

UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE – UFCG CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA – CCT UNIDADE ACADÊMICA DE ENGENHARIA QUÍMICA – UAEQ TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO – TCC

CONTROLE DO PROCESSO DE DESTILAÇÃO POR MUDANÇA DE PRESSÃO COM CORRENTE INTERMEDIÁRIA

Marcos Cesar Martins Júnior

CAMPINA GRANDE 2023

MARCOS CESAR MARTINS JÚNIOR

CONTROLE DO PROCESSO DE DESTILAÇÃO POR MUDANÇA DE PRESSÃO COM CORRENTE INTERMEDIÁRIA

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado ao Curso de Engenharia Química, da Universidade Federal de Campina Grande, como parte dos requisitos para a obtenção do título de Bacharel em Engenharia Química.

Área de concentração: Destilação, Simulação e Controle de processos químicos.

Orientador: Prof. Wagner Brandão Ramos.

CAMPINA GRANDE 2023

 M386c Martins Júnior, Marcos Cesar. Controle do processo de destilação por mudança de pressão com corrente intermediária / Marcos Cesar Martins Júnior. – Campina Grande, 2023. 42 f. : il. color.
Monografia (Bacharelado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Ciências e Tecnologia, 2023. "Orientação: Prof. Dr. Wagner Brandão Ramos". Referências.
Engenharia Química. 2. Destilação. 3. Simulação e Controle de Processos Químicos. 4. Mistura Azeotrópica. 5. Integração Térmica. I. Ramos, Wagner Brandão. II. Título.

Dedico este trabalho à minha família.

AGRADECIMENTOS

A Deus pelo dom da vida, pela capacitação, pela fortaleza e pelas providências em minha vida.

Aos meus pais Marcos César e Cristiane por sempre acreditarem em mim, por confiarem em mim, por todo esforço para me apoiar e por serem exemplos. Obrigado por sempre dar o melhor de si para que eu seja o melhor de mim. Obrigado!

Aos meus irmãos, Aiane Hirraela e Júlio César, por sempre estarem do meu lado, me escutando, cuidando de mim e me dando forças. Sou grato pela compreensão de vocês e pelo que fazem por mim.

Aos meus ávos paternos e maternos, Maria Perpétua, José Cupertino, Helenita e Carlos Antônio, por serem exemplos de amor, de companheirismo e dedicação. Obrigado por serem os melhores ávos do mundo. Obrigado por acreditarem em mim e sempre me inspirarem a sonhar alto. Em especial a vovô Carlos, que embora não mais em vida, sei que sempre me apoiará e me inspirará.

A tia Alita, tia Sandra, tia Silvia e tio Thiago por serem referências em minha vida.

A Felipe, Ana, Maria Eduarda e Eduardo por serem não somente primos, mas irmãos.

Aos meus amigos de Faculdade, todos do "É o liga". Obrigado por me acolherem, por me compreender, por contribuírem para o meu crescimento pessoal e profissional e por tornar o meu cotidiano mais leve e descontraído durante esses anos de graduação.

Ao Professor Wagner pela orientação, aprendizados, confiança, suporte e compreensão durante esses anos de orientação. Obrigado por contribuir com o meu crescimento profissional.

À banca de examinadores, professores Romildo Brito e Luís Vasconcelos, por enriquecerem este trabalho com seus conhecimentos.

Aos integrantes do Laboratório de Referência em Controle e Automação (LARCA) pelo suporte e contribuições.

A todos os professores da Unidade Acadêmica de Engenharia Química da UFCG por contribuírem com a minha formação profissional.

MARTINS JUNIOR, M. C. Controle do processo de destilação por mudança de pressão com corrente intermediária. 2023. 42p. Trabalho de Conclusão de Curso. Engenharia Química. Universidade Federal de Campina Grande. Campina Grande, Paraíba. 2023.

RESUMO

O processo de destilação é o principal método de separação empregado na indústria e devido a sua larga aplicação, bem como sua baixa eficiência termodinâmica, é alvo de estudo da academia e indústria. A separação de misturas azeotrópicas via destilação convencional é impossível. Isso porque a igualdade de composição das fases vapor e líquido impossibilita a recuperação dos componentes com composição maior que a composição do azeótropo. Dentre os processos de destilação não-convencional, sobressai-se o processo de destilação por mudança de pressão ou PSD que utiliza duas colunas com pressões de operação diferentes a fim de deslocar o ponto azeotrópico para viabilizar a separação de misturas com a composição e a temperatura azeotrópica sensíveis a mudança na pressão. Essa via de separação ainda proporciona oportunidades de integração térmica, como uma corrente intermediária comunicando as duas colunas, uma vez que pressões de operação diferentes criam colunas com perfis de temperatura diferentes, o que reduz o custo de operação bem como a demanda energética do processo. O controle de processos visa à estabilização do sistema através de malhas de controle que buscam neutralizar variações naturais ou provocadas que possam acontecer. Nesse contexto, esse trabalho objetiva simular o processo de destilação por mudança de pressão para separação da mistura azeotrópica éter diisopropílico/álcool isopropílico, em regime estacionário, além de propor e avaliar uma estrutura de controle para o processo em regime transiente. Foi possível verificar que as malhas de controle conseguiram êxito em manter as variáveis bem próximas aos setpoints.

Palavras-chaves: Mistura azeotrópica, integração térmica, simulação, controle de processo.

MARTINS JUNIOR, M. C. Control of the pressure-swing distillation process with an intermediate connection. 2023. 42p. Graduation. Final Paper. Chemical Engineering. Federal University of Campina Grande. Campina Grande, Paraíba. 2023.

ABSTRACT

The distillation process is the main separation method used in industry and due to its wide application as well as its low thermodynamic efficiency; it is the subject of study in academia and industry. Separation of azeotropic mixtures via conventional distillation is impossible. This is because the equal composition of the vapor and liquid phases makes it impossible to recover components with a composition greater than the composition of the azeotrope. Among the nonconventional distillation processes, the pressure-swing distillation process or PSD stands out, which uses two columns with different operating pressures in order to shift the azeotropic point to enable the separation of mixtures that have an azeotropic composition and temperature sensitive to changes in pressure. This separation route also provides opportunities for heat integration, through an intermediate connection, communicating the two columns, since different operating pressures create columns with different temperature profiles, which reduces the operating cost as well as the energy demand of the process. Process control aims to stabilize the system through control loops that seek to neutralize natural or induced variations that may occur. In this context, this work aims to simulate the d pressure-swing distillation process of the azeotropic mixture diisopropyl ether/isopropyl alcohol in the steady state and to propose and evaluate a control structure for the process in the transient state. It was possible to verify that the control loops were successful in keeping the variables very close to the setpoints.

