



Universidade Federal de Campina Grande
Centro de Ciências e Tecnologia
Unidade Acadêmica de Engenharia Química
Programa De Pós-Graduação em Engenharia Química

Controle do Processo de Destilação por Mudança de Pressão
Utilizando Colunas com Diâmetro Variável

Márcia Camila da Silva

Campina Grande – PB
Agosto de 2020

Márcia Camila da Silva

**Controle do Processo de Destilação por Mudança de Pressão Utilizando
Colunas com Diâmetro Variável**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Campina Grande, como parte dos requisitos exigidos para obtenção do título de mestre em Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. Wagner Brandão Ramos

Campina Grande – PB

Agosto de 2020

S586c

Silva, Márcia Camila da.

Controle do processo de destilação por mudança de pressão utilizando colunas com diâmetro variável / Márcia Camila da Silva. - Campina Grande, 2020.

61f. : il. Color.

Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Ciência e Tecnologia, 2020.

"Orientação: Prof. Dr. Wagner Brandão Ramos".

Referências.

1. Destilação. 2. Diâmetro Variado. 3. Pressure - Swing. 4. Simulação. 5. Controle - Destilação. I. Ramos, Wagner Brandão. II. Título.

CDU 66.048(043)

**Controle do Processo de Destilação por Mudança de Pressão Utilizando
Colunas com Diâmetro Variável**

DISSERTAÇÃO APROVADA EM: 17 / 09 / 2020

EXAMINADORES:



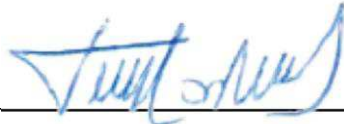
Prof. Dr. Wagner Brandão Ramos

Orientador



Profa. Dra. Karoline Dantas Brito

Examinadora Interna



Prof. Dr. Luis Gonzaga Sales Vasconcelos

Examinador Interno



Dr. Sebastião Araújo Coutinho (SUNA Engenharia)

Examinador Externo

Campina Grande – PB

Agosto de 2020

AGRADECIMENTOS

Agradeço primeiramente à Deus, que sempre ouviu minhas orações, me dando forças para seguir sempre, independente das dificuldades do dia a dia, por guiar, iluminar e me dar sabedoria para alcançar meus objetivos e metas.

Aos meus pais, Francinete e Márcio, que me deram suporte durante todos esses anos e principalmente amor e carinho, acreditaram junto comigo no meu sonho e nunca mediram esforços para me dar todas as ferramentas possíveis para eu alcançar tudo o que desejo.

À minha filha amada, Ester, que mesmo não entendendo, é a principal responsável por não me deixar desistir, que me mostra todos os dias o que é amor e me ensina que sempre posso ser melhor.

Ao meu esposo, Pedro Neto, que batalhou comigo acordando cedo e algumas vezes indo comigo nas diversas viagens, e principalmente que teve muita paciência e compreensão comigo.

À minha irmã, Malena, por me incentivar, cobrar e reclamar quando preciso, me encoraja todos os dias, divide comigo tristezas e multiplica alegrias.

Às minhas amigas, Thamires Carvalho, Jéssica Oliveira, Bruna Costa e Karol Freire, que durante esses anos tornaram-se pessoas muito especiais para mim, fazendo com que os dias se tornassem cada vez mais tranquilos e divertidos.

Ao meu orientador Wagner Brandão Ramos, pela confiança que depositou em mim quando aceitou me orientar. Pela paciência, incentivo e conhecimentos passados ao longo da formação da dissertação.

À CAPES, pela concessão da bolsa de mestrado.

Meu agradecimento a todos que colaboraram de alguma forma para realização de mais uma etapa em minha vida.

“A persistência é o menor caminho do êxito”.

(Charles Chaplin)

SILVA, M. C. **Controle do Processo de Destilação por Mudança de Pressão Utilizando Colunas com Diâmetro Variável**. 2020. 44 p. Mestrado em Engenharia Química. Universidade Federal de Campina Grande. Campina Grande, PB.

RESUMO

A destilação é o processo mais importante para as indústrias na separação de misturas. Uma mistura azeotrópica precisa de métodos específicos de destilação para separar os seus componentes e um desses métodos é o *pressure-swing*, onde utilizando duas colunas de destilação com pressões diferentes, pode-se deslocar o ponto azeotrópico entre os componentes da mistura e obter as substâncias praticamente puras. Entretanto, a destilação *pressure-swing* na sua forma mais simples pode apresentar um elevado consumo energético, se comparado aos demais métodos de separação. Algumas modificações no *design* podem ser feitas no processo para torná-lo mais economicamente atrativo. Dentre estas mudanças, podemos citar a utilização de colunas com diâmetro variado, que pode reduzir significativamente o custo de capital. Além de mudanças no *design*, a determinação de uma estrutura de controle do processo também é indispensável. O controle se faz necessário para que se tenha um processo operando de forma segura e para que os produtos, de topo e base, permaneçam dentro das especificações desejadas, após distúrbios que normalmente ocorrem no processo. Dentro deste contexto, este trabalho surgiu com o intuito de avaliar o desempenho do controle do processo de separação *pressure-swing* utilizando-se colunas com diâmetro variado (CDV). O desempenho do controle do processo utilizando CDV foi comparado com o do processo utilizando colunas com diâmetro uniforme (CDU), diante de distúrbios na alimentação através de sinais PRBS (Sequência Binária Pseudo-Aleatória). A Integral do Erro Quadrático (ISE) foi o critério utilizado para comparar o desempenho de ambos os casos. De acordo com os resultados obtidos, o sistema simulado com colunas com diâmetro uniforme apresentou menores valores de ISE para a composição dos produtos para a maioria dos distúrbios testados.

Palavras chave: destilação, diâmetro variado, *pressure-swing*, simulação, controle.

SILVA, M. C. **Control of Pressure-Swing Distillation Process Using Variable Diameter Columns**. 2020. 44 p. Master degree in Chemical Engineering. Federal University of Campina Grande. Campina Grande, PB.

ABSTRACT

Distillation is the most important industrial process for separating mixtures. An azeotropic mixture needs specific distillation methods to separate its components and one of these methods is pressure-swing distillation (PSD), which uses two distillation columns operating at different pressures. The azeotropic point can be shifted due pressure variation and obtain the substances practically pure. However, pressure-swing distillation in its simplest form can present a high energy consumption, when compared to other separation methods. Some design modifications can be made in the process to make it more economically attractive. Among these changes, we can mention the use of columns with varied diameter (VDC), which can significantly reduce the capital costs. In addition to design changes, determining a process control structure is also indispensable. Control is necessary for a process to operate safely and for the top and bottom products to remain within the desired specifications after disturbances that normally occur in the process. Within this context, this work appeared in order to evaluate the performance of the control of the pressure-swing separation process using columns with varied diameter (VDC). The performance of the process control using VDC was compared with that of the process using columns with uniform diameter (UDC), in face of disturbances in the feeding through PRBS signals (Binary Sequence Pseudo-Random). The Integral Square Error (ISE) was the criterion used to compare the performance of both cases. According to the results obtained, the simulated system with columns with uniform diameter showed lower ISE values for the composition of the products for most of the tested disturbances.

Keywords: distillation, varied diameter, pressure-swing, simulation, control.

Lista de Figuras

Figura 1. Esquema de coluna de destilação.....	18
Figura 2. Diagrama T-xy para a mistura acetona-metanol.....	21
Figura 3. Esquema do processo de destilação por mudança de pressão da mistura acetona-metanol.....	28
Figura 4. Fluxograma desenvolvido no simulador Aspen Plus para o sistema de colunas com diâmetro uniforme e diâmetro variado.....	28
Figura 5. Perfis de temperatura para as colunas (a) T101 e (b) T102.....	29
Figura 6. Perfis de pressão para as colunas (a) T101 e (b) T102.....	30
Figura 7. Gráfico que relaciona o fator de fluxo com o espaçamento dos pratos.....	32
Figura 8. Diferença de temperatura nos estágios da coluna T101 com diâmetro uniforme.....	36
Figura 9. Diferença de temperatura nos estágios da coluna T102 com diâmetro uniforme.....	37
Figura 10. Diferença de temperatura dos estágios da coluna T101 com diâmetro variado.....	37
Figura 11. Diferença de temperatura dos estágios da coluna T102 com diâmetro variado.....	37
Figura 12. Fluxograma do processo no Aspen Dynamics.....	38
Figura 13. PFD do processo de destilação pressure-swing com diâmetro uniforme.....	40
Figura 14. Variação do diâmetro da coluna em relação aos estágios da coluna T101.....	40
Figura 15. Variação do diâmetro da coluna em relação aos estágios da coluna T102.....	41
Figura 16. PFD do processo de destilação pressure-swing com diâmetro variado.....	42
Figura 17. Respostas dinâmicas após distúrbios na vazão de alimentação: (a) fração molar de metanol na CDU, (b) fração molar de metanol na CDV.....	44
Figura 18 - Respostas dinâmicas após distúrbios na vazão de alimentação: (a) fração molar de acetona na CDU, (b) fração molar de acetona na CDV.....	44
Figura 19. Respostas dinâmicas após distúrbios na vazão de alimentação: (a) temperatura da CDU T101, (b) temperatura da CDV T101, (c) temperatura da CDU T102 e (d) temperatura da CDV T102.....	45
Figura 20. Respostas dinâmicas após distúrbios na composição de alimentação: (a) fração molar de metanol na CDU, (b) fração molar de metanol na CDV.....	46
Figura 21. Respostas dinâmicas após distúrbios na composição de alimentação: (a) fração molar de acetona na CDU, (b) fração molar de acetona na CDV.....	46

Figura 22. Respostas dinâmicas após distúrbios na composição de alimentação: (a) temperatura da CDU T101, (b) temperatura da CDV T101, (c) temperatura da CDU T102 e (d) temperatura da CDV T102.....	47
Figura 23.. Respostas dinâmicas após distúrbios simultâneos na vazão e composição de alimentação: (a) fração molar de metanol na CDU.....	48
Figura 24. Respostas dinâmicas após distúrbios simultâneos na vazão e composição de alimentação: (a) fração molar de acetona na CDU, (b) fração molar de acetona na CDV	48
Figura 25. Respostas dinâmicas após distúrbios simultâneos na vazão e composição de alimentação: (a) temperatura da CDU T101, (b) temperatura da CDV T101, (c) temperatura da CDU T102 e (d) temperatura da CDV T102	48

Lista de Tabelas

Tabela 1. Dados das correntes da planta de destilação por Pressure Swing. .	28
Tabela 2. Dados de especificação das colunas com diâmetro uniforme e diâmetro variado.....	29
Tabela 3. Dados de entrada utilizados no Design Specification em ambos os casos	30
Tabela 4. Dados de dimensionamento das colunas T101 e T102.....	35
Tabela 5. Especificações dos controladores do fluxograma completo sem integração térmica	38
Tabela 6. Dados de entrada e os resultados obtidos	39
Tabela 7. Diâmetros das colunas uniformes	41
Tabela 8. Diâmetros das colunas de diâmetro variado	41
Tabela 9 - Dados dos fluxogramas de processo com CDU e CDV	42

Sumário	
ABSTRACT	7
Sumário	11
1. Introdução	12
2. Objetivos	16
2.1. Objetivo Geral	16
2.2. Objetivos Específicos	16
3. Revisão Bibliográfica	17
3.1. Destilação	17
3.2. Azeótropos	19
3.2.1. Destilação por mudança de pressão (<i>Pressure-swing</i>)	19
3.2.2. Mistura acetona-metanol	20
3.3. Coluna com diâmetro variado	21
3.4. Controle de processos	22
3.4.1. Critérios de desempenho	23
3.5. Simulação de processos	25
3.5.1. Aspen Plus	25
4. Modelagem e Simulação	27
4.1. Simulações em regime estacionário	27
4.1.1. Design Specification	30
4.2. Determinação dos diâmetros das colunas	31
4.3. Simulações em regime transiente	33
5. Resultados e Discussões	38
5.1. Simulações em regime estacionário	39
5.1.1. Cálculo do diâmetro das colunas	40
5.2. Simulações em regime transiente	43
6. Conclusões e Sugestões para trabalhos futuros	50
Referências Bibliográficas	51
APÊNDICE A	55

1. Introdução

A coluna de destilação é o equipamento de separação mais utilizado nas indústrias químicas, petroquímicas e agroindustriais, incorporadas a processos que são, por natureza, dinâmicos, isto é, variam continuamente no tempo, seja por interferências externas, seja por mudanças - voluntárias e/ou involuntárias - na operação.

Na coluna de destilação ocorre a troca de massa e energia, que é realizada em contracorrente: enquanto o líquido desce ao longo da coluna o vapor sobe, ocorrendo então essa transferência. Em cada prato da coluna as fases líquido e vapor encontram-se em equilíbrio.

A separação dos constituintes está baseada nas diferenças de suas volatilidades. O líquido e o vapor contêm, em geral, os mesmos componentes, mas em quantidades relativas diferentes. O efeito final é o aumento da concentração do componente mais volátil no vapor e do componente menos volátil no líquido (FOUST, 1982 *apud* CADORE, 2011).

Vários métodos são utilizados para realizar a separação de misturas nos processos industriais, sendo a destilação o principal método de separação. Quando a mistura é quase ideal, processos convencionais de destilação são utilizados, mas, quando há a formação de azeótropos ou misturas com ponto de ebulição muito próximos, existe a necessidade de utilizar métodos especiais de destilação, como por exemplo, destilação azeotrópica, destilação extrativa ou destilação por mudança de pressão (*pressure-swing*) (GIL *et al.*, 2009; CAO *et al.*, 2017).

Nos casos de misturas que formam azeótropos, os componentes que constituem a mistura apresentam, em um dado valor de composição, um ponto de ebulição constante, fazendo com que o comportamento da mistura se assemelhe ao de uma substância pura. O azeotrópo pode ser de mínimo, onde a temperatura de ebulição da mistura é menor do que a temperatura de ebulição das substâncias puras, ou pode ser azeotrópo de máximo, onde a temperatura de ebulição da mistura é maior do que a temperatura de ebulição das substâncias puras (MANGILI e SOUZA, 2016).

A destilação da mistura acetona-metanol é bastante atrativa devido a sua viabilidade econômica, visto que estes compostos podem ser utilizados posteriormente em inúmeros processos. Para a separação dessa mistura, podemos utilizar a destilação extrativa, utilizando a água como solvente ou aplicar o método de destilação por mudança de pressão (*Pressure Swing*), pois este azeótropo é sensível à pressão (EBERHARDT, 2013).

O método *Pressure Swing Distillation* (PSD), ou destilação por mudança de pressão, consiste na configuração em que duas colunas de destilação operam em série a pressões distintas (KNAPP e DOHERTY, 1992). De acordo com Mangili (2016), a diferença de pressão é responsável pela alteração da volatilidade da mistura, de modo a tornar a separação efetiva. Este processo é bastante empregado na separação de misturas azeotrópicas homogêneas como THF-água, acetonitrila-água, metanol-água, metanol-metilcetona e acetona-metanol (PEREIRA SANTANA, 2012). Para os azeótropos de mínimo as correntes de fundo são retiradas como produto. Além disso, o processo permite a possibilidade de uma integração térmica entre as colunas, de modo a otimizar e diminuir a carga térmica (LUYBEN, 2008).

Na separação de misturas azeotrópicas, entre elas a mistura acetona-metanol, geralmente são utilizadas colunas com diâmetro uniforme, mas, atualmente colunas com diâmetro variável têm sido avaliadas na literatura. Adotar colunas com diâmetro variável (*Varied Diameter Column - CDV*), faz com que o diâmetro em diferentes seções seja adequado, a fim de melhorar o desempenho do sistema hidráulico, evitar problemas durante operação com baixa carga e melhorar a eficiência do prato. Além disso, a utilização de colunas com diâmetro variado (CDV) pode reduzir significativamente o custo de investimento. O diâmetro da coluna é determinado pelo fluxo de gás e de líquido na coluna (CAO *et al.*, 2017).

Cao *et al.* (2017) explicam, no entanto, que apesar de haver muitos estudos publicados acerca da destilação por mudança de pressão e destilação extrativa, os processos são sempre adotados com colunas de diâmetros uniformes. Porém, colunas de diâmetro variável têm sido usadas na indústria cada vez mais, onde a CDV é adotada em casos onde o fluxo de gás e de líquido em diferentes seções da coluna variam consideravelmente. Sendo assim, para uma dada taxa

de fluxo, o diâmetro da coluna requerido é máximo utilizando os pratos do tipo *bubble caps* e mínimo utilizando os *sieves trays* (HENLEY e SEADER, 1981).

Os processos químicos, variam continuamente com o tempo, seja por interferências externas, seja por mudanças na operação. É necessário então, monitorar e ser hábil para induzir mudanças em algumas das variáveis do processo para alcançar os objetivos básicos da operação de um processo químico.

O controle de processos é a base fundamental da automação industrial e consiste num ciclo no qual instrumentos de medição são ligados a um sistema de controle, que analisa os dados enviados pelo instrumento, compara e gera um sinal resposta, o qual atuará nos dispositivos inseridos no processo. Este ciclo de atualização compara os valores das variáveis manipuladas com os valores das variáveis controladas para, deste modo, gerar a resposta desejada (BOJORGE, 2014).

Wang et al. (2019), avaliaram a separação dos azeótropos metanol-clorofórmio e n-heptano-isobutanol). A separação via PSD-CDV com foco na integração de calor foi investigada. Os autores mostraram que o TAC foi reduzido significativamente ao utilizar CDV-PSD com integração de calor. As estruturas de controle com e sem integração de calor demonstraram que o CDV-PSD com integração de calor não precisa de esquemas de controle especiais e pode ser controlado efetivamente, como o PSD com integração térmica e diâmetro uniforme. Os testes da estrutura de controle foram realizados aplicando distúrbios do tipo degrau na alimentação do processo e as respostas dinâmicas foram avaliadas de forma qualitativa. Os autores enfatizam que diferentes tipos de sistemas azeotrópicos devem ser estudados no futuro para examinar mais a fundo os efeitos econômicos e de controle, que irão beneficiar o design do PSD e a aplicação industrial.

