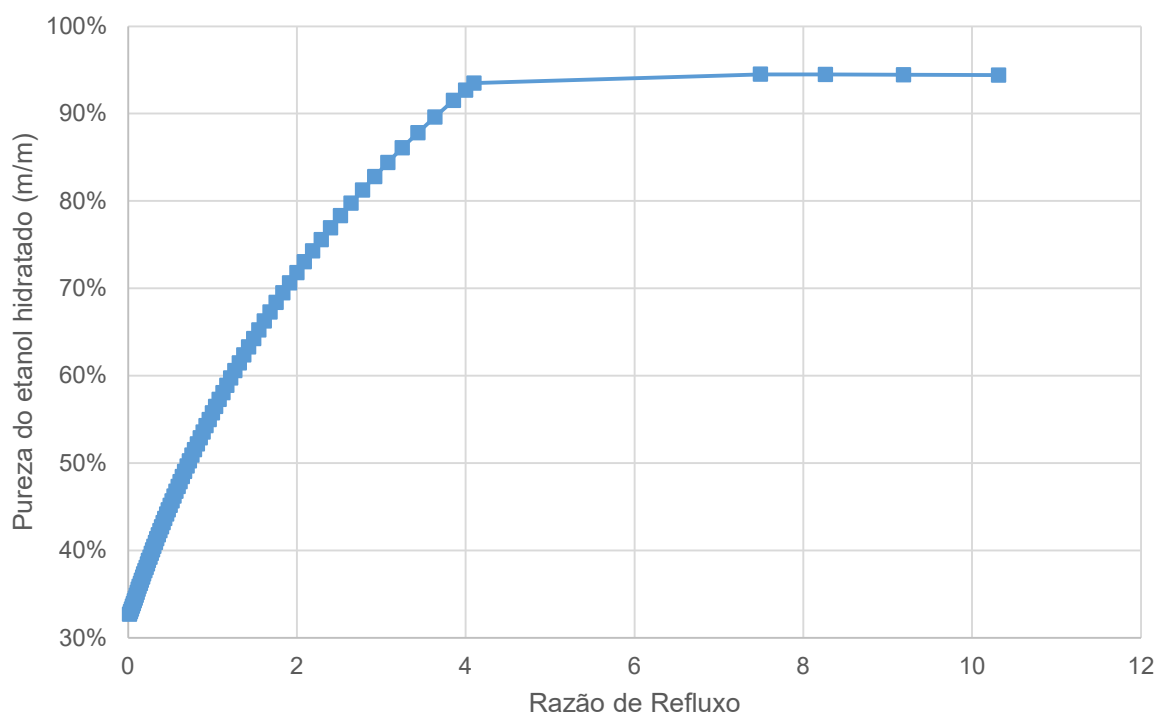


Figura 9. Gráfico da relação entre razão de refluxo e INPM do etanol hidratado

Na Figura 9 podemos observar a relação entre a razão de refluxo e a pureza do etanol hidratado obtido. Verificou-se que a razão de refluxo ótima mínima resulta em uma concentração final de etanol de 80,7% m/m e razão de fluxo ótima máxima em 94,7% m/m. A razão de refluxo de trabalho, $R = 4,0$, resulta na pureza do etanol hidratado de 92,7% m/m. Durante a operação do aparelho, caso desejado aumentar a pureza do etanol a razão de refluxo deveria aumentar até a máxima de 4,7, na pratica é inserido um setpoint maior de temperatura na B04, fazendo com que menos etanol seja retirado da coluna.

4.3. Cenário 3

A partir do caso base Cenário 1 foi realizada uma análise de sensibilidade da perda de etanol na corrente de vinhaça com a variação da pressão do vapor vegetal, sem alteração da vazão da corrente de vapor.

Na pratica variações da pressão do vapor vegetal ocorrem diretamente por problemas operacionais nas etapas de evaporação da fábrica de açúcar ou indiretamente por problemas na operação das caldeiras.

A pressão manométrica típica de trabalho é de 9,5 a 10 psig.