Keywords: Azotropic mixture, heat integration, simulation, process control.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Fluxograma do processo de destilação convencional16
Figura 2 – Fluxograma do processo de destilação azeotrópica18
Figura 3 – Fluxograma do processo de destilação estrativa19
Figura 4 – Diagrama Txy da mistura acetona/metanol
Figura 5 – Fluxograma do processo de Destilação pressure-swing para um azeótropo de ponto
de ebulição máximo e mínimo21
Figura 6 – Fluxograma do processo de Destilação pressure-swing com corrente lateral23
Figura 7 – Diagrama T-xy para a mistura DIPE/IPA para (a) 1 atm e (b) 10 atm24
Figura 8 – Fluxograma do processo de destilação por mudança de pressão simulado26
Figura 9 – Fluxograma do processo de destilação por mudança de pressão simulado com
estrutura de controle
Figura 10 – Critério do slope aplicado a coluna de alta pressão
Figura 11 – Critério do slope aplicado a coluna de baixa pressão
Figura 12 – Respostas dinâmicas da fração molar de (a) DIPE e (b) IPA após distúrbios na
composição da corrente de alimentação
Figura 13 – Respostas dinâmicas das temperaturas e variáveis manipuladas das colunas aos
distúrbios de composição da corrente de alimentação34
Figura 14 – Respostas dinâmicas das pressões das colunas e variáveis manipuladas aos
distúrbios de composição da corrente de alimentação35
Figura 15 – Respostas dinâmicas da vazão molar da corrente intermediária em função dos
distúrbios de composição da corrente de alimentação36
Figura 16 – Respostas dinâmicas da fração molar de (a) DIPE e (b) IPA após distúrbios na
vazão da corrente de alimentação36
Figura 17 – Respostas dinâmicas das temperaturas e variáveis manipuladas das colunas aos
distúrbios de vazão na corrente de alimentação
Figura 18 – Respostas dinâmicas das pressões das colunas e variáveis manipuladas aos
distúrbios de vazão da corrente de alimentação
Figura 19 – Respostas dinâmicas da vazão molar da corrente intermediária em função dos
distúrbios de vazão da corrente de alimentação

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Dados da corrente de alimentação da mistura azeotrópica.	27
Tabela 2 – Dados operacionais das colunas de alta (HPC) e baixa (LPC) pressão	27
Tabela 3 – Controladores e variáveis maniouladas.	31
Tabela 4 – Especificações dos controlados do fluxograma.	31
Tabela 5 – Valores dos distúrbios apliadados na corrente de alimentação da coluna HPC.	32

1. INTRODUÇÃO	
2. OBJETIVOS	14
2.1 Objetivo Geral	14
2.2 Objetivos Específicos	14
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	15
3.1 Separação de misturas homogêneas via Destilação	
3.2 Misturas Azeotrópicas	16
3.3 Processos de Separação de Misturas Azeotrópicas	
3.3.1 Destilação Azeotrópica	
3.3.2 Destilação Extrativa	
3.3.3 Destilação por Mudança de Pressão	
3.4 Corrente intermediária	
3.5 Mistura Azeotrópica: Éter diisopropílico e Álcool is	opropílico23
4. MATERIAIS E MÉTODOS	25
4.1 Materiais	25
4.2 Métodos	25
4.2.1 Simulação em regime estacionário	25
4.2.2 Simulação em regime transiente e configuraçõe	es de controle28
5. RESULTADOS E DISCUSSÕES	
5.1 Respostas dinâmicas aos distúrbios de composição.	
5.2 Respostas dinâmicas aos distúrbios de vazão	
6. CONCLUSÃO	40

SUMÁRIO

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

DIPE	Éter diisopropílico
HPC	High pressure column (coluna de baixa pressão)
IPA	Álcool isopropílico
LPC	Low pressure column (coluna de baixa pressão)
MESH	Conjunto de equações de balanço de massa (M), relações de equilíbrio (E), somatório das frações molares (S), balanços de energia (H).
NRTL	Non-Random Two Liquid (modelo para o cálculo do coeficiente de atividade)
PI	Proporcional-Integrativo (Controlador)
PSD	Pressure-swing Distillation (Destilação por mudança de pressão)
PSDIC	Pressure-swing Distillation with intermediate connection (Destilação por mudança de pressão)
TAC	Total Annual Cost (Custo Anual Total)

1. INTRODUÇÃO

A destilação é o processo de separação de misturas que ocupa a posição de mais utilizado e preferido pela indústria por mais de um século. Mesmo apresentando eficiência termodinâmica inerentemente baixa, colunas de destilação são bastante empregadas na separação de componentes químicos. Isso por conta da sua economia em comparação a outros métodos que são altamente custosos, inflexíveis e pouco confiáveis. Nesse contexto, a relevância dessa operação unitária para indústria motiva diversos estudos que visam o aumento da eficiência energética do processo de destilação (Luyben, 2021).

A destilação de misturas azeotrópica é um desafio ainda mais rigoroso no estudo de separação de misturas. Isso porque essas misturas apresentam a mesma composição nas fases vapor e líquida dada uma temperatura e pressão, o que faz com que a mistura se comporte como uma substância pura. A existência do fenômeno de azeotropia torna a separação por destilação convencional impossível e, portanto, estratégias são desenvolvidas para que as separações dessas misturas sejam viabilizadas. No entanto, processos de destilação não-convencional são conhecidos pela sua robustez e demanda ainda mais alta de energia, sendo necessário recorrer a técnicas de otimização e intensificação para tornar a sua aplicação viável (Zhang *et al.*, 2018).

Dentre os métodos de destilação de misturas azeotrópicas, destaca-se a destilação por mudança de pressão (PSD). Para que esse método seja aplicado, a composição e a temperatura azeotrópica devem ser sensíveis a mudança na pressão de operação. Esse método se destaca devido à não necessidade de adição de um composto químico para alterar a volatilidade relativa da mistura, o que classifica o processo como ambientalmente correto. Para que a separação desejada seja alcançada devem ser utilizadas duas colunas operando a pressões diferentes, o que pode causar o aumento de energia do processo (Wei *et al.* 2013; Luyben, 2021).

Embora o arranjo do PSD, a priori, não seja energicamente viável a aplicação de técnicas de integração térmica, é possível tornar o processo economicamente atrativo. Isso porque a configuração com duas colunas com pressões diferentes propicia a formação de perfis de temperatura diferentes em cada coluna. Dessa forma, a integração térmica entre uma coluna com pressão e temperatura maiores com outra coluna com pressão e temperatura menores, reduz o consumo de energia global do processo (Zhang *et al.*, 2018).

Processos industriais tendem a apresentar variações a medida do tempo, tem detrimento de distúrbios naturais ou perturbações causadas propositalmente. Esse comportamento é minimizado com o auxílio de malhas de controle que tem como objetivo manter o processo estável em função da segurança, qualidade e lucratividade do processo. A construção de um

sistema de controle efetivo para sistemas de destilação não é uma tarefa fácil. Isso devido à alta dependência não-linear do sistema através dos balanços de massa e energia do sistema (Zhang *et al.*, 2020).

Nesse contexto, este trabalho propõe uma estrutura de controle para o sistema de destilação por mudança de pressão com integração térmica. Para isso, serão utilizados os simuladores *Aspen PlusTM* e *Aspen Plus DynamicsTM*. O primeiro para simular rigorosamente o sistema no regime estacionário e o segundo para simular e prever o comportamento do sistema no regime dinâmico.

2. OBJETIVOS

2.1 Objetivo Geral

Este trabalho tem como objetivo geral simular a operação de separação via destilação por mudança de pressão da mistura azeotrópica éter diisopropílico/álcool isopropílico com corrente lateral e integração térmica total nos regimes estacionário e transiente.

2.2 Objetivos Específicos

- Obter um modelo em regime estacionário, no Aspen Plus, do processo de destilação pressure-swing para a separação da mistura éter diisopropílico/álcool isopropílico com corrente lateral e integração térmica total;
- Obter um modelo em regime transiente e propor uma estrutura de controle;
- Avaliar o desempenho da estrutura de controle através de distúrbios de vazão e composição de alimentação no sistema.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Separação de misturas homogêneas via Destilação

Nas indústrias químicas, existem diferentes tipos de operações que podem envolver reações químicas, separação de misturas, adição ou remoção de calor, etc. Principalmente em função dos processos com reações químicas, há a necessidade de purificar matéria prima, retirar intermediários ou concentrar produtos, ou seja, na indústria química os processos de separação estão presentes tanto a montante quanto a jusante dos processos químicos (Seader, Henley e Roper, 2011).