Cao et al. (2017) avaliaram a controlabilidade de colunas com diâmetro variado, comparando o desempenho entre a destilação extrativa e a destilação por mudança de pressão. O sistema acetona-metanol foi utilizado como estudo de caso para investigação da controlabilidade. Os autores concluíram que uma estrutura simples de controle é capaz de controlar bem o processo de destilação

extrativa, ou por mudança de pressão, utilizando CDV, no entanto os autores não compararam com a controlabilidade utilizando colunas com diâmetro uniforme (CDU). Para tal estudo, foram aplicados distúrbios na alimentação, do tipo degrau, e os resultados foram analisados de forma qualitativa. Os autores enfatizam que ainda são necessários mais estudos, utilizando outros estudos de caso, para se obter uma conclusão mais contundente acerca do controle de processos com CDV.

Considerando que colunas com diâmetro variado podem trazer benefícios em termos de custos de capital, o presente trabalho tem como objetivo contribuir com a literatura avaliando o controle do processo destilação *pressure-swing* utilizando colunas com diâmetro variado. A separação da mistura acetona-metanol será utilizada como estudo de caso. O desempenho do processo utilizando CDV será comparado com o processo utilizando colunas com diâmetro uniforme (CDU). Serão aplicados distúrbios na alimentação, do tipo PRBS, e o desempenho será medido, de forma quantitativa, utilizando a Integral do Erro Quadrático (ISE).

2. Objetivos

2.1. Objetivo Geral

Avaliar o controle do processo de destilação por mudança de pressão (*pressure swing*) para a separação da mistura acetona-metanol, utilizando colunas com diâmetro uniforme e colunas com diâmetro variável.

2.2. Objetivos Específicos

1. Simular o processo de destilação por mudança de pressão com colunas de diâmetro uniforme, nos regimes estacionário e transiente;
2. Simular o processo de destilação por mudança de pressão com colunas de diâmetro variável, nos regimes estacionário e transiente;
3. Avaliar o desempenho dinâmico dos modelos em regime transiente após a aplicação de distúrbios na alimentação, através de sinais PRBS;
4. Comparar os resultados, com base na Integral do Erro Quadrático (ISE), obtidos de ambos os modelos (colunas de diâmetro uniforme e diâmetro variável).

3. Revisão Bibliográfica

3.1. Destilação

Processos de separação estão presentes em uma grande variedade de plantas industriais e apresentam importância fundamental em termos de purificação de produtos. Contudo, a separação de componentes de misturas não é uma operação simples, o que é devido à presença de não idealidades nas fases da mistura (BLACK e DITSLER, 1972).

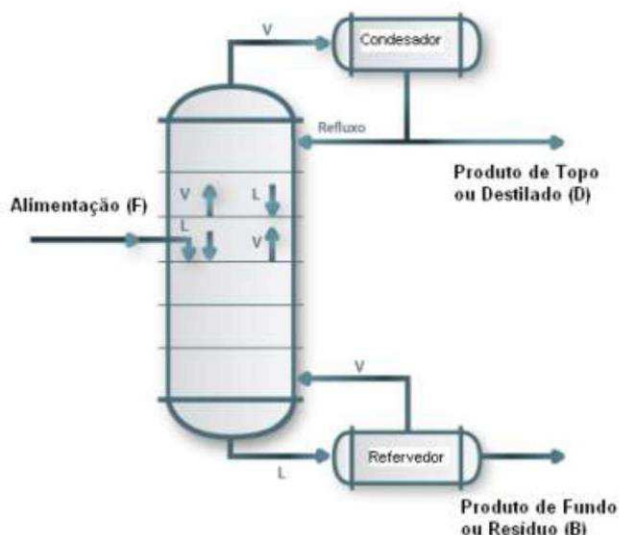
A fase líquida e a fase vapor contém, em geral, as mesmas espécies, com concentrações relativamente diferentes. A fase líquida está em seu ponto de bolha e a fase vapor em seu ponto de orvalho. Assim, ocorre transferência simultânea de massa da fase líquida pela vaporização e da fase vapor pela condensação. O efeito final deste processo é o aumento da concentração da espécie mais volátil no vapor e da espécie menos volátil no líquido. O processo de vaporização e a condensação envolvem calores latentes de vaporização das espécies envolvidas, e os efeitos térmicos gerados pelos componentes devem entrar nos cálculos da coluna de destilação. Numa solução ideal, a volatilidade pode ser relacionada diretamente a pressão de vapor dos componentes puros. Nas soluções não ideais não existe uma relação simples (GOMIDE, 1998).

Na Figura 1, observamos o esquema de uma coluna de destilação simples, onde a alimentação é separada em produto de topo e produto de base. O destilado (D) ou produto de topo é o componente mais volátil da mistura e o resíduo ou produto de base (B) é o componente menos volátil. Entretanto, quando os componentes envolvidos no processo de separação possuem baixa volatilidade ou formam um azeótropo, faz-se necessário o uso de processos de destilação específicos, como por exemplo, destilação azeotrópica, destilação extrativa e destilação por mudança de pressão (KISTER e HENRY, 1992).

A destilação por mudança de pressão baseia-se na variação das composições azeotrópicas sob diferentes pressões. A separação eficiente é obtida usando duas colunas operando a pressões diferentes, que são determinadas pela variação da composição do azeótropo com a pressão. No caso da destilação extrativa as volatilidades dos componentes a serem separados são alteradas usando um componente adicional. O azeótropo é

separado usando duas colunas: as colunas extrativa e de recuperação de solvente. Dois produtos de alta pureza são obtidos no topo das duas colunas, e o solvente recuperado no fundo da coluna de recuperação de solvente é reciclado para a coluna extrativa (CAO *et al*, 2017).

Figura 1. Esquema de coluna de destilação



Fonte: <http://labvirtual.eq.uc.pt/siteJoomla/index>

Até o momento, muitos estudiosos fizeram comparações entre destilação por mudança de pressão e destilação extrativa através de simulação em regime estacionário e transiente. Por exemplo, Luo *et al.* (2014) exploraram a destilação por mudança de pressão e a destilação extrativa para separar a mistura álcool isopropílico-éter diisopropílico; o design ideal e o controle dinâmico dos dois processos foram investigados e comparados. Hosgor *et al.* (2014) compararam os dois processos para separação da mistura metanol-clorofórmio e exploraram a controlabilidade da destilação por mudança de pressão com base em vantagens econômicas.

Cao *et al.* (2017) explica que, apesar de haver muitos estudos publicados acerca da destilação por diferença de pressão e destilação extrativa, os processos sempre apresentam colunas de diâmetro uniforme. Porém, colunas de diâmetro variável têm sido usadas cada vez mais na indústria. Na publicação Cao *et al.* (2017) afirma que é necessário estudar cada azeotropo para então

decidir qual método de destilação é mais vantajoso economicamente no uso da coluna com diâmetro variado. Cinco azeótropos foram estudados e no caso da mistura acetona-metanol, que é o estudado neste trabalho, encontrou-se que a destilação por meio de variação de pressão (*pressure-swing*) se torna mais atrativa economicamente e tem uma melhor controlabilidade do sistema.

3.2. Azeótropos

Pode-se notar uma mistura azeotrópica quando a composição da fase líquida é igual a composição da fase vapor em um determinado ponto.

Nesse ponto, constata-se que a mistura não exibe um comportamento ideal, ou seja, existem desvios significativos da Lei de Raoult. As espécies que possuem temperaturas de ebulição próximas têm maior probabilidade de exibirem azeótropos do que aquela mistura que não possuem pontos de ebulição próximos (WIDAGDO e SEADER, 1996).

Quando o coeficiente de atividade é maior que a unidade, desvios positivos em relação a lei de Raoult são identificados, as moléculas do sistema repelem-se e percebe-se uma alta pressão parcial. Nota-se então a formação de um azeótropo de mínimo ponto de ebulição ou de máxima pressão. Se o coeficiente de atividade for menor que a unidade, temos então desvios negativos em relação a lei de Raoult, formam-se então azeótropos de máximo ponto de ebulição ou mínima pressão (MICKETTA, 1993).

3.2.1. Destilação por mudança de pressão (*Pressure-swing*)

A destilação por mudança de pressão utiliza duas colunas operando a pressões diferentes para separar misturas azeotrópicas, retirando correntes de produtos de alta pureza de uma extremidade das colunas e reciclando as correntes da outra extremidade com composições próximas aos dos azeótropos.

Essa configuração pode ser usada economicamente quando mudanças na pressão alteram significativamente a composição do azeótropo. Quanto maior a mudança, menores as taxas de fluxo de reciclagem necessárias, sendo então necessário menor consumo de energia nos dois reboilers. A destilação por mudança de pressão pode ser aplicada a misturas azeotrópicas homogêneas de mínimo ponto de ebulição ou máximo ponto de ebulição. Com sistemas de

mínimo ponto de ebulição, os fluxos dos destilados são reciclados. Com sistemas de máximo ponto de ebulição, os fluxos inferiores são reciclados (LUYBEN, 2012b).

A diferença na composição azeotrópica entre as duas pressões é um fator significativo que indica a viabilidade do uso de PSD. Para que a separação por mudança de pressão seja prática, a composição azeotrópica deve variar pelo menos 5%, preferencialmente 10% ou mais, em uma faixa de pressão moderada de não mais de dez atmosferas entre as duas pressões (MODLA e LANG, 2008a, 2008b; Wei et al., 2013).

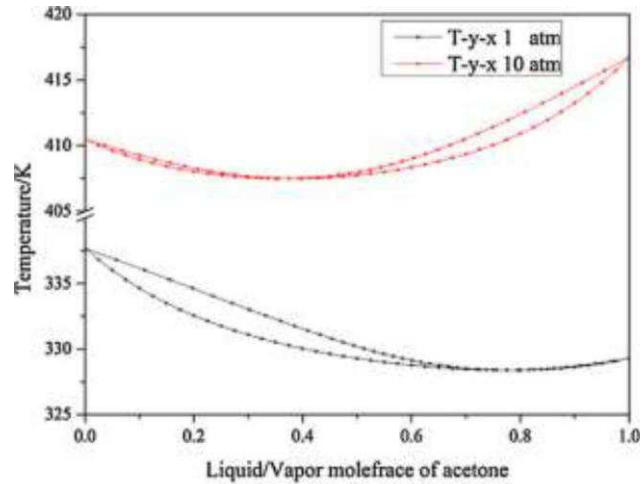
A destilação por mudança de pressão também tem suas desvantagens, como o PSD usa duas colunas de destilação operando em diferentes pressões (baixa e alta pressão), o consumo energético do sistema pode ser bastante alto, especialmente para a coluna que opera a alta pressão.

3.2.2. Mistura acetona-metanol

O par acetona-metanol é um exemplo de mistura azeotrópica homogênea de ebulição mínima, à 1 atm, essa mistura possui uma composição de 77,6% molar de acetona a 328 K. À pressão de 10 atm, a composição azeotrópica é de 37,5% em acetona a 408 K (LUYBEN e CHIEN, 2010). Para um tal sistema azeotrópico que exhibe uma propriedade desejável em que a pressão tem um efeito forte sobre a composição do azeotropo, pode-se considerar um método especial de destilação.

Uma vez que o azeotrópico acetona-metanol altera sua composição em uma faixa de pressão moderada, o uso de duas colunas de destilação comuns operando em série a diferentes pressões pode ser viável (SEADER et al., 2011). A Figura 2 apresenta o diagrama T-xy para a mistura acetona-metanol, em pressões diferentes, onde é possível perceber o deslocamento do ponto azeotrópico.

Figura 2. Diagrama T-xy para a mistura acetona-metanol.



Fonte: Cao et al. (2017)

3.3. Coluna com diâmetro variado

Quando as taxas de fluxo molar das diferentes seções da coluna são quase iguais, é rotineiro usar uma coluna de diâmetro unificado. O uso de uma coluna de diâmetro variado (CDV) é necessário quando as taxas de fluxo molar do vapor das diferentes seções diferem bastante (WANG et. *al.*, 2019).

Segundo Wang *et al* (2019), o CDV geralmente possui custos de investimento de capital inferiores a uma coluna comum e geralmente alcança melhor desempenho hidráulico. O que se confirma em seu trabalho anterior (Cao et al., 2017), onde foi realizada uma comparação entre a destilação por mudança de pressão (PSD) e a extrativa, ambas com e sem a variação da coluna de destilação (CDV), para separação de cinco pares de azeótropos: acetona-clorofórmio, acetona-metanol, metanol-clorofórmio, benzeno-ciclo hexano, álcool isopropílico- éter disopropílico .

Cao *et al* (2017), afirma que o uso do método PSD é mais adequado quando se deseja utilizar o CDV, baseado na economia e no controle dinâmico. Wang (2019) observa em seu trabalho que o uso do PSD-CDV reduz o TAC, além de não haver aumento na dificuldade do controle do processo se comparado com o PSD sem o uso do CDV.

3.4. Controle de processos

O controle de colunas de destilação é um assunto bastante abordado na literatura. Seader e Henley (1998) afirmam que a concepção de uma coluna de destilação descontínua pode ser complexa. Alguns aspectos devem ser considerados, como os produtos a serem obtidos e o sistema de controle a ser utilizado. Para tanto, deve-se avaliar alguns parâmetros básicos, entre eles o número de pratos, quantidade de energia necessária, carga inicial do destilador e razão de refluxo (KETZER, 2013).

Para controlar um processo, é preciso manter uma determinada variável em um valor desejado (*setpoint*), que foi estabelecido anteriormente. Logo, o controle de processos é responsável por manter as variáveis de um processo (grandeza ou condição do processo que seja passível a variação), em valores predeterminados a partir de um controlador de processo. O controlador é o equipamento responsável pelo controle do processo, o qual atua em função do erro existente entre o valor desejado (*setpoint*) e o valor medido pelo sensor (medidor) (BAYER e ARAÚJO, 2011; SIMONELLI *et al.* 2017).

Os principais controladores encontrados na prática são os controladores P (Proporcional), PI (Proporcional e Integral) e PID (Proporcional, Integral e Derivativo). De todos eles, o controlador PID é o mais tradicional na indústria. A sua popularidade, sobretudo em processos que envolvem a destilação, se deve à simplicidade no ajuste de seus parâmetros (CAMPOS e TEIXEIRA, 2010).

De acordo com Kister (1990) o controle de colunas de destilação trabalha em cima de três princípios básicos: manter a operação da coluna em uma condição estável, regular as condições da coluna para que os produtos alcancem as especificações requeridas e, por fim, alcançar esses dois objetivos anteriores da maneira mais eficiente possível. Ou seja, minimizar o consumo de energia, maximizar a recuperação do produto e, às vezes, as duas opções ao mesmo tempo.

Existem duas situações nas quais um sistema de controle pode ser requerido. Na primeira, a perturbação d , também chamada de carga, muda de maneira imprevisível e o objetivo do controle é manter a saída y num valor desejado. Este é o chamado problema de controle regulatório. Na segunda, é

feita uma mudança no valor do estado estacionário desejado (set point) e o objetivo do controle é levar a saída y ao novo estado estacionário. Este é o chamado problema de controle servo.

O sinal PRBS (Pseudo-Random Binary Sequence) é um tipo de sinal de excitação utilizado em muitos casos, por ser fácil de ser gerado, como também apresentam bons resultados aos dados para validação. Visto que ele apresenta frequências diferentes em toda escala em estudo, logo consegue representar bem todo o espaço de amostragem. Ele apresenta um sinal tipo binário, ou seja, o mesmo sinal apresenta tanto degraus positivos quanto negativos. Em posse do fluxograma global do processo de separação da acetona e metanol, para o Caso 1 e para o Caso 2, pode-se fazer a aplicação do sinal de excitação PRBS. O PRBS é encontrado na biblioteca do Aspen Dynamics, e sua utilização e de forma bastante simples (CARMO,2010).

Cao *et al.* (2017) estudou a influência da variação do diâmetro da coluna em cinco azeotrópos. De acordo com ele, avaliar o controle de processos e comparar o processo com o diâmetro uniforme e o diâmetro variado é de extrema importância para determinar se é válida a influência dessa variação de diâmetro, pois o manter um sistema sob controle é imprescindível para obter os valores predeterminados.

3.4.1. Critérios de desempenho

De acordo com Campos et al. (2013), as oscilações da variável de processo em torno do set point pode ser oriundo a partir de diversos motivos, dentre os quais:

- Sintonia ou instrumentação inadequada;
- Variável manipulada saturada;
- Interação com outras variáveis;
- Estratégia de controle inadequada;
- Algoritmo de controle inadequado.

Diferentemente da avaliação de desempenho por meio de análises qualitativas, o uso de sistemas digitais permite utilizar outros índices de desempenho, tais como:

- Variabilidade;
- Integral do erro (IAE, ISE, ITAE e ITSE);
- Variância na saída do controlador, associado com o desgaste da válvula;
- Percentual do tempo fora do automático;
- Percentual do tempo com o controlador saturado.

Dentre estes, será abordado apenas a integral do erro que é o mais utilizado para avaliação de desempenho de controlador (MULHOLLAND, 2016).