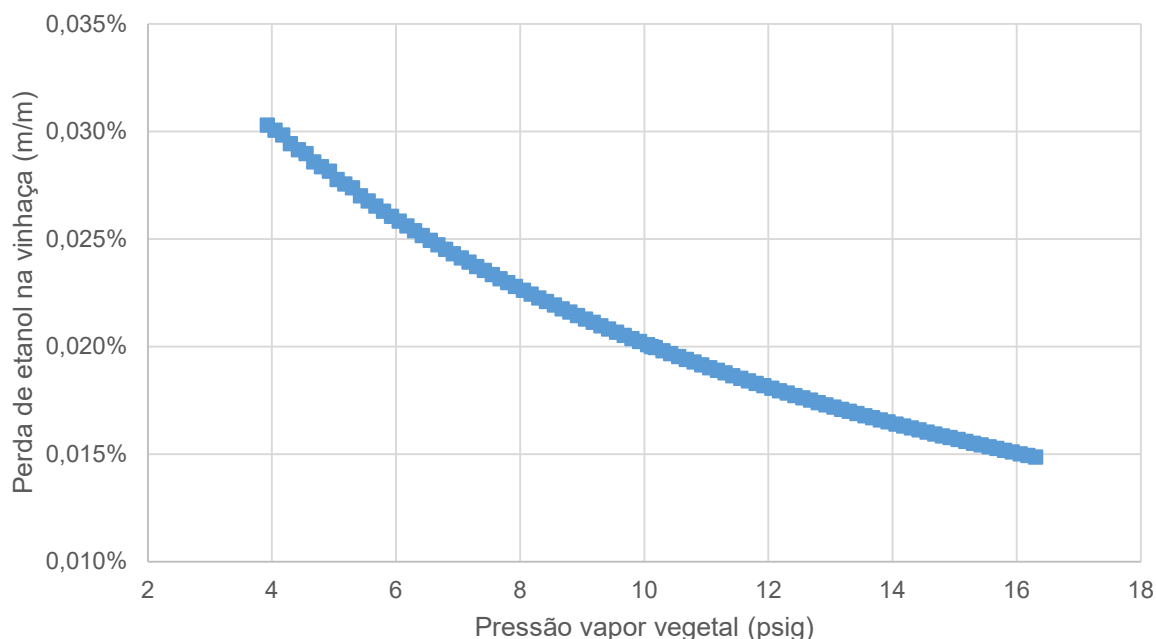


Figura 10. Gráfico da relação entre pressão do vapor vegetal e perda de etanol na vinhaça

Na Figura 10 observamos a relação entre a pressão do vapor vegetal e a perda de etanol na corrente de vinhaça. O vapor vegetal utilizado para alimentar as colunas é um vapor saturado, na pressão de 9,5 psig a 10 psig sua temperatura é de aproximadamente 114°C, conforme Tabela 6. A pressões menores, a temperatura e a capacidade calorífica deste vapor são menores, afetando diretamente a transferência de calor e massa nos estágios, evaporando menos etanol para a fase vapor e consequentemente impactando nas perdas das correntes de fundo das colunas.

Pressão (psig)	Temperatura (°C)
3,45	106
9,05	114
16,00	122

Tabela 6. Características do vapor saturado

Durante a operação, quando há queda de pressão do vapor vegetal é imediatamente reduzida a vazão de entrada de vinho do aparelho, afim de evitar as

perdas e em casos extremos, por exemplo a parada por quebra de uma caldeira é interrompido o processo de destilação.

De acordo com os dados simulados a pressão do vapor vegetal deve manter-se em no mínimo 9,8 psig para manter-se a perda na corrente de vinhaça menor que o ideal, de 0,020% m/m.

4.4. Cenário 4

Partindo da simulação descrita no Cenário 1 foi realizada análise de sensibilidade do teor de etanol em massa na corrente de produto final (etanol hidratado) e da vazão de etanol produzido variando-se a pressão da linha do vapor vegetal. Os resultados são apresentados na Figura 11.

As vazões de alimentação de vapor foram mantidas constantes.