Dentre os processos industriais de separação, o mais amplamente utilizado é a destilação. Esse processo envolve múltiplos contatos entre a fase liquida e fase vapor em contracorrente. Os contatos são promovidos geralmente em pratos organizados horizontalmente em uma coluna vertical, chamada de coluna de destilação. Em cada contato nos pratos ou estágios, acontece a mistura entre as fases promovendo a separação das espécies por transferência de massa, seguida pela separação das fases. Dessa forma, o vapor, que escoa no sentido ascendente na coluna, é enriquecido no componente mais volátil a medida que se aproxima do topo, enquanto que a fase líquida, que flui sempre para baixo na coluna, é enriquecida no componente menos volátil a medida que se aproxima do fundo da coluna. A alimentação da coluna, contendo a mistura na fase vapor, líquida ou vapor mais líquido, acontece em um prato intermediário entre o topo e a base da coluna. A região acima do prato de alimentação é chamada de seção de retificação e a região abaixo do prato de alimentação é a seção de esgotamento. É necessário que as fases vapor e líquido estejam sempre presentes em todos estágios da coluna, ou seja, deve existir contato entre líquido e vapor na seção de retificação bem como na seção de esgotamento. Para que isso aconteça, o vapor é condensado no topo da coluna e parte dele, agora na fase líquida, é retornado para coluna para promover líquido na seção de retificação. A outra parcela do vapor condensado é o destilado e apresenta alta concentração do componente mais volátil. Da mesma maneira, o líquido no fundo da coluna é parcialmente vaporizado e a fração que está na fase vapor retorna para coluna para fornecer vapor na seção de retificação. A outra fração, ainda na fase líquida, é o produto de fundo que é rico no componente da mistura mais volátil (Seader, Henley e Roper, 2011). A Figura 1 ilustra o fluxograma do processo de destilação convencional.

Para que a separação é aconteça, é necessário que as fases líquido e vapor interajam entre si nos estágios da coluna, que os componentes presentes na mistura tenham volatilidades diferentes, possibilitando a divisão entre as duas fases em extensões diferentes, e que as fases sejam separadas por gravidade ou outros meios mecânicos (Seader, Henley e Roper, 2011).



Figura 1 – Fluxograma do processo de destilação convencional.

A volatilidade relativa é expressa pela Equação 1. Fisicamente, expressa a facilidade de separação de um componente com reação a outro, dado a relação de equilíbrio liquido vapor.

$$\alpha_{ij} = \frac{K_i}{K_j} = \frac{y_i/x_i}{y_j/x_i} \tag{1}$$

Quando a mistura apresenta volatilidade relativa acima de 1, ela pode ser separada por destilação convencional, processo mostrado anteriormente. Contudo, quando a volatilidade relativa da mistura é igual a 1, dada uma temperatura e pressão, ocorre a formação de um azeótropo, ou seja, a composição da fase vapor é igual a composição da fase líquida. Dessa forma, mesmo adicionando mais energia ao processo, não é possível separar essa mistura além dessa composição e essa mistura é dita mistura azeotrópica (Seader, Henley e Roper, 2011).

3.2 Misturas Azeotrópicas

Algumas misturas binárias não podem ser separadas via destilação convencional usando somente uma coluna de destilação, pois a partir de certa temperatura, para uma dada pressão, as fases vapor e liquido apresentam a mesma composição, ou seja, volatilidade relativa igual a 1, o que impossibilita a obtenção de produtos com composição maior que a composição azeotrópica. Esse é o fenômeno azeotrópico que acontece em diversos sistemas químicos.

Fonte: Gonçalves, 2021.

De acordo com Horsley (1973), a formação do fenômeno azeotrópico está ligada a dois fatores: a diferença das temperaturas de ebulição entre os componentes da mistura e o grau de aproximação ou afastamento da idealidade da mistura. No tocante ao primeiro fator, é sabido que quanto mais próximas forem as temperaturas de ebulição dos componentes da mistura, existe uma probabilidade maior de formação de um azeótropo. Enquanto o segundo descreve que quanto maior for o afastamento da idealidade da mistura, ou seja, quanto maior a presença de desvios com relação a Lei de Raoult, que é responsável por prever a idealidade de misturas, maior a possibilidade de formar um azeótropo.

Se os componentes químicos da mistura não forem similares e apresentarem forças repulsivas fortes, o coeficiente de atividade, responsável por corrigir o comportamento nãoideal das misturas, apresentará valores maiores que 1, o que proporciona a formação de um azeótropo de mínimo ponto de ebulição, isto é, com ponto de ebulição inferior ao do componente mais volátil da mistura. Caso contrário, quando os componentes da mistura se atraírem, o coeficiente de atividade terá valores menores que 1, gerando um azeótropo de ponto de ebulição máximo, isto significa que o ponto de ebulição será maior que o do componente menos volátil (Battisti *et al.*, 2019).

Com isso, verifica-se que a formação de azeótropos de mínimo ou máximo ponto de ebulição está ligada a relação da pressão de vapor da mistura com as pressões de vapor dos componentes da mistura. Quando a pressão de vapor da mistura ultrapassa as pressões de vapor dos componentes puros, é formado um azeótropo de mínimo ponto de ebulição. Analogamente, quando a pressão de vapor da mistura é menor que as pressões de vapor dos componentes individuais, tem-se a criação de em azeótropo de máximo ponto de ebulição (Da Silva, Martins Junior, Ramos, 2022).

Ainda é possível classificar os azeótropos com relação as fases em equilíbrio. Azeótropos heterogêneos, com duas fases líquidas, são gerados quando as forças repulsivas são demasiadamente grandes formando sempre azeótropos de ponto de ebulição mínimo. Nesse caso, é necessário a utilização de um decantador no projeto de separação da mistura (Luyben, 2012). O azeótropo é considerado homogêneo quando a fase líquida juntamente com a fase vapor estão presentes no sistema em equilíbrio (Seader, Henley e Roper, 2011).

Dessa forma, devido ao seu comportamento não-ideal, as misturas azeotrópicas não podem ser separadas via destilação convencional.

3.3 Processos de Separação de Misturas Azeotrópicas

3.3.1 Destilação Azeotrópica

Um dos métodos de destilação não convencional é a destilação azeotrópica. Nesse processo, apresentado na Figura 2, adiciona-se um solvente a mistura azeotrópica com o objetivo de produzir um novo um novo azeótropo com um ou mais componentes da mistura (Reis, 2002).



Figura 2 – Fluxograma do processo de destilação azeotrópica.

De acordo com Seader, Henley e Roper, (2011), a destilação azeotrópica pode ser homogênea ou heterogênea. Na destilação azeotrópica homogênea, é formado um azeótropo de mínimo ou máximo ponto de ebulição com um ou mais componentes da mistura por meio da adição do solvente, sem a criação de fases. Já a destilação azeotrópica heterogênea, que é mais empregada nas indústrias, a adição do solvente promove necessariamente a formação de um azeótropo de mínimo ponto de ebulição. Nesse processo, o topo da coluna de destilação, rico na fase vapor, apresenta composição do azeótropo heterogêneo. A mistura do topo é direcionada para um decantador, no qual apresentará duas fases líquidas, uma concentrada no componente mais pesado e outra na fase mais leve (Reis, 2002).