Integral do valor absoluto do erro (IAE): O critério IAE considera o módulo do erro, sendo muito utilizado em simulações, é de fácil implementação e entendimento, mas não apresenta muita seletividade quanto a variações dos parâmetros. Matematicamente é definido:

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \quad (1)$$

Integral do valor absoluto do erro multiplicado pelo tempo (ITAE): Neste critério, o erro absoluto é ponderado pelo tempo, resultando que para um erro inicial grande há uma pequena ponderação, enquanto um erro pequeno na resposta para os tempos finais é muito penalizado. Definido matematicamente:

$$ITAE = \int_0^{\infty} t|e(t)| dt \quad (2)$$

Integral do erro quadrático (ISE): O critério ISE é bastante utilizado devido à facilidade de ser computado, além de proporcionar grandes ponderações para erros grandes e pequenas ponderações para erros pequenos. No entanto, ele apresenta pouca seletividade, sendo que as variações nos parâmetros do processo correspondem a pequenas variações no índice ISE. Sistemas implementados para minimizar este critério tendem a apresentar uma rápida resposta, mas com baixa estabilidade relativa, apresentando oscilações. Matematicamente o ISE é assim definido:

$$ISE = \int_0^{\infty} e^2(t) dt \quad (3)$$

3.5. Simulação de processos

A simulação computacional é uma ferramenta poderosa na resolução de problemas referentes à engenharia química. Ela permite prever o comportamento de processos usando relações básicas, tais como balanços de massa, energia e equilíbrio termodinâmico, e específicas de cada equipamento (ASPENTECH, 2001a). Desde a década de 60 esta tecnologia vem sendo utilizada e desenvolvida, todavia originalmente, devido a restrições computacionais, a simulação era utilizada somente com finalidades de projeto. Hoje, adicionalmente ao projeto, a simulação é aplicada ao treinamento de operadores, otimizações de processos, apoio a decisões, estudos de sensibilidade e, mais recentemente, no apoio ao controle avançado de processos (Ondrey, 2005).

Simuladores comerciais populares, como Aspen Plus e Aspen Dynamics, baseiam-se na arquitetura modular, onde a convergência de ciclos da planta é feita de modo iterativo. Enquanto simuladores modulares podem incorporar rotinas de convergência específicas para cada módulo, os simuladores baseados em equações, resolvem todas simultaneamente, então devem utilizar algoritmos mais genéricos (SILVA, 2012).

3.5.1. Aspen Plus

O Aspen Plus é um simulador de operações unitárias que reproduz, através do uso de modelos matemáticos, o que acontece em uma planta industrial ou num equipamento de uma indústria. A partir do simulador, é possível identificar possíveis problemas de funcionamento no processo em estudo. Esse simulador oferece uma diversidade de condições operacionais sem interferir no funcionamento real de uma planta. Dessa forma, pode-se avaliar o que ocorre no funcionamento de determinado equipamento, facilitando no direcionamento de correções, e na avaliação da eficiência (FERREIRA et al., 2015).

O Aspen Plus fornece relatórios para cada simulação ocorrida, informando sobre os modelos usados na definição das propriedades termodinâmicas dos componentes, e informa também sobre as especificações utilizadas em cada simulação. Os resultados encontrados nas simulações são de suma importância para realizar ajustes nos processos químicos existentes (SILVA, 2013).

Para realizar a modelagem de um processo no simulador são definidas as correntes de alimentação, produtos e subprodutos formados, chamadas de correntes de entrada e de saída que são expressas pelas especificações da pressão, temperatura e vazão. Depois é realizada a simulação e as possíveis análises do processo (BRITO, 2013).

4. Modelagem e Simulação

Para o desenvolvimento deste trabalho, foram realizadas simulações em regime estacionário e em regime transiente utilizando os softwares Aspen Plus® e Aspen Dynamics®, respectivamente.

As simulações foram divididas em dois casos distintos: o Caso 1, onde as colunas permanecem com o diâmetro uniforme em todo o seu comprimento, e o Caso 2, onde cada coluna apresenta variação em seu diâmetro. Os diâmetros das colunas foram determinados a partir da metodologia de Fair e Mathews (1961), que é baseada nas variações do fluxo de vapor ao longo da coluna.

Primeiro será abordado o subtópico sobre a simulação em regime estacionário. Em seguida será apresentado a metodologia utilizada para a determinação dos diâmetros das colunas. O último subtópico aborda o procedimento para obtenção dos modelos em regime transiente.

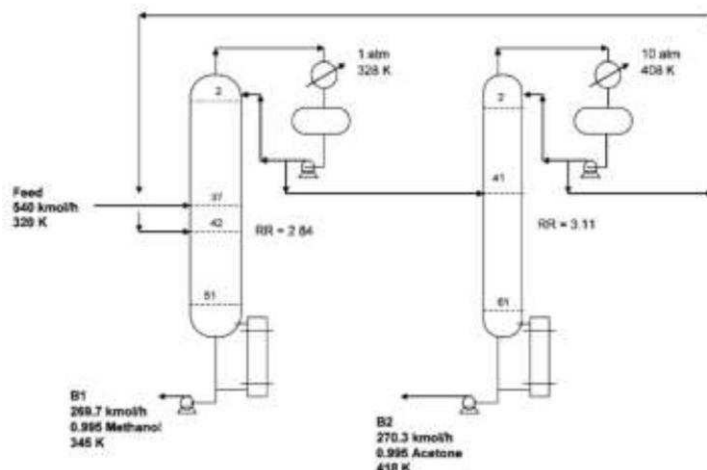
4.1. Simulações em regime estacionário

Em Cao et al. (2017), foi realizado o estudo de algumas correlações termodinâmicas para alguns azeotropos. De acordo com os dados encontrados, para o par acetona-metanol, o modelo termodinâmico que possui um menor erro residual é o UNIQUAC, que será então utilizado nesse trabalho. A Tabela 1 apresenta os dados de entrada e resultados obtidos nas principais correntes do processo, em ambos os casos.

Os dados de entrada utilizados na simulação foram utilizados do trabalho de Luyben (2008). A Figura 3 apresenta o fluxograma do processo, onde a primeira coluna, chamada coluna de metanol, opera com pressão de 1 atm no topo.

Nessa condição, a acetona é o componente da mistura com menor ponto de ebulição, de modo a permitir que o metanol seja removido por meio da corrente de base da coluna à 99,5% de pureza. A segunda coluna, chamada de coluna de acetona, opera a temperatura de 343 K e pressão de 10 atm no topo, possibilitando que a acetona seja removida pela corrente de fundo com a mesma pureza que o metanol na primeira coluna.

Figura 3. Esquema do processo de destilação por mudança de pressão da mistura acetona-metanol.



FONTE: Luyben 2008

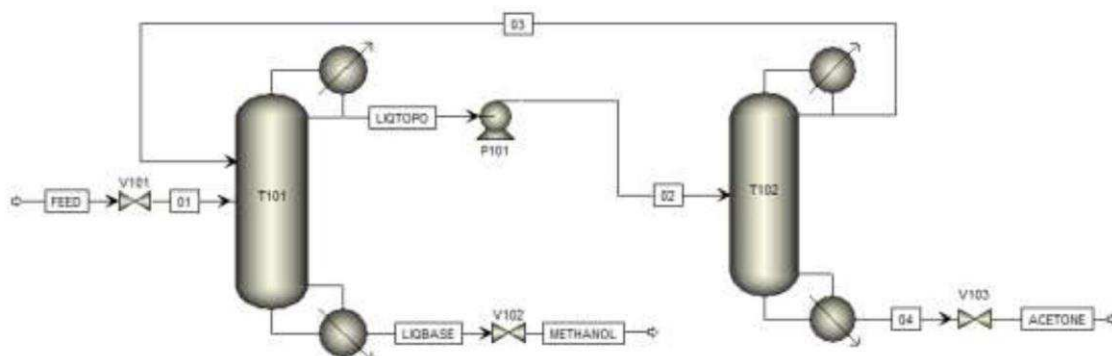
Tabela 1. Dados das correntes da planta de destilação por Pressure Swing.

Parâmetro	Feed	D1	B1	D2	B2
Temperatura (K)	320	329	345	337	418
Pressão (atm)	1	1	1	10	10
Vazão molar (kmol/h)	540	458,7	269,7	188,4	270,3

Fonte: adaptado de Luyben (2008).

Como foi explicado até então, dois casos serão estudados e comparados para a separação da mistura acetona e metanol. A Figura 4 representa o fluxograma implementado no simulador Aspen Plus™. Ambas as simulações para os Casos 1 e 2 apresentaram as mesmas especificações e características com exceção do diâmetro.

Figura 4. Fluxograma desenvolvido no simulador Aspen Plus para o sistema de colunas com diâmetro uniforme e diâmetro variado.



As especificações das colunas utilizadas na simulação estão apresentadas na Tabela 2. Para representação do modelo de destilação multicomponentes foi

utilizado a rotina RadFrac, que simula a coluna de destilação de fracionamento utilizando o modelo matemático rigoroso.

Tabela 2. Dados de especificação das colunas com diâmetro uniforme e diâmetro variado.

Especificações	CDU		CDV	
	T101	T102	T101	T102
Número de estágios	52	62	52	62
Razão de refluxo	3,17	2,93	3,17	2,93
Pressão no topo (bar)	1	10	1	10
Estágio de alimentação	37	41	37	41
Carga térmica do refeedor (kW)	16.126,02	7.181,26	16.136,38	7.191,82

Os perfis de temperatura e pressão para as colunas T101 e T102, podem ser observados nas Figuras 5 e 6. Como pode-se observar, para ambas as colunas, T101 e T102, os perfis de temperatura e pressão se assemelham bastante e podemos observar uma pequena diminuição dos valores para a coluna T102 em ambos os perfis, no caso em que a coluna está com o diâmetro uniforme.

Figura 5. Perfis de temperatura para as colunas (a) T101 e (b) T102.

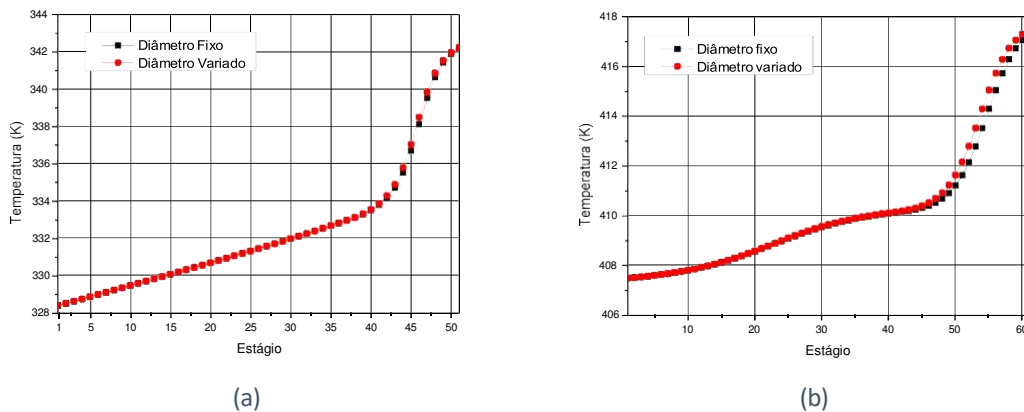
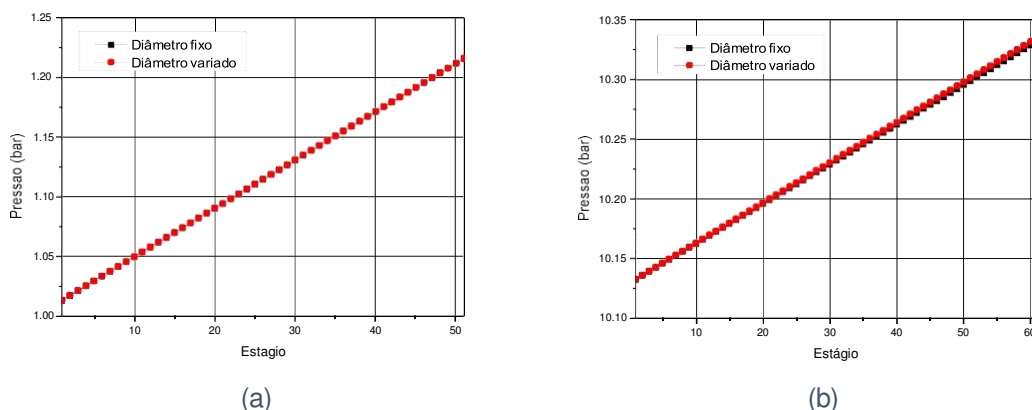


Figura 6. Perfis de pressão para as colunas (a) T101 e (b) T102.



4.1.1. Design Specification

As especificações de topo e base de ambas as colunas foram ajustadas utilizando a ferramenta *Specifications*, dentro da rotina RadFrac do Aspen Plus. Para as duas colunas, T101 e T102, a variável de saída a ser especificada no campo *Design Specifications* (DS) foi a pureza molar de acetona e metanol, respectivamente, nas correntes de base das colunas. Em seguida, foi escolhido o parâmetro que irá variar até a pureza alcançar a condição desejada. No campo *Vary*, foi definido a razão de refluxo como variável manipulada em ambas as colunas.

Um DS secundário se fez necessário para que o DS descrito anteriormente conseguisse alcançar resultados satisfatórios. No campo *Design Specifications* foi definido a pureza molar da acetona no destilado da coluna T101 e a pureza molar do metanol no destilado da coluna T102. No campo *Vary* foi definido a carga térmica do refeedor como variável manipulada em ambas as colunas. Os valores das variáveis alvo e variáveis manipuladas podem ser observados na Tabela 3, para ambos os casos estudados.

Tabela 3. Dados de entrada utilizados no Design Specification em ambos os casos.

Variável	Tipo	Valor	
		T101	T102
Variável Alvo 1	Pureza molar metanol na base	0,995	0,995
Variável Manipulada 1	Razão de refluxo	Entre 2 e 5	Entre 2,5 e 3
Variável Alvo 2	Pureza molar metanol no topo	0,75	0,4
Variável Manipulada 2	Carga térmica reboiler	Entre 3,2e+6 e 5e+6	Entre 1,5e+6 e 2,5e+6

4.2. Determinação dos diâmetros das colunas

Holland (1981) afirma que a capacidade de uma coluna lidar com fluxos máximos de vapor e líquido é de fundamental importância e que essas vazões determinam o diâmetro da coluna e o espaçamento dos pratos. Nesse contexto, Souders e Brown (1934) surgiram com a primeira correlação que permite calcular o diâmetro de uma coluna com base numa análise teórica da inundação, isto é, quando o vapor ascendente é grande o suficiente para suspender uma gotícula de líquido, sendo assim, a correlação surgiu utilizando da velocidade à qual uma gota será suspensa em uma corrente de vapor (KISTER, 1992).

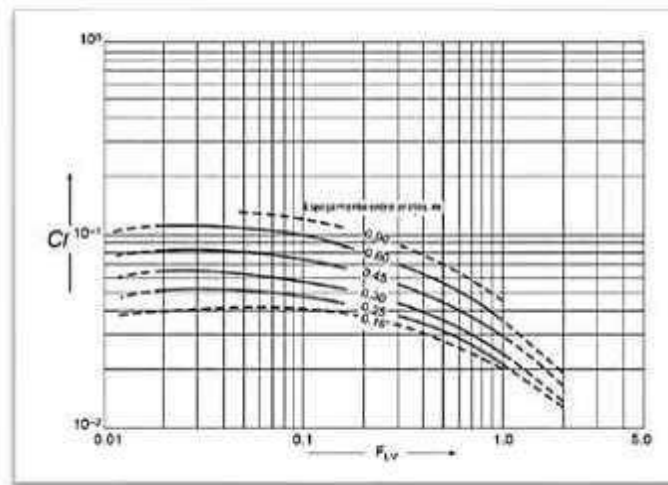
A partir disso, inúmeras outras correlações surgiram e a correlação criada por Fair e Mathews (1961) tem sido a referência principal da indústria para a previsão de inundação e é recomendado pela maioria dos designers no caso de pratos do tipo perfurados (KISTER, 1992; THAKORE e BHATT, 2007; HOLLAND, 1981). Sendo assim, este foi o método escolhido para a análise do diâmetro das colunas estudadas neste trabalho.

Para utilizar esse método é necessário estimar a velocidade de inundação por arraste e as condições operacionais da coluna. Essas condições operacionais, tais como densidade do líquido, densidade do gás, tensão superficial, entre outros fatores podem ser coletados dos dados da aba *Hydraulics* do Aspen Plus® para o fluxograma previamente simulado. Com todos os dados recolhidos para ambas as colunas, utiliza-se da Equação (4) para calcular o fator de fluxo de líquido-vapor (F_{LV}).

$$F_{LV} = \frac{\dot{m}_L}{\dot{m}_V} \cdot \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0,5} \quad (4)$$

onde, \dot{m}_L e \dot{m}_V representam o fluxo mássico líquido e de vapor respectivamente. Assim como ρ_V e ρ_L são os valores da densidade do vapor e densidade do líquido nesta ordem. Definindo o espaçamento entre os pratos como sendo 0,45 metros para as duas colunas ao longo de todo comprimento e tendo calculado o valor dos fluxos de líquido e vapor para cada prato, pôde-se utilizar do gráfico de Fair mostrado na Figura 7.

Figura 7. Gráfico que relaciona o fator de fluxo com o espaçamento dos pratos.



Fonte: THAKORE e BHATT, 2007.

Com os valores de F_{LV} e com o auxílio do gráfico, é possível encontrar a constante de inundação (C_f) de ambas as colunas, para todos os estágios. Em seguida, se faz necessário encontrar a velocidade de inundação do vapor (v_F), que é dada pela Equação (5).

$$v_F = C_f \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2} \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0,5} \quad (5)$$

onde, C_f é a constante de inundação e σ é a tensão superficial do líquido.

A área *net* é dada pela relação entre a carga de vapor e a velocidade de inundação, conforme mostra a Equação (6). Já a área de *downcomer* foi estimada como sendo 12% da área total, sendo assim a área total é demonstrada na Equação (7) a seguir (THAKORE e BHATT, 2007).

$$A_N = \frac{q_V}{v_F} \quad (6)$$

$$A_T = \frac{A_N}{0,88} \quad (7)$$

Logo após calculadas as áreas, foi possível calcular o diâmetro do prato das duas colunas partindo da Equação (8).

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A_T}{\pi}} \quad (8)$$

Com o diâmetro de cada estágio para as duas colunas calculado, pode-se fazer um gráfico para ambas as colunas relacionando os estágios com o diâmetro a fim de se determinar onde ocorreram as variações de diâmetro mais significativas como mostrado no estudo de Cao *et al.* (2017). E assim, pode-se determinar os intervalos de cada coluna que possuirão o mesmo diâmetro.