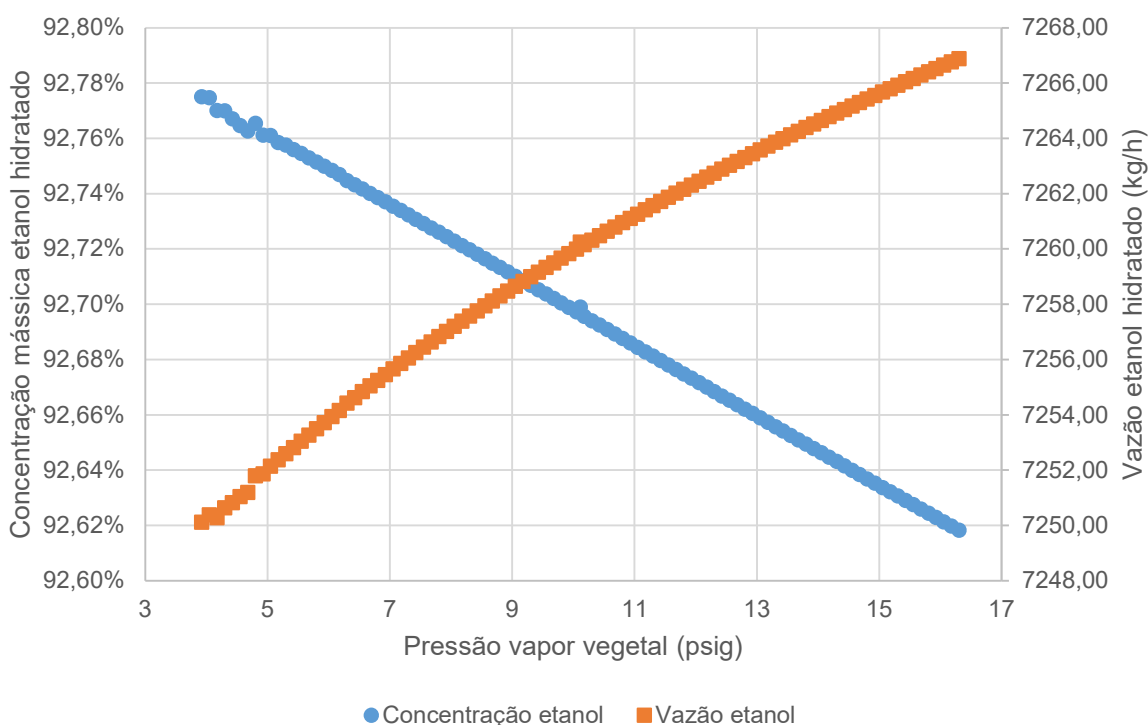


Figura 11. Gráfico da relação entre pressão do vapor vegetal, concentração mássica do etanol hidratado e vazão de etanol hidratado produzido

Como discutido no Cenário 3, a pressão do vapor vegetal impacta diretamente na transferência de calor e massa no interior da coluna, fazendo com que menos etanol esteja presente nas frações de vapor e consequentemente é mais difícil atingir a graduação alcoólica do etanol hidratado na corrente de produto.

Quando há quedas na pressão do vapor vegetal, o setpoint de temperatura da B04 não se altera, portanto, o que ocorre na prática é a diminuição da vazão da corrente de produto, ou seja, queda na produção de etanol hidratado.

Na simulação a razão de refluxo está fixa em $R = 4$, com a pressão do vapor vegetal mais baixa menos etanol está presente na fase vapor dos estágios, portanto menos etanol está presente nos estágios superiores da coluna (em massa), ou seja, apesar de mais concentrada em etanol a corrente de produto de etanol hidratado é menor. Conforme observamos na Figura 11, com uma pressão de 5 psig obtemos uma vazão de etanol de 7252 kg/h enquanto que com uma pressão de 11 psig a vazão de etanol é de 7261 kg/h, se considerarmos um dia de produção com pressão do vapor menor que o ideal teríamos uma perda na produção de 216 kg de etanol hidratado.

5. CONCLUSÕES E SUGESTÕES DE TRABALHOS FUTUROS

Foi simulado um aparelho de destilação para produção de etanol hidratado com base em parâmetros de operação reais de uma destilaria típica assumindo-se uma eficiência constante de 70% através do software de simulação Aspen Plus®.

A simulação foi utilizada como ferramenta de análise para determinação do consumo de vapor do aparelho, obtendo-se 2,88 kg/L de vapor consumido por litro de etanol hidratado produzido, valor considerado razoável dado a eficiência de 70%.

Comparou-se as temperaturas obtidas na simulação com as temperaturas de operação, verificou-se que as temperaturas da coluna A e da base da coluna B corresponderam com a realidade. Houve discrepância na temperatura da B04. O consenso entre as temperaturas simuladas e de operação demonstram que a simulação representa de forma satisfatória o processo real.

Como demonstrado a razão de refluxo determina a graduação alcoólica do etanol produzido, sendo determinado operacionalmente pela temperatura de carga do aparelho, ou temperatura da B04.

Foram analisados os impactos da pressão do vapor vegetal na pureza do etanol hidratado e também nas perdas na corrente de vinhaça, concluindo-se, conforme esperado, que quedas na pressão do vapor provocam perdas significativas na vinhaça e perda na produção do etanol. Quedas na pressão do vapor vegetal são comuns devido a problemas operacionais e a simulação demonstrou o impacto dessas oscilações na operação da destilação. Uma sugestão é a implementação de uma lógica de controle baseada na pressão do vapor.