3.3.2 Destilação Extrativa

A destilação extrativa, um dos principais processos de separação de destilação nãoconvencional, é utilizada para separar componentes de misturas azeotrópicas. Nesse processo, um solvente deve ser introduzido à mistura azeotrópica a fim de aumentar a volatilidade relativa dos componentes chave da mistura por meio de afinidades diferentes com cada componente da mistura, tornando a separação da mistura viável (Seader, Henley e Roper, 2011).

O processo de destilação extrativa, mostrado na Figura 3, é composto por duas colunas: a coluna extrativa e a coluna de recuperação do solvente. Na coluna extrativa é alimentado a mistura azeotrópica e o solvente. No topo dessa coluna obtém-se o componente mais volátil da mistura ternária com alta pureza e no fundo o solvente juntamente com o outro componente da mistura azeotrópica, que são enviados para a coluna de recuperação, onde o solvente é recuperado no fundo da coluna e reciclado para alimentação da coluna extrativa e no topo temse o componente remanescente da mistura azeotrópica também com alta pureza (Cao *et al.*, 2017).



Fonte: Gonçalves, 2021.

Esse processo, no entanto, é bastante complexo em termos de operação e apresenta um alto consumo de energia, devido a recuperação subsequente do solvente empregado bem como a sua reposição (Mao *et al.*, 2020). Além disso, a escolha do solvente apropriado é uma etapa crítica no projeto de sistemas extrativos. Isso porque, afeta consideravelmente o investimento capital em função da capacidade, seletividade, ponto de ebulição bem como controlabilidade do processo (Luyben, 2012).

3.3.3 Destilação por Mudança de Pressão

A destilação por mudança de pressão ou PSD, do inglês *Pressure-Swing Distillation*, é um dos processos que viabilizam a separação de misturas azeotrópicas. Esse processo se baseia na variação da composição azeotrópica da mistura em função da mudança da pressão. Dessa forma, a aplicação de duas colunas de destilação, operando a diferentes pressões, conseguem separar facilmente misturas azeotrópicas que apresentem sensibilidade na composição azeotrópica dada a mudança de pressão (Cao *et al.*, 2017; Shi et al., 2019). Por exemplo, na Figura 4, tem-se o diagrama T-xy da mistura acetona/metanol. A 1 atm a mistura apresenta composição azeotrópica próxima a 80% e a 10 atm a composição azeotrópica é deslocada para aproximadamente 35%.

Fulgueras *et al.*, 2016 apontam que a diferença entre as composições azeotrópicas nas duas pressões é o principal fator na indicação da viabilidade da destilação *pressure-swing*.



Fonte: (CAO et al., 2017).

Como mostrado na Figura 5, a configuração do sistema PSD utiliza duas colunas de destilação com pressões de operação diferentes para separar misturas binárias. A mistura é introduzida em uma das colunas e em uma das extremidades das colunas recupera-se os produtos com alta pureza enquanto as correntes da outra extremidade das colunas são recicladas com composição próximas a composição azeotrópica da mistura na pressão de operação da coluna (Galanido *et al.*, 2020).



Figura 5 - Ilustração do processo de Destilação *pressure-swing* para um azeótropo de ponto de ebulição máximo e mínimo.

Caso a mistura apresente azeótropo de máximo ponto de ebulição, os componentes são recuperados nas correntes de destilado de cada coluna, como indicado na Figura 5(a). Porém, se a mistura possuir um azeótropo de mínimo ponto de ebulição, os componentes são concentrados nos produtos de fundo das colunas como mostrado na Figura 5(b).

Sistemas de destilação não-convencional geralmente apresentam consumo de energia bastante elevado, sendo de grande significância a melhoria da eficiência energética desses

processos na indústria química. Nesse contexto, embora não aplicada para todos os processos de destilação não convencional, a integração térmica é a tecnologia mais efetiva para economizar energia. Para processos de destilação PSD, a integração térmica pode ser facilmente aplicada, uma vez que as colunas apresentam perfis de temperaturas diferentes, em função das pressões de operação que são diferentes em cada coluna (Wang *et al.*, 2018).

Em alguns casos, a energia retirada da fase vapor do topo da coluna de pressão maior é usada completamente como fonte de calor para o refervedor da coluna de pressão menor. Esta técnica tem o intuito de reduzir o consumo das utilidades de alta e baixa temperatura no condensador da coluna de pressão maior e no refervedor da coluna de pressão menor. Essa técnica é denominada integração térmica total. Quando a energia retirada da fase vapor no condensador do topo da coluna de alta pressão não é suficiente para suprir a demanda do refervedor da coluna de pressão menor, é necessário ainda a utilização de um trocador de calor adicional que será responsável por prover o restante de energia necessário ao processo. Essa técnica é chamada de integração térmica parcial (Fulgueras *et al.*, 2016).

3.4 Corrente intermediária

Wang *et al.* (2018) foram os primeiros a propor a implementação de uma conexão intermediária em um sistema de destilação *pressure-swing* a fim de reduzir o consumo de energia. Essa corrente tem o objetivo de transportar uma das fases de uma coluna para outra a fim de reaproveitar o calor já presente no sistema e consequentemente melhorar eficiência energética do processo. A Figura 6 mostra o fluxograma do processo PSD com corrente intermediária.

No seu trabalho, Wang *et al.* (2018) verificaram que, comparando as configurações PSD e PSDIC, sem e com corrente intermediária respectivamente, para as misturas etilenodiamina/água e etanol/acetato de etila houve uma redução na TAC (*Total anual cost*), indicador econômico do processo. Enquanto que para mistura metanol/clorofórmio não houve resultados significativos de redução da TAC.

Da Silva, Martins Junior, Ramos (2022) também implementaram a corrente intermediária para o binário éter diisopropílico/álcool isopropílico juntamente com a integração térmica total e obtiveram uma redução de 4,47% na TAC.



Figura 6 - Fluxograma do processo de Destilação pressure-swing com corrente lateral.

Fonte: (WANG et al, 2018).

3.5 Mistura Azeotrópica: Éter diisopropílico e Álcool isopropílico

O éter diisopropílico, também chamado de DIPE, é um composto químico abundantemente utilizado em diferentes ramos da indústria como na tabagista, na química sintética e na de combustível fóssil. Ele é um solvente usado principalmente para remover compostos orgânicos polares, por exemplo ácido acético, fenóis e etanol, de soluções aquosas (Lou *et al.*, 2014).

Já o álcool isopropílico, isopropanol ou IPA é um líquido incolor e inflamável usado como solvente orgânico, que possui um campo amplo de aplicação como produção de plásticos, cosméticos, produtos farmacêuticos, revestimentos, em hospitais etc. Ele é usado em grande parte devido as suas propriedades de esterilização, podendo ser comercializado livremente para população (Liu *et al.*, 2017)

A formação da mistura azeotrópica DIPE/IPA acontece no processo de produção do álcool isopropílico. Na indústria, o álcool isopropílico é produzido por duas rotas comerciais: hidratação direta e indireta do propileno (Sallum, 2023).

Segundo Lou *et al.*, (2014), o processo de separação da mistura DIPE/IPA é o processo *downstream* que responsável por indicar a viabilidade econômica de toda planta de fabricação de álcool isopropílico.

É sabido que a mistura DIPE/IPA é uma mistura azeotrópica, o que torna a separação da mistura por destilação convencional impossível.

A análise do diagrama T-xy da mistura em questão à pressão atmosférica, Figura 7 (a), mostra que existe um ponto azeotrópico de composição 77% em base molar de éter diisopropílico na temperatura de 339,97 K. Já a 10 atm, Figura 7 (b), o diagrama T-xy evidencia que o ponto azeotrópico foi deslocado para composição de 31% em base molar de DIPE a temperatura de 427,58 K. Isso mostra que a mistura DIPE/IPA é sensível a variação de composição azeotrópica em função da mudança da pressão, variando cerca de 0,46 centésimos no ponto de composição azeotrópica suficiente para aplicação do PSD.