Após isso, com os intervalos já selecionados, foi possível fazer uma análise apenas do fator C_s de cada intervalo para se determinar qual apresentava a constante de inundação mais elevada, isto é, mais representativa, com o uso da equação (9) fornecida por Kister (1992).

$$C_s = u_s \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V}} \quad (9)$$

onde, u_s representa a velocidade superficial de vapor. Kister (1992) ressalta que este fator possui as mesmas unidades de velocidade e em sua experiência é o fator que de longe melhor representa a carga de vapor para comparar a capacidade de sistemas com diferentes propriedades físicas.

Por fim, implementou-se no Aspen Plus®, na sessão do *Column Internals* em cada uma das colunas, os intervalos que possuiriam diferentes diâmetros. Após a implementação dos diâmetros para o Caso 2, não se fez necessário nenhuma alteração na simulação e nas suas especificações anteriormente definidas para o Caso 1, pois, a mesma, nas condições que estava, forneceu resultados satisfatórios.

4.3. Simulações em regime transiente

Para avaliar o processo em regime transiente, os modelos simulados no Aspen Plus® foram exportados para o Aspen Dynamics® e posteriormente implementado as estruturas de controle. Para isso foi necessário realizar o dimensionamento dos vasos de refluxo e altura das bases das colunas, além de incluir bombas e válvulas para ajustes de pressões e posteriores ações dos

controladores. Ambos os fluxogramas foram exportados no modo *Pressure Driven*, que estabelece que a força motriz para que haja fluxo nas correntes do processo é dado por diferença de pressão.

Os dimensionamentos dos vasos de refluxo e altura das bases das colunas foram realizados através do método heurístico apresentado por Luyben (2012a). Para utilização de tal método, se faz necessário definir os *holdups* de cada vaso de modo que haja 5 min de retenção de líquido quando o vaso estiver 50% cheio, com base no total de líquido entrando ou saindo do vaso. Para o vaso de refluxo, o total de líquido entrando será a soma da vazão volumétrica de líquido do destilado e do refluxo. Para a base da coluna, será a vazão volumétrica do líquido que entra no *reboiler* a partir do último prato da coluna.

As vazões volumétricas de líquido podem ser encontradas na guia *Hydraulics* do Aspen Plus. A vazão volumétrica do líquido do vaso de refluxo (Estágio 1) e a vazão volumétrica de líquido na bandeja inferior (Estágio 51 para a coluna T101 e estágio 61 para a coluna T102) foram utilizados para esses cálculos em ambos os casos. A Equação 10 foi utilizada para calcular o volume do vaso de refluxo e volume da base da coluna.

$$Volume = Vazão\ Volumétrica \left(\frac{m^3}{s} \right) \times 60 (s) \times 2 \times Holdup \quad (10)$$

Assumindo uma razão entre comprimento e diâmetro igual a 2 ($H/D = 2$), os diâmetros (D) e comprimentos (H) podem ser calculados a partir da Equação 11.

$$Volume = \frac{\pi D^2 H}{4} = \frac{\pi D^2 (2D)}{4} = \frac{2\pi D^3}{4} \quad (11)$$

Uma vez calculados as dimensões do vaso de refluxo e base da coluna, os valores são inseridos no Aspen Plus. Para a base da coluna, na aba *Dynamics* e em seguida aba *Sump*, adiciona-se o valor do diâmetro calculado pelo Aspen e a altura calculada pela Equação 11. Para o vaso de refluxo, na aba *Dynamics* e em seguida *Reflux drum*, escolhe-se o tipo de vaso, onde o mais utilizado é o horizontal, e adiciona-se os valores de comprimento e diâmetro calculados pela Equação 11. Os valores das dimensões dos vasos de refluxo e base das colunas estão apresentados na Tabela 4.

Após os fluxogramas serem exportados para o Aspen Dynamics, o próximo passo foi implementar a estrutura de controle em ambos os fluxogramas. Para determinar as malhas de controle de temperatura das colunas, é necessário determinar quais são os pratos sensíveis. Para isso, utilizou-se o critério de sensibilidade, que estabelece que o prato onde há a maior mudança na temperatura quando ocorrem mudanças na variável manipulada, será o prato a ter a temperatura controlada.

Tabela 4. Dados de dimensionamento das colunas T101 e T102.

	Caso 1 - Diâmetro Uniforme		Caso 2 - Diâmetro Variado	
	Diâmetro (m)	Comprimento (m)	Diâmetro (m)	Comprimento (m)
Base T101	3,03	1,98	2,93	2,12
Base T102	1,86	7,83	1,89	7,59
Vaso de refluxo T101	2,40	4,80	2,40	4,80
Vaso de refluxo T102	1,73	3,47	1,73	3,46

Ao utilizar o critério da sensibilidade, foram aplicados distúrbios de $\pm 0,1\%$ na variável manipulada. Neste trabalho estabeleceu-se a carga térmica do refeedor como sendo a variável manipulada para o controle de temperatura do prato sensível. As mudanças resultantes nas temperaturas de todos os pratos foram representadas em forma de gráfico e avaliadas para determinar qual prato tem a maior mudança de temperatura. Nas Figuras 8 a 11 pode-se observar os resultados para as colunas com diâmetro uniforme e variado, respectivamente. De acordo com os resultados do critério da sensibilidade, estabeleceu-se como prato sensível o estágio 46 para a coluna T101, para ambos os casos. Para coluna T102 estabeleceu-se como prato sensível o estágio 54 para ambos os casos.

Ao exportar os fluxogramas para o Aspen Dynamics, os controladores de nível e pressão padrão (default) são adicionados automaticamente. O controle de pressão tem como variável manipulada a carga térmica do condensador. O controle de nível dos vasos de refluxo é realizado manipulando-se a válvula da

corrente de destilado. O nível da base da coluna é controlado manipulando-se a válvula da corrente de base da coluna.

Além das malhas de controle de temperatura, foram implementadas as malhas de controle para manter fixa a razão de refluxo em ambas as colunas. Neste caso, a vazão de refluxo foi estabelecida como sendo a variável manipulada. A Figura 12 apresenta o fluxograma do processo no software Aspen Dynamics, com todos os controladores implementados. Vale salientar que o mesmo esquema de controle foi implementado em ambos os casos (diâmetro uniforme e diâmetro variado).

Logo após estabilização dos modelos dinâmicos, realizou-se a sintonia dos controladores de temperatura. Na aba *Turning parameter*, escolheu-se o tipo de controlador, no caso PI, e na aba *Turning rule* escolheu-se o método de sintonia Tyreus-Luyen (TYREUS e LUYBEN, 1992). Os controladores de nível são do tipo Proporcional com os parâmetros recomendadas por Luyben (2002). A Tabela 5 apresenta as especificações dos controladores em ambos os casos estudados.

Figura 8. Diferença de temperatura nos estágios da coluna T101 com diâmetro uniforme

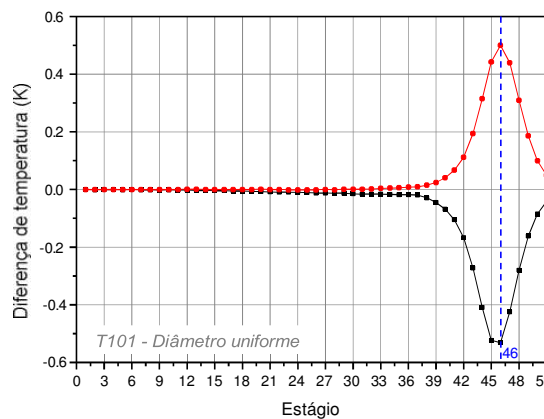


Figura 9. Diferença de temperatura nos estágios da coluna T102 com diâmetro uniforme.

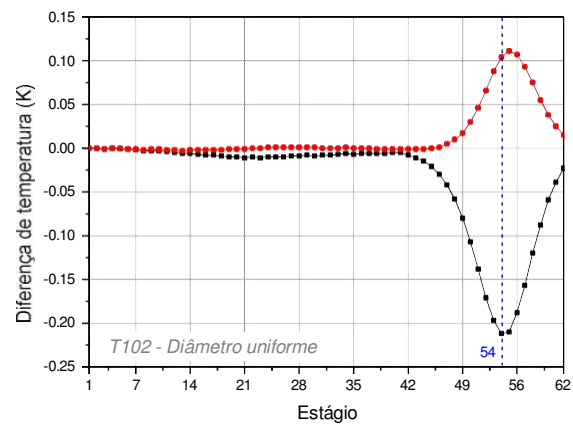


Figura 10. Diferença de temperatura dos estágios da coluna T101 com diâmetro variado.

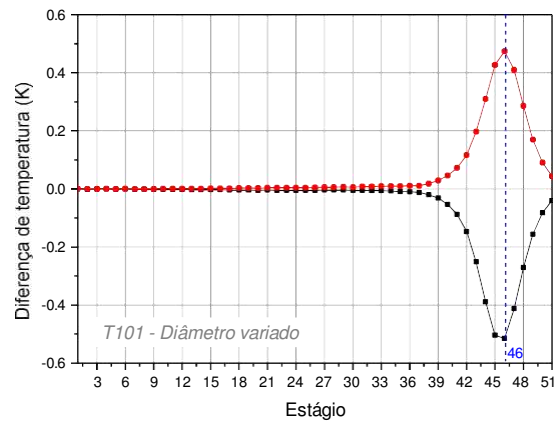


Figura 11. Diferença de temperatura dos estágios da coluna T102 com diâmetro variado.

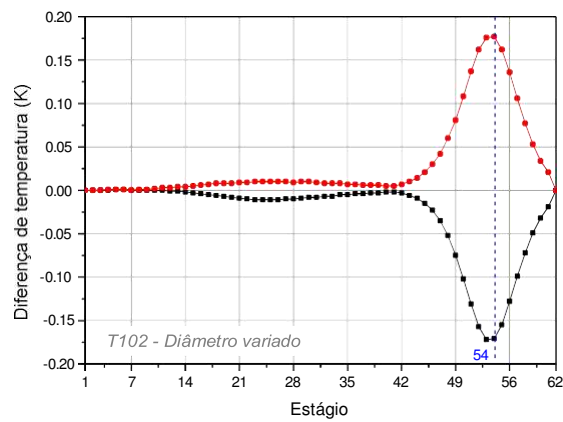


Figura 12. Fluxograma do processo no Aspen Dynamics.

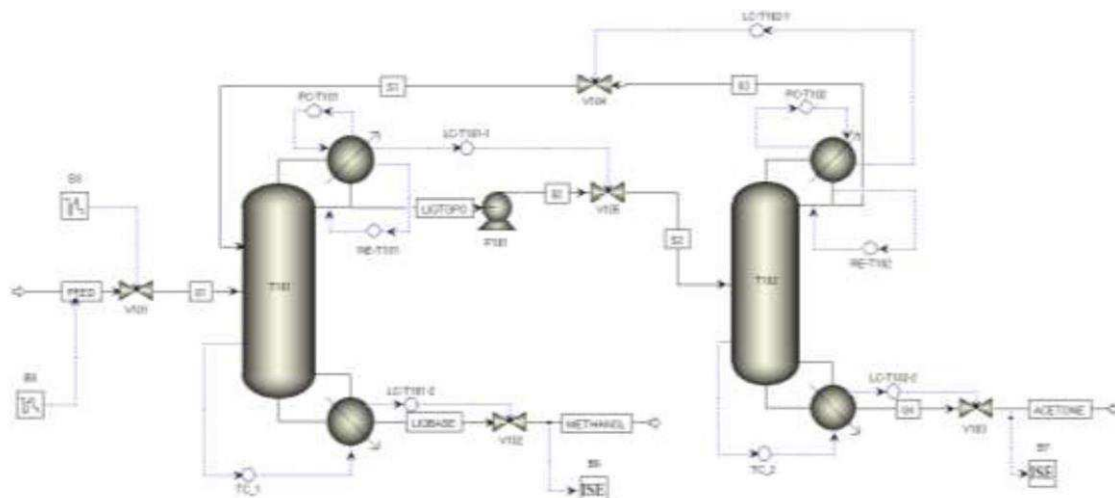


Tabela 5. Especificações dos controladores do fluxograma completo sem integração térmica.

Controlador	Tipo	Ação	CDU			CDV		
			Setpoint	k_c	τ_I	Setpoint	k_c	τ_I
LC-T101-1	P	Direta	2,76 m	2	9999	3,00 m	2	9999
LC-T102-1	P	Direta	2,15 m	2	9999	2,17 m	2	9999
LC-T101-2	P	Direta	1,66 m	10	9999	1,65 m	10	9999
LC-T102-2	P	Direta	3,24 m	10	9999	4,26 m	10	9999
PC-T101	PI	Reversa	1 bar	20	12	1 bar	20	12
PC-T102	PI	Reversa	10 bar	20	12	10 bar	20	12
RE-T101	PI	Reversa	3,17	1	20	3,17	1	20
RE-T102	PI	Reversa	2,93	1	20	2,93	1	20
TC_1	PI	Reversa	342,77 K	75,41	5,28	344,03 K	50,83	6,28
TC_2	PI	Reversa	415,62 K	180,27	7,92	415,59 K	97,55	6,28

5. Resultados e Discussões

Neste tópico serão avaliados os resultados das simulações estacionárias e transientes para os dois casos estudados nesse trabalho, coluna com diâmetros uniformes (CDU) e colunas com diâmetros variados (CDV).

No estado estacionário, os resultados obtidos serão comparados com resultados encontrados na literatura, Luyben (2008), onde serão observados principalmente os valores das composições molares de saída das colunas T101

e T102, de metanol e acetona, respectivamente. Em seguida, ainda no estado estacionário, é possível analisar os gráficos obtidos para a variação dos diâmetros das colunas T101 e T102.

No regime transiente, são avaliadas as malhas de controles para ambos os casos, sob ação de distúrbios aplicados na vazão de alimentação, composição de alimentação e ambos os distúrbios de maneira simultâneos. Os distúrbios serão aplicados utilizando um sinal PRBS.

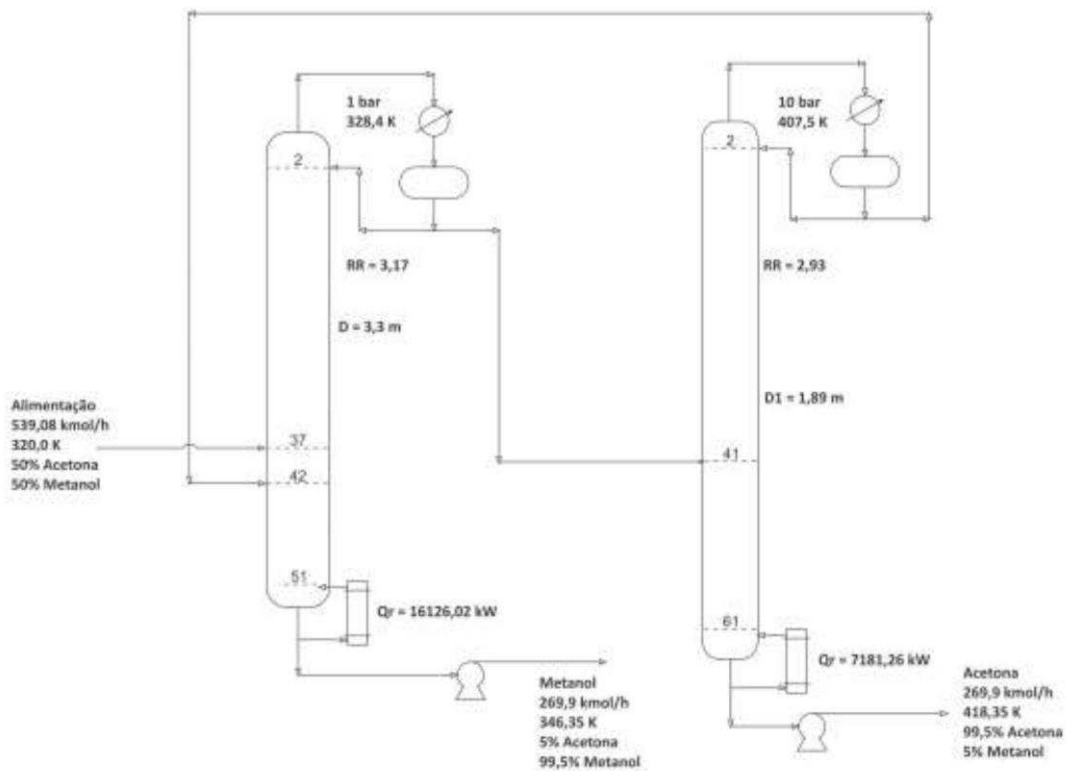
5.1. Simulações em regime estacionário

Após serem realizadas as simulações, os resultados obtidos no estado estacionário podem ser observados na Tabela 6. Podemos notar, que os resultados estão condizentes com a literatura, se compararmos com os resultados apresentados por Luyben (2008), expostos na Figura 3 e Tabela 1, do Tópico 4.1. A Figura 13 mostra o PFD do processo, com os principais dados de entrada e resultados, utilizando colunas com diâmetro uniforme.

Tabela 6. Dados de entrada e os resultados obtidos.

Parâmetro	CDU			CDV		
	FEED	METHANOL	ACETONE	FEED	METHANOL	ACETONE
Temperatura (K)	320,00	346,35	418,45	320,00	346,32	418,45
Pressão (bar)	1,5	1,4	10,4	1,5	1,4	10,4
Vazão Total (kmol/h)	539,802	269,901	269,901	539,802	269,901	269,901
Fração de Metanol (kmol/kmol)	0,5	0,005	0,995	0,5	0,005	0,995
Fração de Acetona (kmol/kmol)	0,5	0,995	0,005	0,5	0,995	0,005

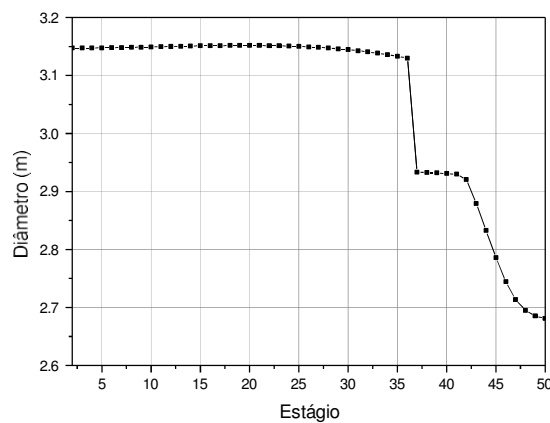
Figura 13. PFD do processo de destilação pressure-swing com diâmetro uniforme.