A motivação para escolha do tema deste trabalho foi a investigação de possíveis motivos para perdas nas correntes de fundo das colunas A (perda na vinhaça) e coluna B (perda na flegmaça) de uma destilaria típica.

Durante o desenvolvimento do estudo foram encontradas dificuldades em relacionar os dados obtidos na simulação com a realidade da planta. Majoritariamente estas dificuldades residem na impossibilidade de obtenção de dados das correntes, como, por exemplo, a vazão de entrada de vapor no processo e vazão das correntes de saída, vinhaça, flegmaça e também de produto etanol hidratado.

Seria de grande valor a possibilidade de observar os dados reais destas correntes, com eles seria possível avaliar a real eficiência dos estágios do aparelho em operação.

Para um próximo trabalho sugere-se que haja a incorporação da retirada de óleo fúsel no escopo da simulação e o estudo de uma combinação de parâmetros que permita-se atingir o consumo de vapor teórico.

6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS. **Resolução nº 19**, de 15 de abril de 2015. DOU, 17 abr. 2015. Disponível em: <https://atosoficiais.com.br/anp/resolucao-n-19-2015-2020-09-02-versao-consolidada?origin=instituicao>. Acesso em: 07 set. 2021.

AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS (ANP). **Anuário Estatístico Brasileiro do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis 2021**. 2021. Disponível em: <https://www.gov.br/anp/pt-br/centrais-de-conteudo/publicacoes/anuario-estatistico/anuario-estatistico-2021>. Acesso em: 04 ago. 2021.

AL-MALAH KM. **Aspen Plus: Chemical Engineering Applications**. New Jersey: John Wiley & Sons Inc., 2017.

ALZATE, C. A. C., TORO, O. J. S. **Energy consumption analysis of integrated flowsheets for production of fuel ethanol from lignocellulosic biomass**. Energy, 31, 2447–2459, 2006.

AZANIA, A. A. P. M. **Potencialidade herbicídica do óleo fúsel**, 2007. 93 p. Tese (Doutorado) - Curso de Agronomia, Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2007.

BATISTA, F. R. M. **Estudo do processo de destilação alcoólica contínua: Simulação de Plantas Industriais de Produção de Álcool Hidratado, Álcool Neutro e Cachaça**, 2008. 180 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Alimentos) – Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2008.

FLANDRIN JL, MONTANARI M. **História da Alimentação**. São Paulo: Estação Liberdade; 1998.

HIGLER, A., CHANDE, R., TAYLOR, R., BAUR, R., KRISHNA, R. **Nonequilibrium modeling of three-phase distillation. Computers and Chemical Engineering**, 28, 2021–2036, 2004.

JUNQUEIRA, T.L. **Simulação de colunas de destilação convencional, extrativa e azeotrópica no processo de produção de bioetanol através da modelagem de não-equilíbrio e da modelagem de estágio de equilíbrio com eficiência**, 2010. 187 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2010.

KRISHNAMURTHY, R.; TAYLOR, R. **A nonequilibrium stage model of multicomponent separation processes**. Part I: model description and method of solution. *AIChE Journal*, v. 31, n. 3, p. 449-456, 1985.

MURPHREE, E. V. **Rectifying column calculations**. *Ind. Eng. Chem.*, 17 (7), 747- 750, 1925.

PESCARINI, M. H. **Desenvolvimento de um algoritmo para simulação de colunas de destilação multicomponente em estado estacionário utilizando a modelagem de estágio de não equilíbrio**, 1996. 257 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1996.

RENEWABLE FUELS ASSOCIATION (RFA). **Industry Statistics: World Fuel Ethanol Production**, <http://www.ethanolrfa.org/resources/industry/statistics/>. Acesso em: setembro 2021.

RUIZ, L. **Economia de milhões de reais**. Disponível em: <http://fermentecnews.com.br/2015/10/01/economia-de-milhoes-de-reais/>. Revista cana online, 2015

SOUZA, F. M. **Análise da viabilidade técnica e econômica da integração do processo de recuperação de etanol por arraste (stripping) com CO₂ na indústria sucroenergética**, 2021. 104 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2021.

ZARPELON, F. **Destilação do etanol**. Piracicaba: Stab - Sociedade dos Técnicos Açucareiros, 2020. 496 p.