Fonte: Da Silva, Martins Junior, Ramos, 2022.

4. MATERIAIS E MÉTODOS

4.1 Materiais

O presente trabalho foi realizado no Laboratório de Referência em Controle e Automação (LARCA), da Universidade Federal de Campina Grande (UFCG), que foi construído com recursos do CT-INFRA/FINEP e é fruto de uma parceria entre os Departamentos de Engenharia Química (DEQ) e de Engenharia Elétrica (DEE) da UFCG.

Para simular o sistema proposto utilizou-se os *softwares* comerciais *Aspen Plus*TM e *Aspen Plus Dynamics*TM que permitem simular com fidelidade sistemas químicos com ou sem reações químicas. Isso porque possuem um banco de dados bastante vasto além da sua performance na resolução dos sistemas.

4.2 Métodos

4.2.1 Simulação em regime estacionário

O *AspenPlusTM* é um software comercial que utiliza rotinas e modelos previamente configurados para realizar cálculos de balanço de massa e energia. Para isso é necessário fornecer informações de entrada, definir componentes químicos, indicar o modelo termodinâmico adequado e configurar os blocos no fluxograma construído.

Este trabalho utiliza como caso base, no regime estacionário, o trabalho desenvolvido por Da Silva, Martins Júnior, Ramos (2022). Nesse trabalho, foi proposto um *design* otimizado do processo de destilação *pressure-swing* da mistura azeotrópica éter diisopropílico/álcool isopropílico. Nesse *design*, a fim de reduzir o consumo energético do sistema, foi feito a integração térmica total do sistema, ou seja, o calor retirado no condensador da coluna de alta pressão é utilizado como fonte de energia do refervedor da coluna de baixa pressão. Essa troca térmica é feita por meio de um trocador de calor com o objetivo de reaproveitar a energia já existente no processo para que a eficiência termodinâmica aumente. Outra melhoria proposta nesse *design* foi a adição de uma corrente intermediária entre as duas colunas que transporta a mistura azeotrópica na fase líquida da coluna de alta pressão, que tem maior temperatura, para coluna de baixa pressão, que tem menor temperatura. A adição da corrente intermediária visou também ao aumento de eficiência energética. O modelo termodinâmico utilizado foi o NRTL, em função do comportamento não-ideal da fase líquida, assim como sugerido em Da Silva, Martins Júnior, Ramos (2022). A fase vapor foi considerada ideal.

Na configuração do fluxograma, para simular as colunas de destilação utilizou-se a rotina RadFrac, que simula de forma rigorosa a destilação resolvendo as equações *MESH* (balanços de massa, balanços de energia, relações de equilíbrio e somatório das composições). É uma rotina comumente utilizada em problemas de destilação.

A Figura 8 mostra o fluxograma do processo PSD. A primeira coluna, também chamada de coluna de alta pressão (HPC), é alimentada pela mistura DIPE/IPA e tem como produtos o destilado, no topo da coluna, e produto de fundo, no fundo da coluna. O produto de fundo da coluna de alta pressão é rico em éter diisopropílico. Enquanto que o destilado é composto pela mistura DIPE/IPA próxima ao ponto azeotrópico à 10 atm. Esse destilado é bombeado para segunda coluna, denominada de coluna de baixa pressão (LPC). O produto de fundo da coluna de baixa pressão é concentrado em álcool isopropílico. Já o seu destilado é reciclado para a primeira coluna, tendo em vista que nele obtém-se a mistura próxima do ponto azeotrópico da mistura na pressão de 1 atm.



Figura 8 - Fluxograma do processo de destilação por mudança de pressão simulado.

Diferente de Da Silva, Martins Júnior, Ramos (2022), não foi utilizado a ferramenta *Calculator* para garantir a convergência da simulação. Tendo em vista a aplicação e avaliação de malhas de controle no sistema, optou-se por simular as colunas de forma desacoplada. A corrente intermediária foi introduzida entre as duas colunas. A mistura é transportada na fase líquida do estágio 6 da coluna de alta pressão para o estágio 7 da coluna de baixa pressão.

Os dados de alimentação do processo bem como condições e parâmetros operacionais são listados nas Tabelas 1 e 2.

rabela 1 – Dados da corrente de animentação da inistura azeotropica.			
Variável Valor		llor	
Fração molar de metanol	0,75		
Fração molar de clorofórmio	0,	25	
Vazão de alimentação (kmol/h)	10	00	
Temperatura (K)	328	3,25	
Pressão (atm)	1(),5	
Fonte: Da Silva, Martins Jui	nior, Ramos (2022).		
Tabela 2 – Dados operacionais das colunas	de alta (HPC) e alta (LF	C) pressao.	
Especificação das Colunas	Alta Pressao (HPC)	Baixa Pressao (LPC)	
Número de estágios	37	17	
Estágio de alimentação da mistura azeotrópica	7	14	
Estágio de alimentação do reciclo	9	-	
Estágio da corrente intermediária	6	7	
Vazão da corrente intermediária (kmol/h)	24,25	24,25	
Composição de base (DIPE/IPA – kg/kg)	0,995/0,005	0,005/0,995	
Composição de topo (DIPE/IPA – kg/kg)	0,693/0,307	0,833/0,167	
Vazão de destilado (kmol/h)	95,37	95,18	
Vazão de produto de fundo (kmol/h)	75,57	24,43	
Razão de refluxo	0,58	1,67	
Pressão (atm)	10	1	
Tipo de condensador	-	Total	
Tipo de refervedor	Total	-	
Diâmetro do vaso de refluxo (m)	1,51	1,93	
Comprimento do vaso de refluxo (m)	3,02	3,85	
Altura da base da coluna (m)	7,33	1,06	
Diâmetro da coluna (m)	1,76	1,57	

Tabela 1 – Dados da corrente de alimentação da mistura azeotrópica.

4.2.2 Simulação em regime transiente e configurações de controle

Para simular o sistema no regime transiente, é necessário habilitar a função "dinâmico" ainda no *Aspen PlusTM* para configurar informações adicionais antes de exportar a simulação para o *Aspen Plus DynamicsTM*. Foi escolhida a abordagem *Pressure Driven* para exportar a simulação, uma vez que considera o efeito da pressão nas correntes e queda de pressão nos equipamentos do processo.

No *Aspen Plus Dynamics*TM foram implementadas as estruturas de controle, conforme apresentado na Figura 9.





As malhas de controle regulatório buscam manter constante as pressões das colunas, os níveis de líquido nos vasos de refluxo e os níveis de líquido nas bases. Para controle das pressões das duas colunas foram inseridos os controladores HPC_PC e LPC_PC, a fim de controlar a pressão no topo da coluna de alta pressão bem como a pressão do vaso de refluxo da coluna de baixa pressão através da manipulação da válvula V8 e da carga térmica do condensador da coluna de baixa pressão, respectivamente. Isto é, manipulando a vazão de destilado na fase vapor da coluna de alta pressão e vazão de fluido refrigerante da coluna de baixa pressão. Depois, as malhas de controle de nível dos vasos de refluxo foram configuradas com os controladores VASO1_LC E VASO2_LC, que acionam a abertura das válvulas V4 e

V7, ou seja, os níveis dos vasos de refluxo são controlados através da manipulação da vazão dos destilados de cada coluna. Já o controle do nível de liquido nas bases das colunas foi feito por meio da adição dos controladores SUMP1_LC e SUMP2_LC conectados as válvulas V5 e V6 respectivamente, com o objetivo de manipular a vazão dos produtos de fundo.