5.1.1. Cálculo do diâmetro das colunas

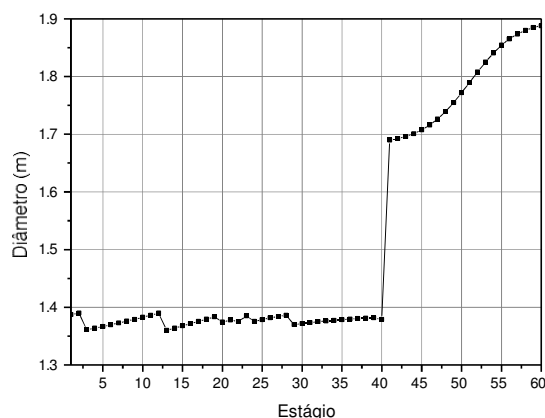
As Figuras 14 e 15 relacionam os estágios da coluna com seus respectivos diâmetros calculados. Estes diâmetros foram calculados através da metodologia proposta por Fair e Mathews (1961).

Figura 14. Variação do diâmetro da coluna em relação aos estágios da coluna T101.



Fonte: Elaborada pela autor

Figura 15. Variação do diâmetro da coluna em relação aos estágios da coluna T102.



Fonte: Elaborada pela autora

Como pode-se observar, no caso da coluna T101, a partir do estágio 37 há a mudança mais significativa do diâmetro. Sendo assim, do estágio 2 ao 37 foi considerado um diâmetro constante e do 38 ao 51 foi considerado outro diâmetro, também constante. No caso da coluna T102, a variação mais significativa é observada no estágio 39. Ou seja, do prato 2 ao 39 será considerado um diâmetro e do prato 40 ao 61 será considerado outro. As Tabelas 7 e 8 apresentam um resumo dos diâmetros considerados nas simulações do Caso 1 e Caso 2, respectivamente. A Figura 16 mostra o PFD do processo, com os principais dados de entrada e resultados, utilizando colunas com diâmetro variado.

Tabela 7. Diâmetros das colunas uniformes.

Coluna	Estágios	Diâmetro (m)
T101	2 – 61	3,3
T102	2 – 51	1,89

Fonte: Elaborada pela autora.

Tabela 8. Diâmetros das colunas de diâmetro variado.

Coluna	Estágios	Diâmetro (m)
T101	2 – 37	3,15
	38 – 51	2,93
T102	2 – 39	1,39
	40 – 61	1,89

Fonte: Elaborada pela autora.

Figura 16. PFD do processo de destilação pressure-swing com diâmetro variado.

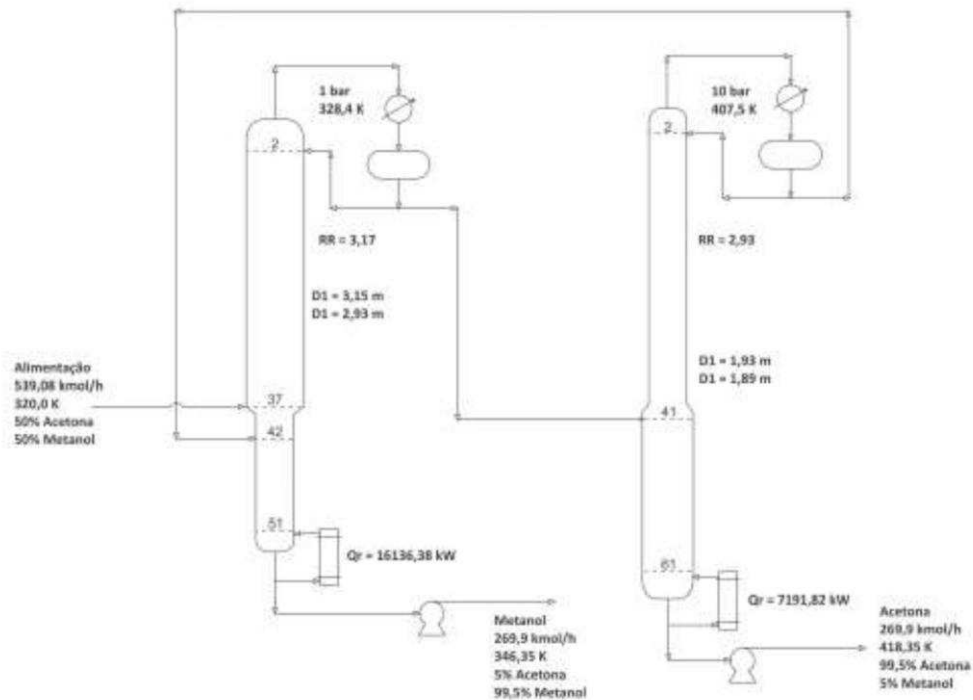


Tabela 9 - Dados dos fluxogramas de processo com CDU e CDV

	CDU	CDV
Vazão alimentação (kmol/h)	539,09	539,08
Temperatura de alimentação (K)	320	320
Temperatura condensador T101 (K)	328,1	328,4
Razão de refluxo T101	3,17	3,17
Diâmetro T101 (m)	3,3	3,15 - 2,93
Carga térmica reboiler T101 (Kw)	16126,02	16136,38
Temperatura base T101 (K)	346	346,35
Vazão saída base T101 (kmol/h)	269,9	269,9
Razão de refluxo T102	2,93	2,93
Diâmetro T102 (m)	1,89	1,93 – 1,89
Temperatura condensador T102 (K)	407,5	407,5
Carga térmica reboiler T102 (kw)	7181,26	7191,82
Vazão saída base T102 (kmol/h)	269,9	269,9
Temperatura reboiler T102 (K)	418,35	418,35

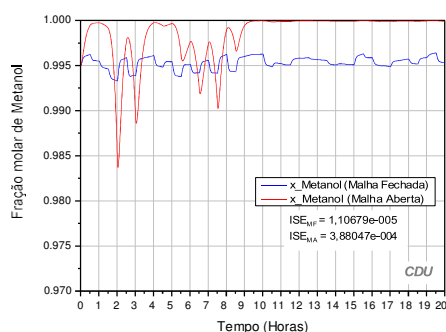
Na Tabela 9, pode-se observar os valores dos fluxogramas com o diâmetro uniforme (CDU) e com o diâmetro variado (CDV), no processo de destilação acetona-metanol utilizando a variação de pressão.

5.2. Simulações em regime transiente

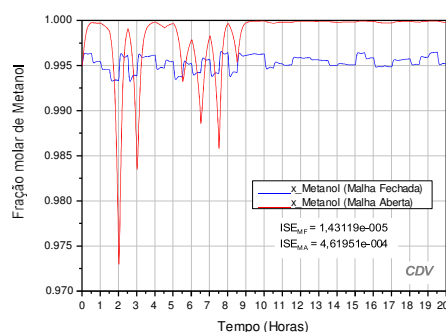
Para avaliar a ação dos controladores, foram aplicados distúrbios do tipo PRBS. O PRBS aplicado na composição altera a fração molar da acetona, realizando distúrbios a cada 30 minutos, com uma amplitude máxima de 0,05 do valor do *setpoint*, que de início era 0,5 molar de acetona. O segundo bloco PRBS altera a vazão da corrente de alimentação. Esse PRBS altera a vazão de alimentação a partir da abertura da válvula, os distúrbios são realizados com intervalos de 30 minutos, com amplitude de 10% do valor inicial que era 50% de abertura da válvula. Por fim, avaliou-se o funcionamento dos controladores aplicando os dois PRBS simultaneamente.

Nas Figuras 17 a 19, podemos observar os resultados obtidos para os distúrbios na vazão de alimentação, para colunas com diâmetros uniformes (CDU) e colunas com diâmetros variados (CDV). Na Figura 17, nos gráficos (a) e (b), temos as respostas dinâmicas da fração molar do metanol utilizando os controladores de temperatura em malha fechada, linha azul, e em malha aberta, linha vermelha. Analisando visualmente, vemos que para ambos os casos, o controle de temperatura é capaz de manter a pureza dos produtos, por inferência, próximos do valor de referência, o que se é confirmado observando os valores da integral do erro quadrático (ISE), que tem seu menor valor utilizando-se a malha fechada. Quando comparamos o sistema CDU com o CDV em malha fechada, avaliando os valores da integral do erro quadrático, observa-se que a CDU tem os menores valores de ISE.

Figura 17. Respostas dinâmicas após distúrbios na vazão de alimentação: (a) fração molar de metanol na CDU, (b) fração molar de metanol na CDV.



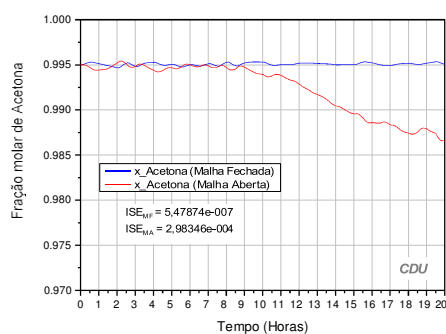
(a)



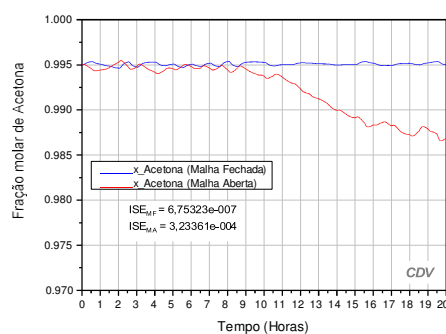
(b)

Para a fração molar da Acetona, a Figura 18, nos gráficos (a) e (b), o sistema CDU também apresentou menor valor do ISE. Observa-se também que o sistema, ao operar em malha aberta para temperatura, começa a fugir do controle após 10h horas de simulação. Este resultado reforça a importância de manter o controle de temperatura do sistema.

Figura 18 - Respostas dinâmicas após distúrbios na vazão de alimentação: (a) fração molar de acetona na CDU, (b) fração molar de acetona na CDV.



(a)

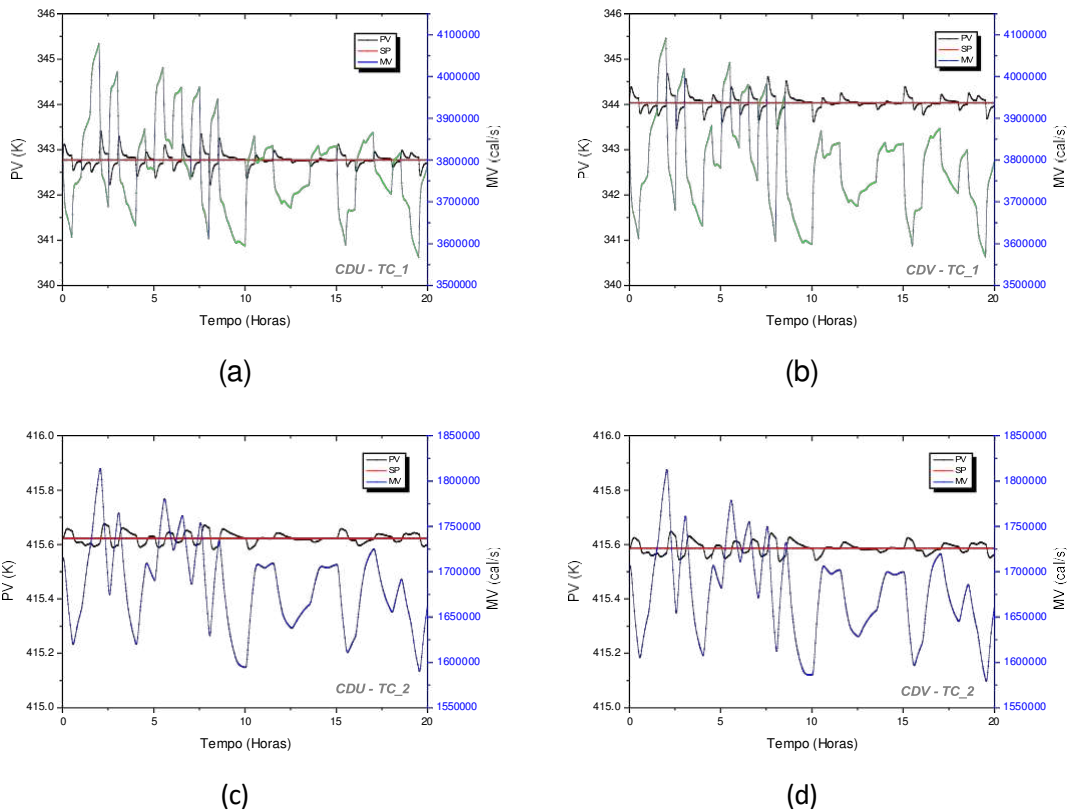


(b)

Na Figura 19, nos gráficos (a) e (b), apresentam as respostas dinâmicas dos controladores de temperatura do prato sensível na coluna T101, para CDU e CDV, respectivamente, e os gráficos (c) e (d), as respostas dinâmicas de temperatura do prato sensível na coluna T102, para CDU e CDV, respectivamente. A variável PV, temperatura do prato sensível (linha preta), que foi escolhido a partir da análise de sensibilidade, tem como variável manipulada, MV (linha azul), a carga térmica do refeedor, avaliando a partir do valor de *setpoint*, SP (linha vermelha). Para ambos os casos, CDU e CDV, as

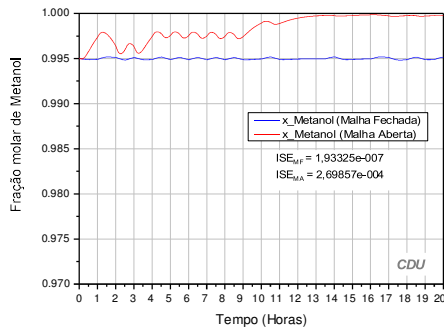
temperaturas dos pratos sensíveis das colunas T101 e T102, se mantêm em valores próximos ao *setpoint*, ou seja, podemos observar um bom desempenho dos controladores em todas as situações.

Figura 19. Respostas dinâmicas após distúrbios na vazão de alimentação: (a) temperatura da CDU T101, (b) temperatura da CDV T101, (c) temperatura da CDU T102 e (d) temperatura da CDV T102.

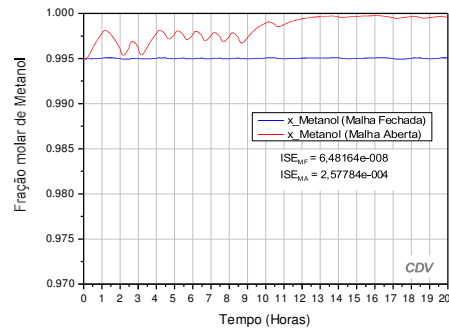


Nas Figuras 20 e 21, podemos observar os resultados obtidos para os distúrbios na composição de alimentação, para colunas com diâmetros uniformes (CDU) e colunas com diâmetros variados (CDV). Analisando visualmente percebemos, para ambos os casos, a importância do controle de temperatura, uma vez que o sistema operando em malha aberta para temperatura, tende a fugir do controle após 9h para coluna T101 e 13 horas para a coluna T102. Para distúrbios na composição, a coluna T101 (Metanol) com diâmetro variado (CDV) apresentou menor valor de ISE. Entretanto, para a coluna T102 (Acetona), o sistema CDU foi quem apresentou menor valor do ISE.

Figura 20. Respostas dinâmicas após distúrbios na composição de alimentação: (a) fração molar de metanol na CDU, (b) fração molar de metanol na CDV.