Foram inseridos também os controladores de vazão AZ_FC e CL_FC. O primeiro com o objetivo de controlar a vazão da corrente de alimentação da mistura azeotrópica. Além de proporcionar a aplicação de distúrbios de vazão de alimentação. O segundo tem como objetivo controlar a vazão da corrente intermediária que transporta líquido da coluna de alta pressão para coluna de baixa pressão.

Para manter a razão de refluxo das colunas constantes, é feito o controle das vazões mássicas de refluxo. Isso é feito com a inserção dos multiplicadores RR1 e RR2 nas duas colunas. O sinal de entrada 1 dos multiplicadores é a vazão de destilado que é variável, enquanto que o sinal de entrada 2, que é constante, é a razão de refluxo. Dessa forma, as saídas dos multiplicadores proporcionam as devidas vazões de refluxo para manter as razões de refluxo constantes. Os valores das vazões de refluxo são os *setpoint* dos controladores RR1_C e RR2_C, que operam em cascata uma vez que seus *setpoints* são variáveis.

Com o objetivo de controlar as composições de éter diisopropílico, recuperado na coluna de alta pressão, e de álcool isopropílico que é recuperado na coluna de baixa pressão, utiliza-se o controle de composição por inferência por meio do controle de temperatura dos estágios mais sensíveis a variações de temperatura. Essa técnica é utilizada tendo em vista sua eficiência e economia em comparação à aquisição de sistemas de leitura e controle de concentração. Dessa forma, utilizou-se os controladores 25_TC e 14_TC para as colunas de alta e baixa pressão, respectivamente. Para o primeiro controlador, manipula-se a carga térmica do refervedor com objetivo de controlar a temperatura do estágio 25 e, consequentemente, a composição de éter diisopropílico na corrente de produto de fundo. Para o controlador 14_TC, é manipulado a razão de refluxo a fim de controlar a temperatura do estágio 14 da coluna de baixa pressão e assim controladores contam com os blocos de tempo morto denominados DT1 e DT2 com tempos de 1,0 minuto precedendo os controladores.

Para a determinação dos estágios mais sensíveis à mudança da temperatura foi aplicado o critério da inclinação, descrito por Luyben (2013). Esse critério estabelece o estágio mais sensível por meio da análise do perfil de temperatura ao longo da coluna, com o objetivo de identificar a maior inclinação entre estágios. O gráfico da diferença de temperatura entre

estágios adjacentes versus estágios facilita essa identificação. As Figuras 10 e 11 mostram os perfis de temperatura das colunas (a) e a diferença de temperatura entre estágios adjacentes versus número de estágios (b) das colunas de alta e baixa pressão respectivamente. A partir da análise dos resultados mostrados nas Figuras 10 e 11, conclui-se que os estágios com maior inclinação, e consequentemente mais sensíveis à mudança de temperatura, são os estágios 25 na coluna de alta pressão e 14 na coluna de baixa pressão. A Tabela 3 apresenta todos os controladores implementados e as variáveis manipuladas em cada malha.

Figura 10 - Critério do slope aplicado a coluna de alta pressão.



Figura 11 - Critério do slope aplicado a coluna de baixa pressão.





Controlador	Variável Manipulada
HPC PC	Vazão de destilado (Válvula V8)

IPC PC	Carga térmica do condensador da coluna de baixa pressão
	(Vazão de fluido de resfriamento do condensador)
VASO1_LC	Vazão de destilado (Válvula V4)
VASO2_LC	Vazão de destilado (Válvula V7)
SUMP1_LC	Vazão de produto de base (Válvula V5)
SUMP2_LC	Vazão de produto de base (Válvula V6)
AZ_FC	Percentual de abertura da Válvula V1
CL_FC	Percentual de abertura da Válvula V2
RR1_C	Vazão de refluxo da coluna de alta pressão (Válvula V3)
RR2_C	Vazão de refluxo da coluna de baixa pressão (Válvula V9)
25_TC	Carga térmica do refervedor da coluna de alta pressão (Vazão de vapor do refervedor)
14_TC	Razão de refluxo

Após a definição das malhas de controle, os controladores são inicializados para obterem os valores dos *setpoints*. Outro passo importante na configuração de controle é a definição da ação de controle.

_

Outro passo importante na configuração dos controladores é a definição do tipo de controlador bem como os parâmetros de sintonia. Os controladores de nível, de vazão e de pressão foram configurados de acordo com Luyben (2013). Os controladores de temperatura são do tipo Proporcional-Integral (PI) e foram sintonizados com o auxílio da ferramenta *Tune* em malha fechada, utilizando método Tyreus-Luyben (Tyreus e Luyben, 1992). A metodologia propões a aplicação de um distúrbio de \pm 5% na variável manipulada e após um determinado período é possível determinar o ganho e a constante de tempo. Em seguida foi possível calcular as constantes proporcional e integrativa dos controladores. Na Tabela 4, tem-se os parâmetros dos controladores implementados.

Controlador	Tipo	Ação	Setpoint	kC	τI
HPC_PC	PI	Direta	10 atm	20	12
LPC_PC	PI	Reversa	1 atm	20	12
VASO1_LC	Р	Direta	0,7545 m	2	9999
VASO2_LC	Р	Direta	0,9637 m	2	9999
SUMP1_LC	Р	Direta	4,1046 m	2	9999
SUMP2_LC	Р	Direta	0,9215 m	2	9999
AZ_FC	PI	Reversa	100 kmol/h	0,5	0,3
CL_FC	PI	Reversa	24,25 kmol/h	0,5	0,3
RR1_C	PI	Direta	Variável	0,5	0,3

Tabela 4 - Especificações dos controladores do fluxograma.

RR2_C	PI	Direta	Variável	0,5	0,3
25_TC	PI	Reversa	159,81 °C	31,71	7,92
14_TC	PI	Direta	78,65 °C	1,99	19,80

5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

A avaliação do comportamento dinâmico das principais variáveis no processo estudado é feita com o objetivo de verificar a eficiência das malhas de controles propostas, diante de distúrbios na corrente de alimentação do processo. Em indústrias químicas, os sistemas de separação são, geralmente, a última etapa do processo, tendo em vista que visam à purificação dos produtos desejados. Nesse sentido, a análise do sistema diante distúrbios, causados por mudanças em condições operacionais em equipamentos a jusante, é bastante importante. As principais variáveis a serem avaliadas são a composição do produto das colunas de alta e baixa pressão, as temperaturas dos estágios 25 da coluna de alta pressão e 14 da coluna de baixa pressão, as pressões de operação das duas colunas bem como a vazão da corrente intermediária.

Os comportamentos dessas variáveis foram analisados aplicando distúrbios aplicados na vazão e na composição da mistura na corrente de alimentação da coluna de alta pressão. Os distúrbios de vazão foram aplicados após 1 hora de simulação por meio da mudança do *setpoint* do controlador AZ_FC, mantendo a composição de alimentação fixa. Já os distúrbios de composição foram realizados alterando os valores das frações molares dos componentes da mistura de alimentação através da opção *Manipulate* também em 1 hora. A Tabela 5, mostra os valores dos distúrbios que foram aplicados. Os casos foram simulados durante 10 horas, tempo necessário para que a simulação atinja o regime estacionário.