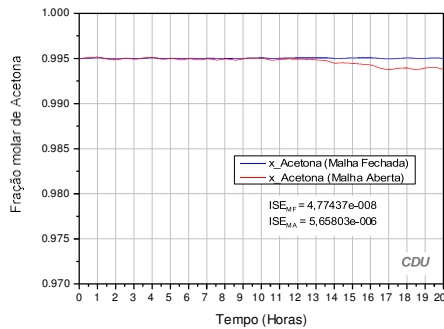


(a)

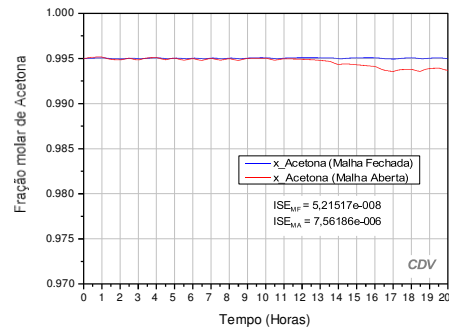


(b)

Figura 21. Respostas dinâmicas após distúrbios na composição de alimentação: (a) fração molar de acetona na CDU, (b) fração molar de acetona na CDV



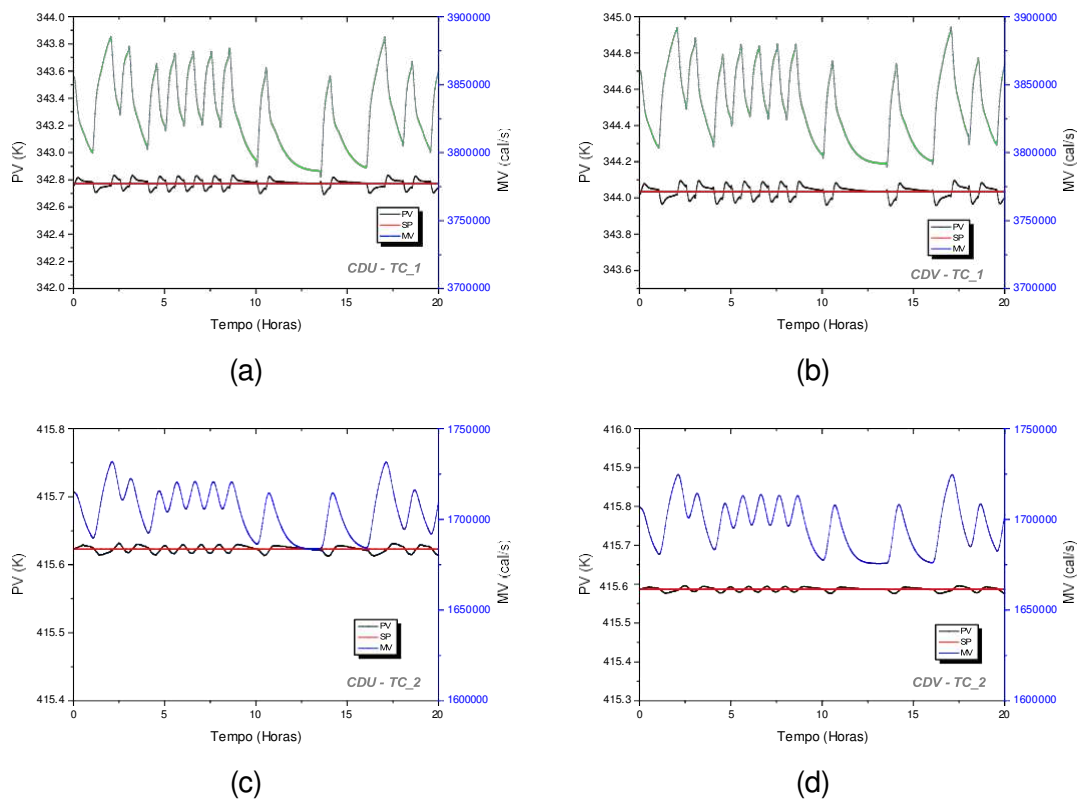
(a)



(b)

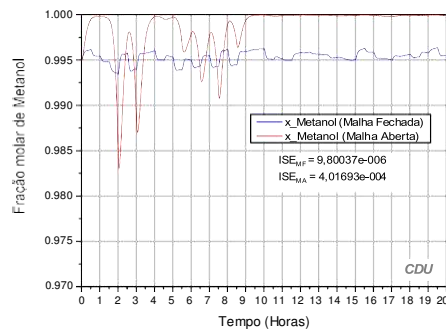
A Figura 22, nos gráficos (a) e (b), apresentam as respostas dinâmicas dos controladores de temperatura do prato sensível na coluna T101, para CDU e CDV, respectivamente, e os gráficos (c) e (d), as respostas dinâmicas de temperatura do prato sensível na coluna T102, para CDU e CDV, respectivamente. Para ambos os casos, as temperaturas dos pratos sensíveis das colunas T101 e T102, se mantêm em valores próximos ao *setpoint* e não há saturação da variável manipulada (MV).

Figura 22. Respostas dinâmicas após distúrbios na composição de alimentação: (a) temperatura da CDU T101, (b) temperatura da CDV T101, (c) temperatura da CDU T102 e (d) temperatura da CDV T102.

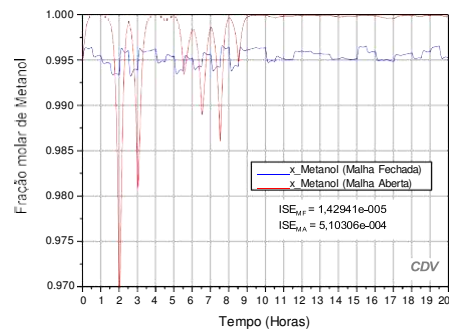


Nas Figuras 23 e 24, podemos observar os resultados obtidos para os distúrbios simultâneos na composição e vazão de alimentação, o que é mais comum de ocorrer na prática. Avaliando os gráficos, observamos uma tendência ainda maior de fuga de controle ao operar em malha aberta para temperatura. Este resultado era de se esperar, uma vez que estão sendo aplicados dois distúrbios de forma simultânea. Em malha fechada, observa-se que o sistema CDU, apresenta os menores valores de ISE para as colunas T101 e T102.

Figura 23.. Respostas dinâmicas após distúrbios simultâneos na vazão e composição de alimentação: (a) fração molar de metanol na CDU

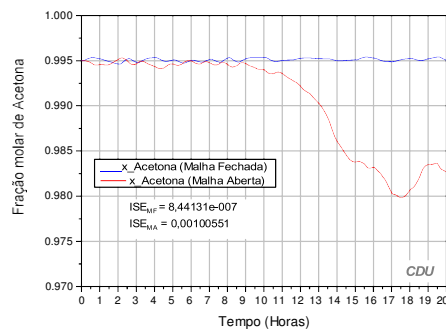


(a)

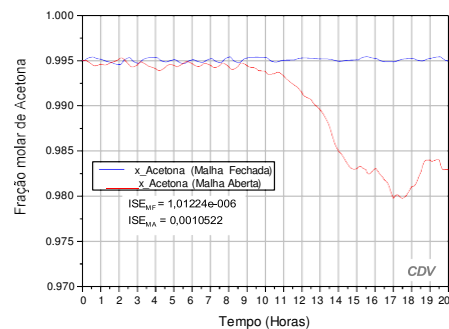


(b)

Figura 24. Respostas dinâmicas após distúrbios simultâneos na vazão e composição de alimentação: (a) fração molar de acetona na CDU, (b) fração molar de acetona na CDV.



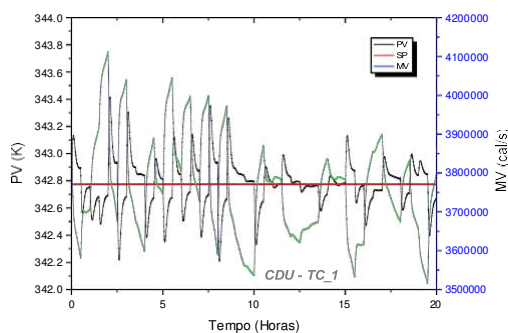
(a)



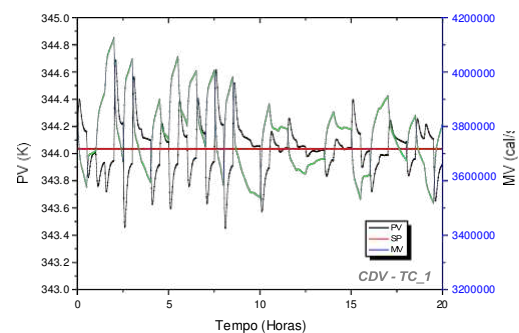
(b)

Avaliando as respostas dinâmicas dos controladores de temperatura do prato sensível na coluna, na Figura 25, gráficos (a), (b), (c) e (d), observa-se um bom desempenho do controlador, que foi capaz de manter a temperatura sempre próxima do valor do *setpoint* sem saturação da variável manipulada.

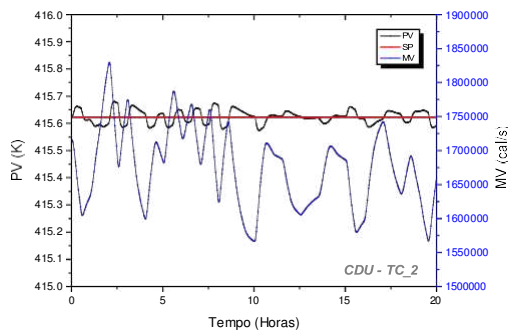
Figura 25. Respostas dinâmicas após distúrbios simultâneos na vazão e composição de alimentação: (a) temperatura da CDU T101, (b) temperatura da CDV T101, (c) temperatura da CDU T102 e (d) temperatura da CDV T102.



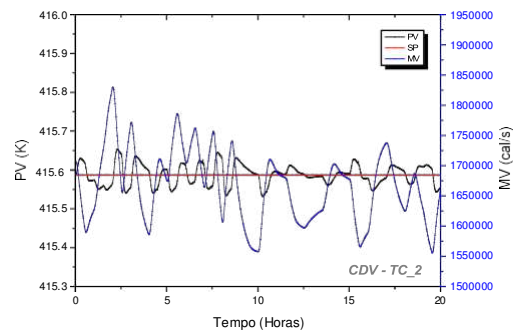
(a)



(b)



(c)



(d)

Estes resultados corroboram com o que vem sendo posto na literatura, ou seja, a estrutura de controle utilizada no processo CDU é eficiente também no processo CDV, mantendo os valores das composições dos produtos (Acetona e Metanol) próximos dos valores de referência. Ao comparar os valores de ISE, o sistema CDU se mostrou mais eficaz em manter a composição do produto mais próximo do valor de referência, apresentado, em quase todas as situações, o menor valor do ISE. Porém, vale salientar que as diferenças entre os valores de ISE são mínimas, podendo ser consideradas insignificantes. Apenas para distúrbio na composição, a coluna T101 (Metanol) com diâmetro variável apresentou menor valor do ISE. Sendo assim, o custo de investimento seria o parâmetro principal para decidir a escolha entre CDV ou CDU.

As repostas dinâmicas das demais malhas de controle (Nível do vaso de refluxo, nível do sump e pressão) estão apresentados no Apêndice A.

6. Conclusões e Sugestões para trabalhos futuros

Foi possível obter os modelos em regime estacionário, para as colunas com diâmetro uniforme e diâmetro variável, com resultados os condizentes com a literatura tomada como base.

Os diâmetros das colunas calculados pelo Aspen Plus estão de acordo com os valores calculados através da metodologia proposta por Fair e Mathews (1961). Ficou evidente a variação do diâmetro nos estágios da coluna, o que justifica o estudo do modelo das colunas com seções de diâmetros diferentes.

Os resultados obtidos, após distúrbios na alimentação do sistema, demonstram que praticamente não há vantagem, em termos de controle, de se utilizar colunas com diâmetro variado. De fato, ao comparar os resultados dos sistemas CDU e CVD, nota-se um resultado satisfatório em ambos os casos, utilizando a mesma estrutura de controle.

Sugestões para trabalhos futuros:

- Estudo da controlabilidade do sistema, utilizando integração térmica, para colunas com diâmetro variado.
- Estudo da comparação do uso de colunas com diâmetro uniforme e variado para destilação extrativa.
- Estudo da viabilidade econômica da utilização de colunas com diâmetro variado.

Referências Bibliográficas

ASPENTECH. **Aspen Plus: Getting started building and running a process model**. Version 11.1. Aspen Technology, Inc. Cambridge, 2001.

BAYER, F. M., ARAÚJO, O. C. B. **Controle automático de processos**. Santa Maria, Rio Grande do Sul, 2011.

BLACK, C. DITSLER, D. E., **Dehydration of aqueous ethanol mixtures by extractive distillation**. In: R. F. Gould, Extractive and azeotropic distillation. *Advance iChemistry Series* v. 115, p. 1-15, 1972.

BOJORGE R.N.I. **Sistema de Monitoramento e Controle de Processos para fins Didáticos e de Pesquisas**, Relatório Técnico e Científico, Processo N^o E26/110.861/2011, 2014.

BRITO, F. de O. **Desenvolvimento de usina de produção de biodiesel a partir de óleo de fritura usando simuladores de processo: aspectos operacionais e ambientais**. Pós-Graduação em Engenharia Civil. Centro de Tecnologia. UFCE, 2013.

BRITO, K. D. **Efeito do Teor de Solvente sobre o Custo Anual Total, Consumo Específico de Energia e Eficiência Termodinâmica na Obtenção de Etanol Anidro via Destilação Extrativa: Configurações Convencional e Termicamente Acoplada**. Tese de doutorado. Universidade Federal de Campina Grande. Campina Grande, Paraíba, 2014.

CADORE, I. R. **Eficiência de torres de destilação**. Dissertação (Graduação Engenharia Química) - Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre. 2011.

CAMPOS, M. C. M. M., TEIXEIRA, H. C. G. **Controles típicos de equipamentos e processos industriais**. 2. ed. São Paulo: Editora Blucher, 2010.

CAMPOS, M. C. M. M.; GOMES, M. V. C; PEREZ, J. M. G. Tubio. **Controle avançado e otimização na indústria do petróleo**. 1^a edição, Rio de Janeiro. Interciência, 2013.

CAO, Y., HU, J., JIA, H., BU, G., ZHU, Z. and WANG, Y. **Comparison of pressure-swing distillation and extractive distillation with varied-diameter**

column in economics and dynamic control. Elsevier, Journal of Process Control 49, 9-25, 2017.

CARMO, S. K. S., **Identificação de sistema em uma unidade de compressão de cloro.** Dissertação de mestrado. Universidade Federal de Campina Grande, 2010.

EBERHARDT AZAMBUJA, M. **Comparativo de métricas de sustentabilidade.** Graduado. Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 2013.

FIGUEROA, J.J., LUNELLI, B. H., FILHO, R. M., MACIEL, M. R. W. **Improvements on Anhydrous Ethanol Production by Extractive Distillation Using Ionic Liquid as Solvent.** *Procedia Engineering* 42 1016 – 1026, 2012.

FOUST, A. S., WENZEL, L., CLUMP, C., MAUS, C. W., ANDERSEN, L. B. **Princípios das operações unitárias,** Editora LTC, 2ª edição, Rio de Janeiro, p. 670, 1982.

GIL, I. D., BOTÍA, D. C., ORTIZ, P. and SÁNCHEZ, O. F. **Exctrative distillation of acetone/methanol mixture using water as entrainer.** *Ind. Eng. Chem. Res.*, 48, 4858-2865, 2009.

GOMIDE, R. **Operações unitárias.** Volume IV. 1998.

HENLEY, E. J; SEADER, J. D. **Equilibrium – Stage Separation Operation in Chemical Engineering.** John Wiley & Sons, Canada, 1981.

HOLLAND, C. D., **Fundamentals of Multicomponent Distillation.** Nova Iorque: McGraw-Hill, 1981.

HOSGOR, E., KUCUK, T., OKSAL, I. N., KAYMAK, D.B. **Design and control of distillation processes for methanol–chloroform separation.** *Computers & Chemical Engineering*, V 67, P 166-177, 2014.

JIMENEZ, R. L., MOCTEZUMA, M.B.O., MOOYAM, V., AGUILAR, A. G. **Relay feedback test used for Process Identification and PID tuning controller by Genetic Algorithms.** 2015.

KETZER, F. **Modelagem, simulação e controle de colunas de destilação apropriadas à produção de etanol em pequena escala.** Universidade Federal de Santa Maria, Rio Grande do Sul. 2013.

- KISTER, H. Z. **Distillation Operation**. California, EUA. Editora McGraw-Hill, Inc. 1990.
- KISTER, H. Z., **Distillation Design**, McGraw-Hill, Nova Iorque, 1992.
- KLEIN, A. **Azeotropic Pressure Swing Distillation, Dissertation, Berlin University of Technology**, pp. 6–16, Berlin, Germany 2013.
- KNAPP, J. P. AND M. F. DOHERTY. **A New Pressure-Swing-Distillation Process for Separating Homogeneous Azeotropic Mixtures**, Ind. Eng. Chem. Res., 31, 346–357, 1992.
- LUO, H., LIANG, K., LI, W., XIA, M., XU, C. **Comparison of Pressure-Swing Distillation and Extractive Distillation Methods for Isopropyl Alcohol/Diisopropyl Ether Separation**. Ind. Eng. Chem. Res., 53,39. 2014.
- LUYBEN, W. L. **Comparison of Extractive Distillation and Pressure-Swing Distillation for Acetone-Methanol Separation**. Industrial and Engineering Chemistry Research, 47, 2696–2707, 2008.
- LUYBEN, W. L. AND I.-L. CHIEN; **Design and Control of Distillation Systems for Separating Azeotropes**, pp. 149–164, John Wiley & Sons, Inc., Hoboken, U.S.A., 2010.
- LUYBEN, W. L. **Comparison of Extractive Distillation and Pressure-Swing Distillation for Acetone/Chloroform Separation. Computers and Chemical Engineering**, 50, 1-7, 2012a.
- LUYBEN, W. L. **Pressure-Swing Distillation for Minimum- and Maximum-Boiling Homogeneous Azeotropes**. Industrial and Engineering Chemistry Research, 51, 10881–10886, 2012b.
- MULHOLLAND, M. **Applied process control. Editora: Wiley – VCH, International Edition**, 1ª Edição, 2016.
- MANGILI, P. V., SOUZA, Y. P. D. M. **Avaliação da ecoeficiência de processos de separação acetona-metanol via simulação**. Trabalho de Conclusão de Curso. Universidade Federal Fluminense. 2016.
- MICKETTA, J. J. **Unit Operations Handbook**. Volume 1. Mass Transfer. 1993.

MODLA, G., LANG, P. **Feasibility of New Pressure Swing Batch Distillation Methods**. Chem. Eng. Sci., 63, 2856–2874, 2008a.

MODLA, G., LANG, P. **Separation of a Ternary Homoazeotropic Mixture by Pressure Swing Batch Distillation**. Hung. J. Ind. Chem., 36, 89–94, 2008b.

ONDREY, G. **Simulation and modeling spread their wings**. Chemical Engineering, n. 5, p. 27-31. 2005.

PEREIRA SANTANA, M. **Separação Do Azeótropo THF-Água Por Pressure Swing Distillation: Simulação e Otimização**. Graduado. Universidade de São Paulo, 2012.

SEADER, J. D., E. J. HENLEY AND D. K. ROPER. **Separation Process Principles: Chemical and Biochemical Operations**, 3rd ed., pp. 429–442, John Wiley & Sons, Inc., Hoboken, U.S.A. 2011;

SILVA, P. R. S. Simulação dinâmica e otimização de evaporadores de múltiplos efeitos em biorrefinárias. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal do Rio de Janeiro. RJ, 2013

SILVA, J. I. S. da. **Simulação dinâmica do processo de destilação de bioetanol em simulador baseado em equações (EMSO)**. Dissertação de mestrado, São Carlos, São Paulo, 2012.

SIMONELLI, G., MAI, B. F., VICHELO, D. R. S., MARCHI, H. F., CARVALHO, R. F. **Simulação do controle de uma coluna de destilação descontínua utilizando o Scilab**. ENGEVISTA, V.19, n.2, p.498-529, maio 2017.

THAKORE, S. B., BHATT, B. I. **Introduction to Process Engineering and Design**. 1 ed. Nova Iorque: McGraw-Hill, 2007.

WANG, Y., QI, P., YANG, X., ZHU, Z., GAO, J., ZHANG, F. **Exploration of a heat-integrated pressure-swing distillation process with a varied-diameter column for binary azeotrope separation**. Chemical Engineering Communications, 2019.

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

WIDAGDO, S., SEIDER, W. D. **Azeotropic distillation**. AIChE Journal, v.42, n.1, p. 96-130, 1996.

APÊNDICE A

Figura A1 - Resposta dinâmica do nível do vaso de refluxo da coluna T101 com (a) diâmetro uniforme e (b) diâmetro variado, diante distúrbios na vazão da alimentação.

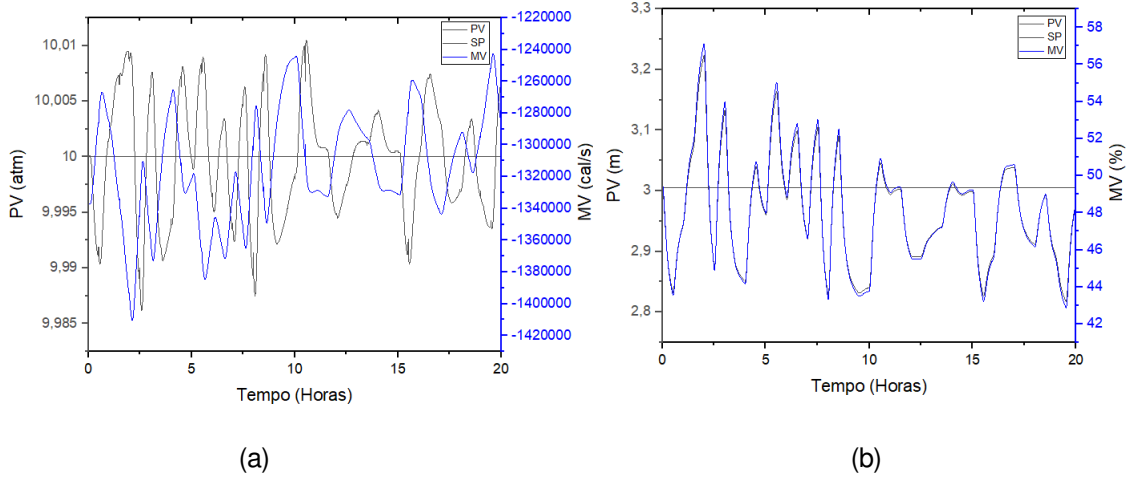


Figura A2 - Resposta dinâmica do nível do sump da coluna T101 com (a) diâmetro uniforme e (b) diâmetro variado, diante distúrbios na vazão da alimentação.

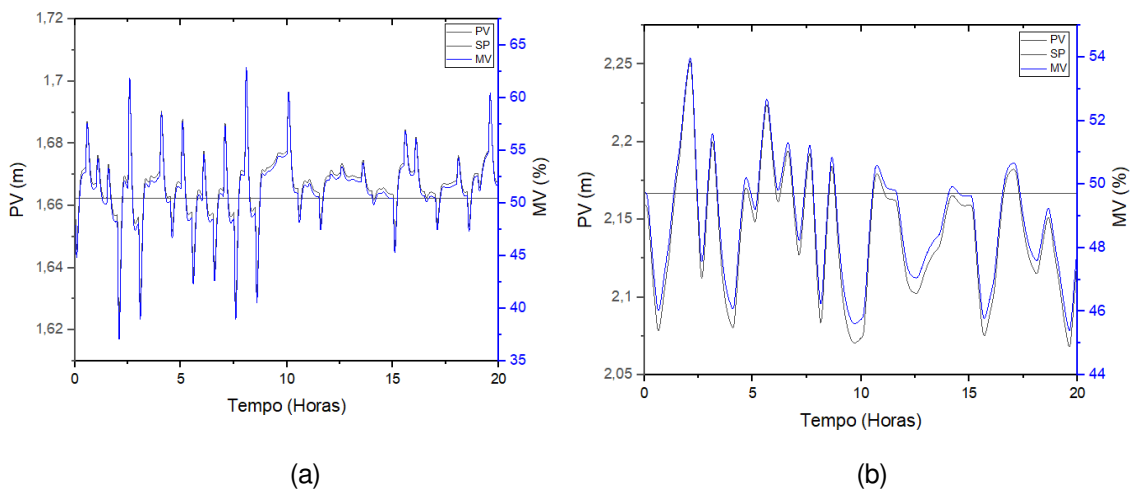


Figura A3 - Resposta dinâmica do nível do vaso de refluxo da coluna T102 com (a) diâmetro uniforme e (b) diâmetro variado, diante distúrbios na vazão da alimentação.

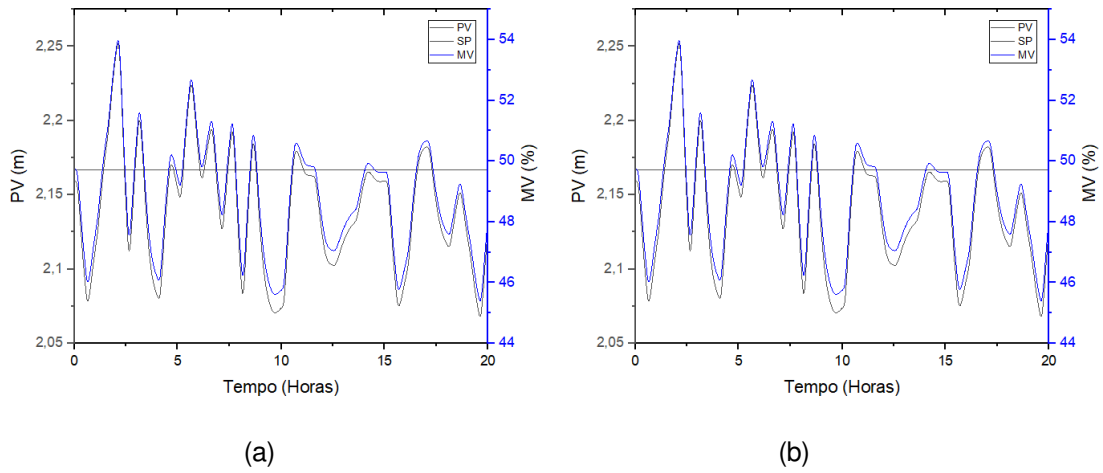


Figura A4 - Resposta dinâmica do nível do sump da coluna T102 com (a) diâmetro uniforme e (b) diâmetro variado, diante distúrbios na vazão da alimentação.

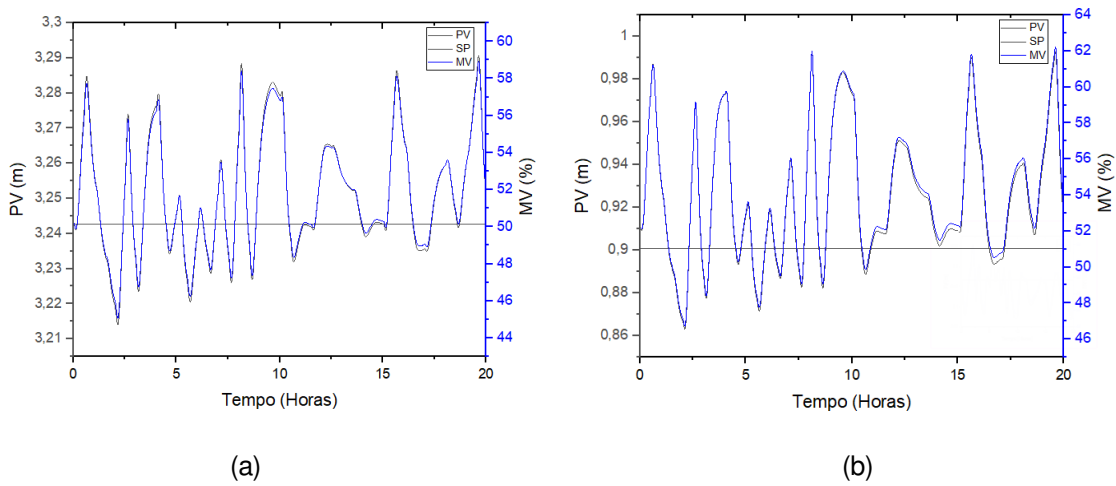


Figura A5 - Resposta dinâmica do nível do condensador da coluna T101 com (a) diâmetro uniforme e (b) diâmetro variado, diante distúrbios na composição de alimentação.

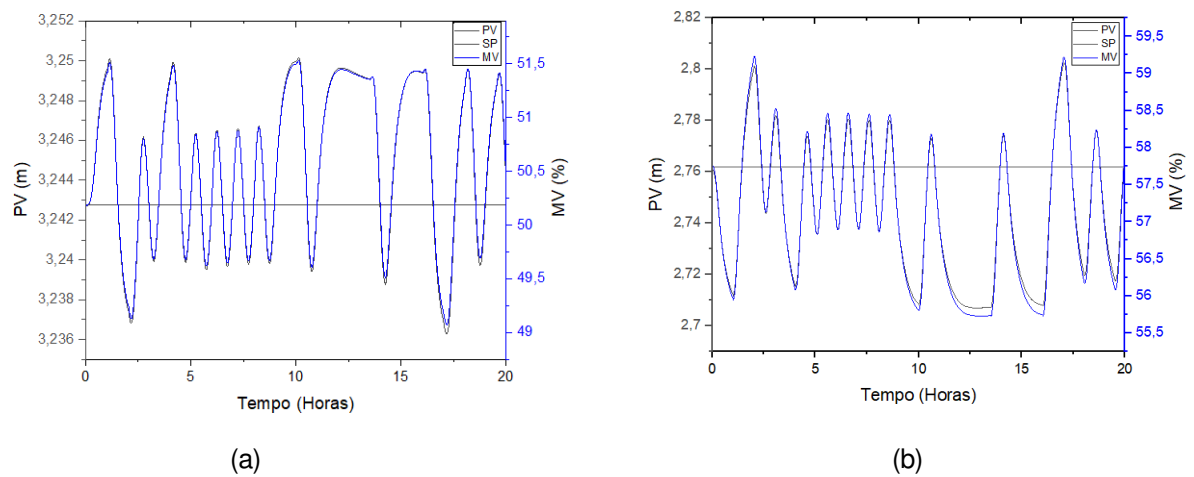


Figura A6 - Resposta dinâmica do nível do sump da coluna T101 com (a) diâmetro uniforme e (b) diâmetro variado, diante distúrbios na composição de alimentação.

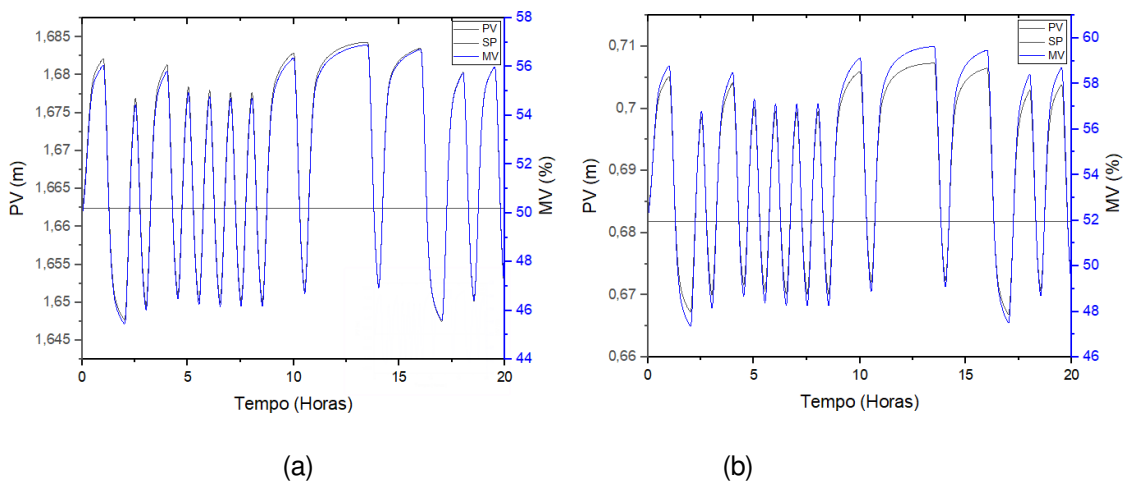


Figura A7 - Resposta dinâmica do nível do vaso de refluxo da coluna T102 com (a) diâmetro uniforme e (b) diâmetro variado, diante distúrbios na composição de alimentação.

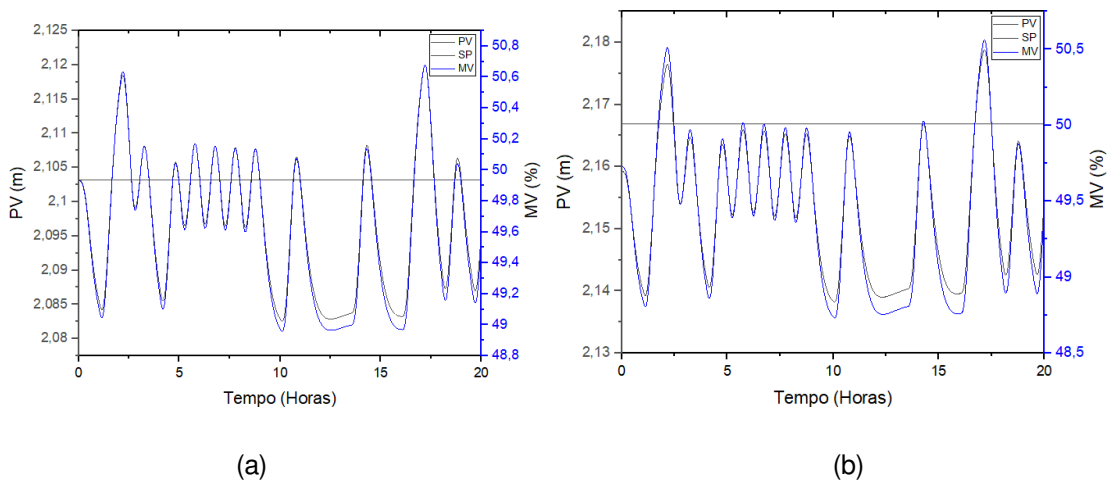


Figura A8 - Resposta dinâmica do nível do sump da coluna T102 com (a) diâmetro uniforme e (b) diâmetro variado, diante distúrbios na composição de alimentação.

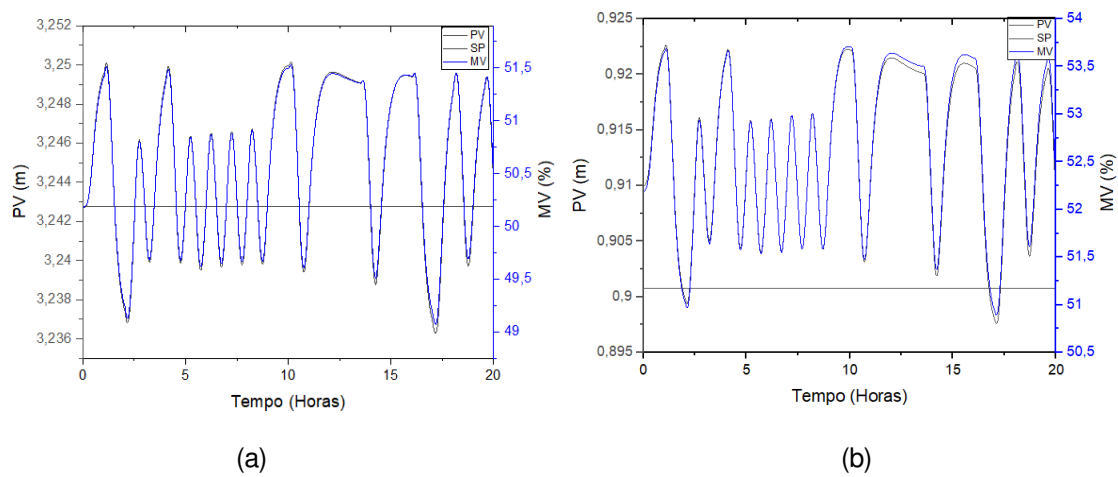


Figura A9 - Resposta dinâmica do nível do vaso de refluxo da coluna T101 com (a) diâmetro uniforme e (b) diâmetro variado, diante distúrbios na vazão e composição de alimentação.

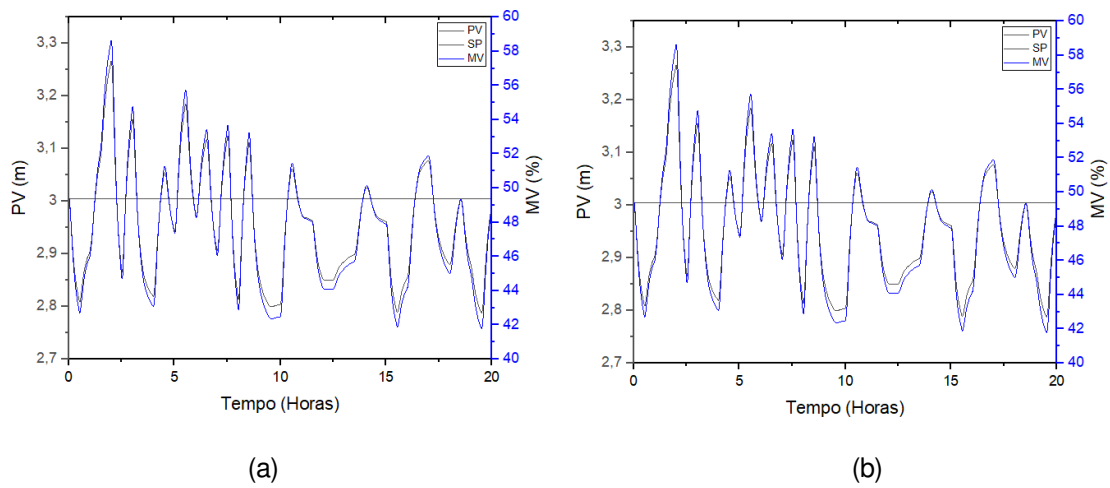


Figura A10 - Resposta dinâmica do nível do sump da coluna T101 com (a) diâmetro uniforme e (b) diâmetro variado, diante distúrbios na vazão e composição d alimentação.