Tabla 5 - Valores dos disturbios apricados na contene de annentação da coluna fil C.				
Variável	Valor inicial	Distúrbio 1	Distúrbio 2	
Vazão (kmol/h)	100	110	90	
Composição molar	0,75 DIPE	0,825 DIPE	0,675 DIPE	
	0,25 IPA	0,175 IPA	0,325 IPA	

Tabela 5 - Valores dos distúrbios aplicados na corrente de alimentação da coluna HPC

5.1 Respostas dinâmicas aos distúrbios de composição

Os resultados de fração molar dos produtos das colunas de alta e baixa pressão, de temperaturas dos estágios 25 da coluna de alta pressão e 14 da coluna de baixa pressão, de

pressões de operação das duas colunas e de vazão da corrente intermediária diante dos distúrbios de composição aplicados são mostrados nas Figuras 12 a 15.

Analisando a Figura 12, onde tem-se os comportamentos das frações molares de DIPE (a) e IPA (b) presentes nas correntes de produto de fundo das colunas de alta e baixa pressão respectivamente, percebe-se que as composições estão bem próximas ao valor desejado de 0,995. O desvio observado acontece devido à técnica de controle de inferência que foi implementada. Ou seja, o controle das composições nos produtos de fundo das duas colunas é feito através do controle dos estágios mais sensíveis às variações nas temperaturas. Embora exista um deslocamento, essa diferença é bem pequena, podendo chegar no máximo à 0,001 em valores absolutos, o que evidencia a eficiência da malha de controle implementada.

Figura 12 - Respostas dinâmicas da fração molar de (a) DIPE e (b) IPA após distúrbios na composição da corrente de alimentação.



A Figura 13 mostra as respostas dinâmicas da temperatura do prato 25 na coluna de alta pressão (a) e a temperatura do prato 14 na coluna de baixa pressão (c), que são as variáveis controladas, bem como o comportamento das variáveis manipuladas nessas malhas, ou seja, a carga térmica do refervedor da coluna de alta pressão (b) e a razão de refluxo da coluna de baixa pressão (d). Nessas malhas de controle observa-se que em aproximadamente 2 horas após a aplicação dos distúrbios positivo e negativo de composição, as variáveis já tendem a se estabilizar próximo ao valor de *setpoint*. O que corrobora a análise feita sobre os perfis de composição das correntes de produto do sistema, uma vez que o controle por inferência foi aplicado.

Figura 13 - Respostas dinâmicas das temperaturas e variáveis manipuladas das colunas aos distúrbios de composição da corrente de alimentação.



O controle das pressões de operação das duas colunas é ponto de atenção nos sistemas de destilação por mudança de pressão. Na Figura 14 são mostradas as respostas dinâmicas da pressão de operação da coluna de alta pressão (a) e da pressão de operação da coluna de baixa pressão (c) além do comportamento das variáveis manipuladas nessas malhas de controle (b) e (d). A pressão de operação da coluna de alta pressão apresenta uma tendência de estabilização no decorrer do tempo, sendo necessário um tempo maior para atingir o *setpoint* desejado. No entanto, a maior diferença observada em relação ao *setpoint* é de aproximadamente 0,0025 bar. Esse *offset* pode ser zerado ou diminuído mais rapidamente através da sintonia do controlador, contudo, a julgar pelo valor numérico de 0,0025, pode-se considerar que a variável já está controlada. Já a pressão de operação da coluna de baixa pressão apresenta valores próximos a especificação depois 2 horas após a aplicação dos distúrbios.

Figura 14 – Respostas dinâmicas das pressões das colunas e variáveis manipuladas aos distúrbios de composição da corrente de alimentação.



A estabilidade da vazão da corrente lateral é importante tendo em vista o controle regulatório das duas colunas, ou seja, é necessário garantir a estabilidade das vazões de líquido e gás nos pratos das colunas. A redução ou ampliação da vazão de uma das fases alteraria o perfil de temperatura e composição da coluna, dificultando a separação e a pureza dos produtos recuperados. Em relação aos resultados a malha de controle da vazão molar da corrente intermediária mostrados na Figura 15, percebe-se que a vazão molar (a) é controlada rapidamente após o distúrbio e, antes de 2 horas, atinge o valor do *setpoint*. Nesse sentido, podese afirmar que o sistema de controle proposto foi capaz de manter as principais variáveis controladas estáveis mesmo diante de distúrbios de $\pm 10\%$ na composição da mistura de alimentação.

Figura 15 - Respostas dinâmicas da vazão molar da corrente intermediária em função dos distúrbios de composição da corrente de alimentação.



5.2 Respostas dinâmicas aos distúrbios de vazão

Os resultados de fração molar dos produtos das colunas de alta e baixa pressão, de temperaturas dos estágios 25 da coluna de alta pressão e 14 da coluna de baixa pressão, de pressões de operação das duas colunas e de vazão da corrente intermediária diante dos distúrbios de $\pm 10\%$ aplicados na vazão de alimentação são mostrados nas Figuras 16 a 19.

Figura 16 - Respostas dinâmicas da fração molar de (a) DIPE e (b) IPA após distúrbios na vazão da corrente de alimentação.



Com relação aos resultados de composição molar das correntes de produto de fundo nas quais são recuperados o éter diisopropílico (a) e álcool isopropílico (b), percebe-se, por meio da análise da Figura 16, que as composições se mantêm bem próximas a especificação de 99,5% tanto para distúrbios positivos e negativos de 10%. Foram observadas variações de no máximo de 0,00071 para – 10% de vazão e no mínimo de 0,00066 para +10% de vazão, comprovando

o controle das frações molares dos componentes da mistura. Como explicado, esse desvio está relacionado ao controle por inferência implementado.

A Figura 17 mostra os resultados dos comportamentos das temperaturas dos pratos 25 (a) e 14 (c) das colunas de alta e baixa pressão respectivamente, e o comportamento das variáveis manipuladas nessas malhas de controle (b) e (d). No gráfico de temperatura do estágio 25, observa-se que em torno 2 horas após a aplicação dos distúrbios, a temperatura já estabiliza em valores próximos ao *setpoint*. No gráfico de temperatura do estágio 14, nota-se um comportamento oscilatório nas primeiras horas, no entanto esse erro é diminuído ao longo do tempo até que a temperatura atinja o *setpoint*. Percebe-se que embora tenha-se obtido uma temperatura bem próxima ao *setpoint* com essa estrutura de controle, é necessário mais tempo para que a temperatura se atinja o *setpoint*.





Na Figura 18 são mostradas as respostas dinâmicas da pressão de operação da coluna de alta pressão (a) e da pressão de operação da coluna de baixa pressão (c) além do comportamento das variáveis manipuladas nessas malhas de controle (b) e (d). A pressão de operação da coluna de alta pressão apresenta um comportamento parecido com o resultado obtido para distúrbios de composição. É preciso um tempo de simulação maior para que seja possível observar a pressão atingir o valor do *setpoint*, porém a variável já apresenta valores estáveis e bem próximos ao *setpoint*. Já a pressão de operação da coluna de baixa pressão apresenta valores a presenta valores próximos a especificação depois 2 horas após a aplicação dos distúrbios e a sua tendência é cada vez mais se aproximar do *setpoint*.

Figura 18 - Respostas dinâmicas das pressões das colunas e variáveis manipuladas aos distúrbios de vazão da corrente de alimentação.



Para aos resultados a malha de controle da vazão molar (a) da corrente intermediária dado os distúrbios na vazão de alimentação mostrados na Figura 19, percebe-se que a vazão molar também é controlada rapidamente após o distúrbio e, antes de 2 horas, atinge o valor do *setpoint*. Nesse caso, em comparação aos distúrbios de composição percebe-se um *overshoot*

menor. O controle da vazão da corrente intermediária facilita o controle das composições dos produtos de fundo uma vez que a estabilidade dessa vazão contribui com a estabilidade do perfil de composição e temperatura da coluna, impactando diretamente nas cargas térmicas e nas vazões de refluxo das colunas.