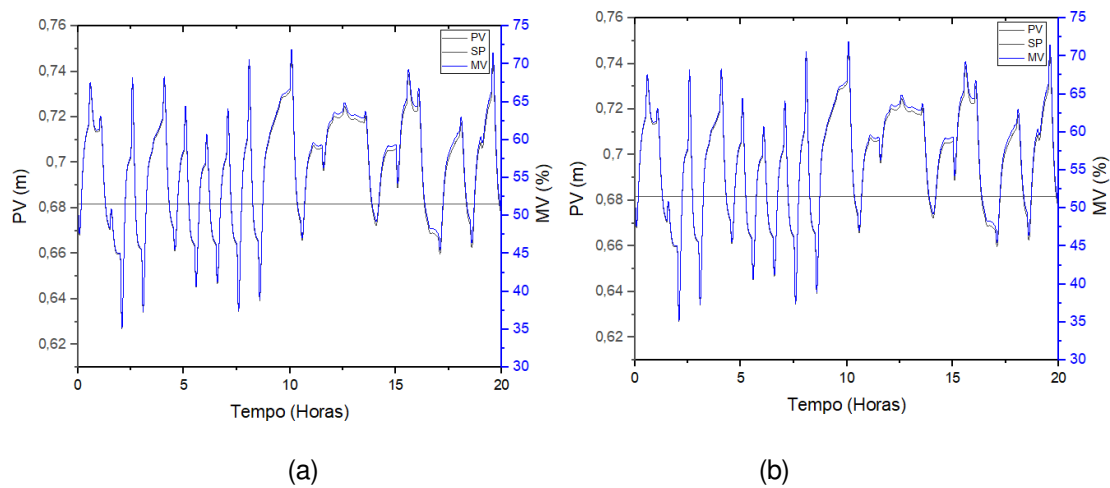


Figura A11 - Resposta dinâmica do nível do vaso de refluxo da coluna T102 com (a) diâmetro uniforme e (b) diâmetro variado, diante distúrbios na vazão da alimentação

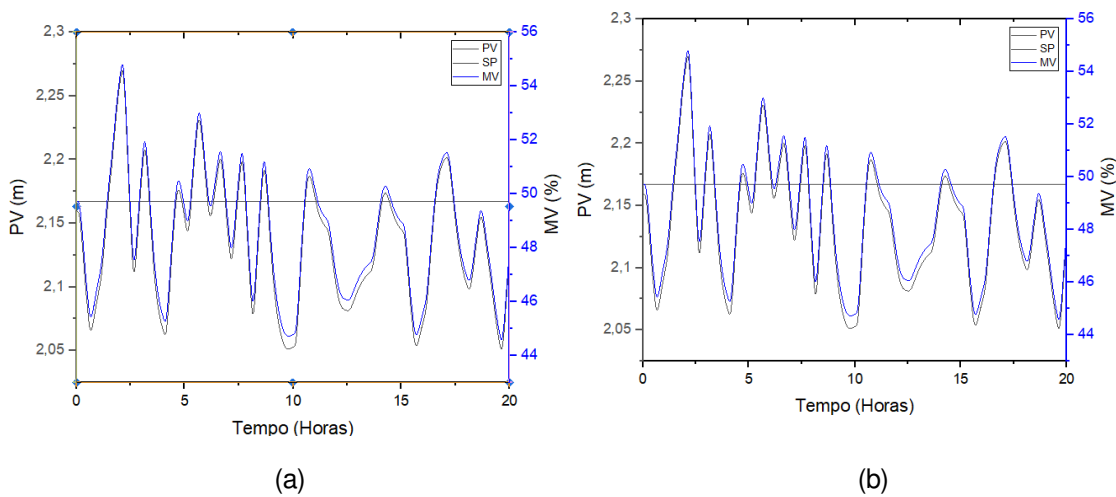


Figura A12 - Resposta dinâmica do nível do sump da coluna T102 com (a) diâmetro uniforme e (b) diâmetro variado, diante distúrbios na vazão e composição de alimentação.

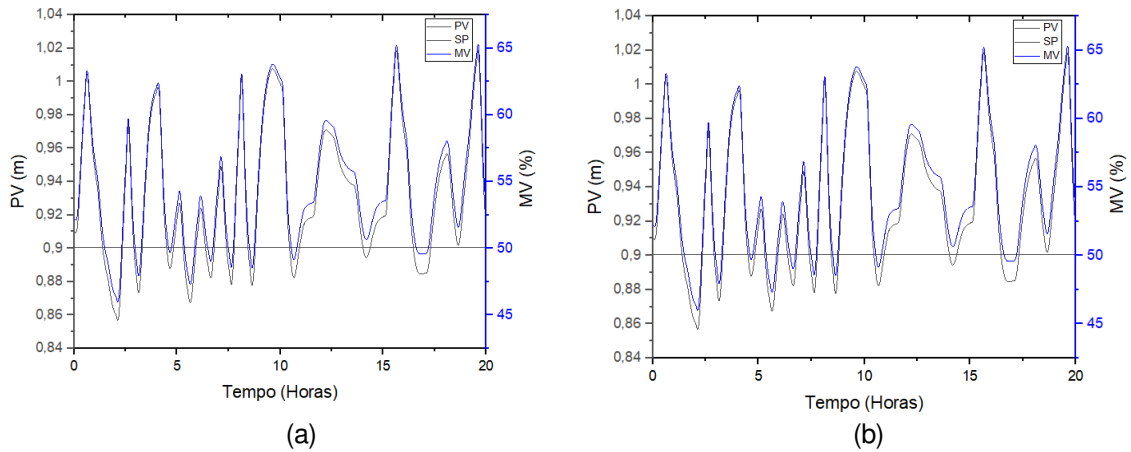


Figura A13 - Resposta dinâmica da pressão da coluna T101 com (a) diâmetro uniforme e (b) diâmetro variado, diante distúrbios na vazão da alimentação.

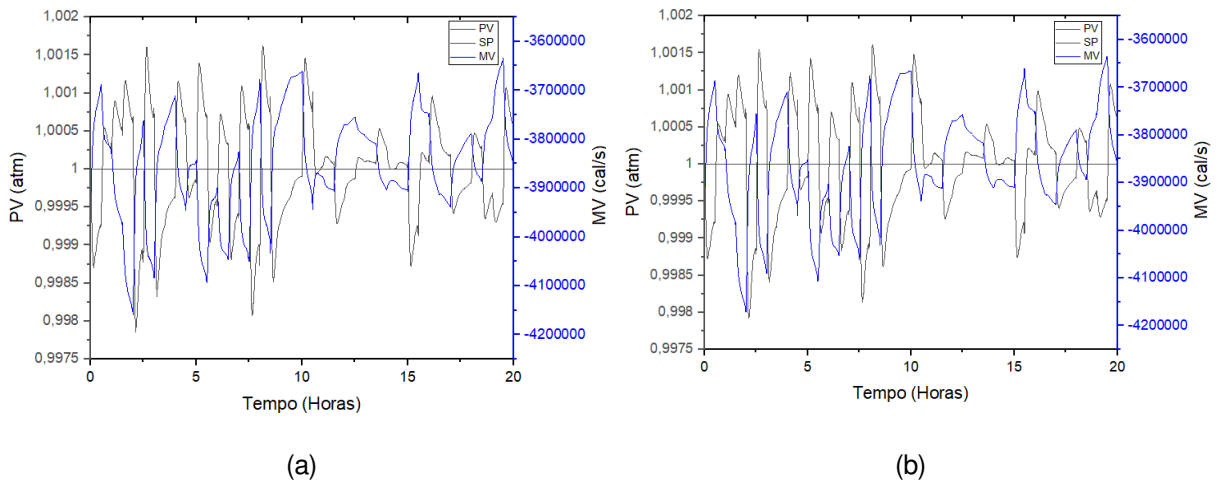


Figura 14 - Resposta dinâmica da pressão da coluna T102 com (a) diâmetro uniforme e (b) diâmetro variado, diante distúrbios na vazão da alimentação.

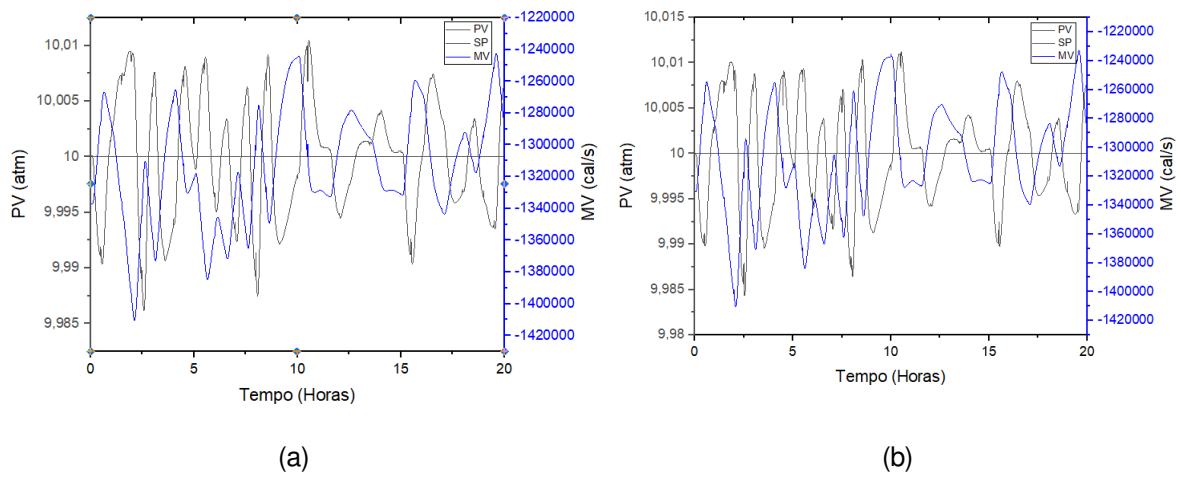


Figura A15 - Resposta dinâmica da pressão da coluna T101 com (a) diâmetro uniforme e (b) diâmetro variado, diante distúrbios na composição de alimentação.

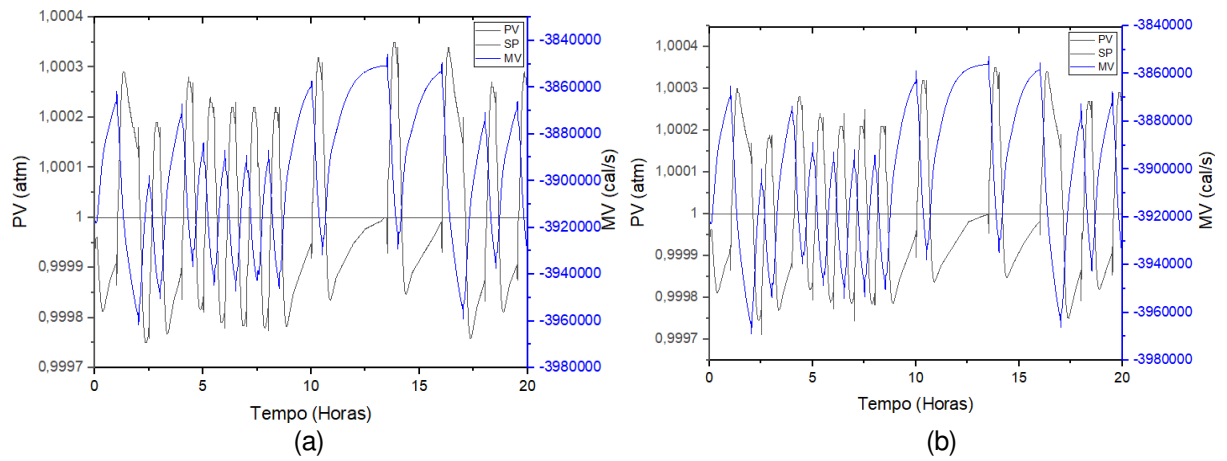


Figura A16 - Resposta dinâmica da pressão da coluna T102 com (a) diâmetro uniforme e (b) diâmetro variado, diante distúrbios na composição de alimentação.

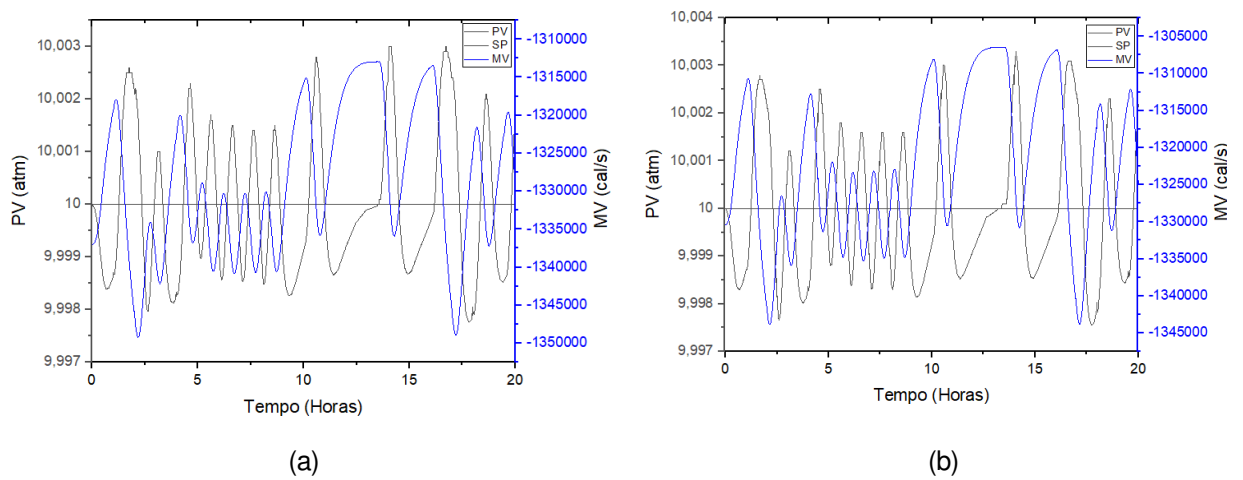


Figura A17 - Resposta dinâmica da pressão da coluna T101 com (a) diâmetro uniforme e (b) diâmetro variado, diante distúrbios na vazão e composição de alimentação.

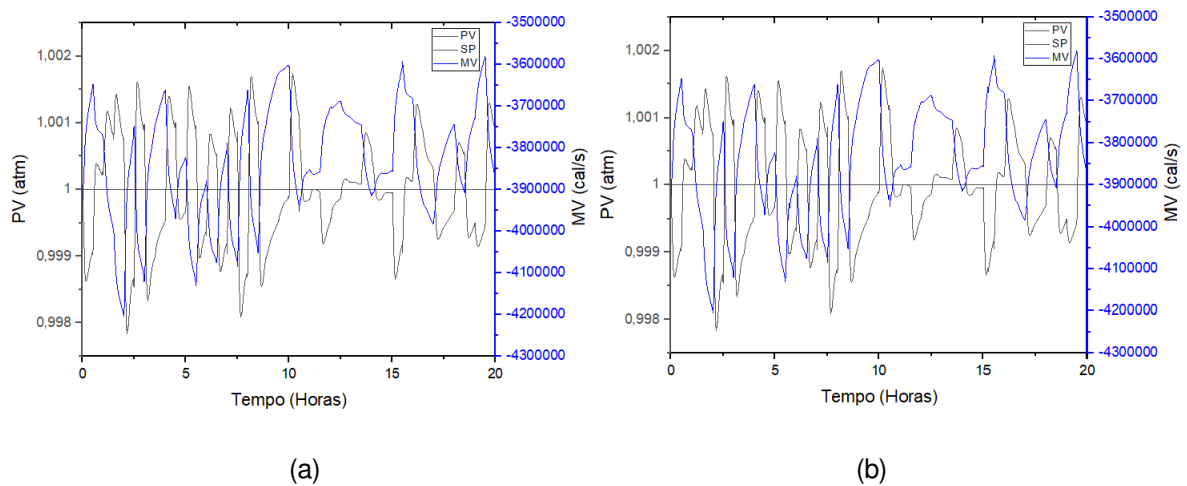
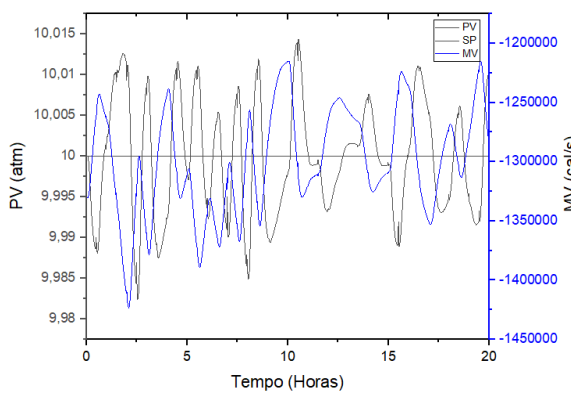
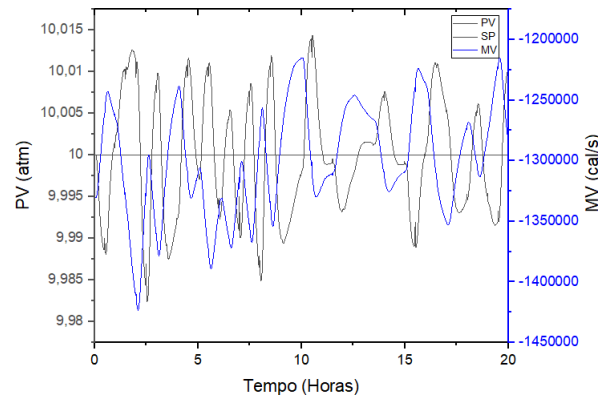


Figura A18 - Resposta dinâmica da pressão da coluna T102 com (a) diâmetro uniforme e (b) diâmetro variado, diante distúrbios na vazão e composição de alimentação.



(a)



(b)