6. CONCLUSÃO

Este trabalho objetivou a simulação do processo de destilação por mudança de pressão da mistura azeotrópica (DIPE/IPA) com corrente lateral e integração térmica total nos regimes estacionário e transiente.

No Aspen PlusTM, foi possível simular rigorosamente a configuração PSD proposta por Da Silva, Martins Júnior, Ramos, (2022). Diferentemente desse trabalho, a integração térmica total do condensador da coluna de alta pressão com o refervedor da coluna de baixa pressão foi feita sem o auxílio da ferramenta *Calculator*, como proposto por eles, mas sim através do desacoplamento do condensador e refervedor de suas respectivas colunas.

No Aspen Plus DynamicsTM, foram criadas malhas de controle para pressões das colunas, níveis dos vasos de refluxo, níveis das bases, temperaturas dos estágios mais sensíveis, vazões de refluxo, vazão de alimentação e vazão da corrente intermediária. Através da aplicação de distúrbios de $\pm 10\%$ na vazão de alimentação e $\pm 10\%$ na composição de alimentação foi possível avaliar a eficiência das malhas de controle propostas. Os resultados mostram que as malhas de controle desempenharam com eficácia o controle do processo.

O controle da vazão da corrente lateral desempenha um papel importante no controle regulatório das colunas tendo em vista a distribuição das fases nos pratos das colunas. A estabilidade dessa variável garante a facilidade do controle de composição uma vez que contribui com a estabilidade do perfil de composição e temperatura das colunas. A falta de controle da vazão da corrente lateral impactaria e sobrecarregaria outras variáveis, como a carga térmica e a vazão de refluxo. Isso porque a adição ou redução da vazão da corrente lateral alteraria os perfis de equilíbrio das colunas dificultando a ação de controle das malhas de composição de produtos.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

BATTISTI, R.; CLAUMANN, C. A.; MARANGONI, C.; MACHADO, R. A. Optimization of pressure-swing distillation for anhydrous ethanol purification by the simulated annealing algorithm. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, v. 36, p. 453-469, 2019.

CAO, Y.; HU, J.; JIA, H.; BU, G.; ZHU, Z.; WANG, Y. Comparison of pressureswing distillation and extractive distillation with varied-diameter column in economics and dynamic control. **Journal of Process Control**, v. 49, p. 9-25, 2017.

DA SILVA, L. M.; MARTINS JÚNIOR, M. C.; RAMOS, W. B. Otimização do processo de destilação por mudança de pressão com corrente intermediária para separação da mistura azeotrópica Éter Diisopropílico/Álcool Isopropílico. **Research, Society and Development**, v. 11, n. 7, 2022.

FULGUERAS, A. M.; KIM, D. S.; CHO, J. Modeling and optimization study of pressure-swing distillation for the separation process of acetone-methanol mixture with vapor-liquid equilibrium analysis. Journal of Chemical Engineering of Japan, v. 49, n. 2, p. 84-96, 2018.

GALANIDO, R. J.; KIM, D. S.; CHO, J. Separation of Methanol-Chloroform Mixture Using Pressure-Swing Distillation: Modeling and Optimization. Korean J. Chem. Eng., v. 37, p. 850-865, 2020.

GONÇALVES, R. C. de F. Análise Energética do Processo de Destilação por Mudança de Pressão. 2021. 62p. Trabalho de Conclusão de Curso. Engenharia Química. Universidade Federal de Campina Grande. Campina Grande, Paraíba. 2021.

HORSLEY, L.H. Azeotropic Data - IIL Advances in Chemistry Series 116. American Chemical Society. 1973.

KANSE, N. G.; MATONDKAR, D.; BANE, S.; & MATONDKAR, P. Overview of Pressure-Swing Distillation Process for Separation of Azeotropic Mixture. International Journal of Research and Analytical Reviews, v. 6, p. 674-678, 2019.

LIU, Z.; XU, D.; MA, Y.; ZHU, J.; GAO, J.; SHI, P.; MA, X.; WANG, Y. Liquid-liquid equilibrium determination and thermodynamics modeling for extraction of isopropanol from its aqueous solution. **Fluid Phase Equilibria**, v. 458, p. 40-46, 2018.

LUO, H.; LIANG, K.; LI, W.; LI, Y.; XIA, M.; XU, C. Comparison of pressure-swing distillation and extractive distillation methods for isopropyl alcohol/diisopropyl ether separation. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 53, n. 39, p. 15167-15182, 2014.

LUYBEN, W. L. Pressure-swing distillation for minimum-and maximum-boiling homogeneous azeotropes. **Industrial & engineering chemistry research**, v. 51, n. 33, p. 10881-10886, 2012.

LUYBEN, W. L. **Distillation design and control using Aspen simulation**. John Wiley & Sons, 2013.

LUYBEN, W. L. Importance of pressure-selection in pressure-swing distillation. **Computers & Chemical Engineering**, v. 149, p. 107279, 2021.

MAO, W.; CAO, Y.; SHEN, R.; ZHOU, J.; ZHOU, X.; LI, W. Heat integrated technology assisted pressure-swing distillation for the mixture of ethylene glycol and 1, 2-butanediol. **Separation and Purification Technology**, v. 241, p. 116740, 2020.

REIS, M. H. M. Desenvolvimento de um Programa para Geração de Mapas de Curvas Residuais e Aplicação a Processos de Destilação Azeotrópica e Extrativa. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Estadual de Campinas, São Paulo, 2002.

SALLUM, A. L. Análise técnico-econômica do processo de produção do álcool isopropílico. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química) - Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2023.

SEADER, J. D.; HENLEY, E. J.; ROPER, D. K. Separation Process Principles. 3rd Ed. New Jersey: John Wiley & Sons, 2011.

SHI, T.; CHUN, W.; YANG, A.; JIN, S.; SHEN, W.; REN, J.; GU, J l. The process control of the triple-column pressure-swing extractive distillation with partial heat integration. **Separation and Purification Technology**, v. 238, p. 116416, 2020.

TYREUS, B. D.; LUYBEN, W. L. **Tuning of PI controllers for integrator dead t processes.** Industrial and Engineering Chemistry Research, 31, 2625–2628, 1992.

WANG, Y.; MA, K.; YU, M.; DAI, Y.; YUAN, R.; ZHU, Z.; GAO, J. An improvement scheme for pressure-swing distillation with and without heat integration through an intermediate connection to achieve energy savings. **Computers & Chemical Engineering**, v. 119, p. 439-449, 2018.

WEI, H. M.; WANG, F.; ZHANG, J. L.; LIAO, B.; ZHAO, N.; XIAO, F. K.; WEI, W.; SUN, Y. H. Design and Control of Dimethyl Carbonate-Methanol Separation Via Pressure-Swing Distillation. *Ind. Eng. Chem. Res.*, n. 52, p. 11463-11478, 2013.

ZHANG, Q.; LIU, M.; Li, C.; ZENG, A. Heat-integrated pressure-swing distillation process for separation of the maximum-boiling azeotrope diethylamine and methanol. **Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers**, v. 93, p. 644-659, 2018.

ZHANG, Q.; ZENG, A.; MA, Y.; YUAN, X.; GAO, J. Dynamic control analyses of eco-efficient partially heat-integrated side-stream pressure-swing distillation processes. **Separation and Purification Technology**, v. 239, p. 116571, 2020.