



**UNIVERSIDADE CATÓLICA DO SALVADOR**  
**CURSO DE ENGENHARIA QUÍMICA**

**NATÁLIA SILVA DOS SANTOS**

**SIMULAÇÃO DINÂMICA DE UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO**

Salvador – BA

2019

**NATÁLIA SILVA DOS SANTOS**

**SIMULAÇÃO DINÂMICA DE UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO**

Monografia apresentada ao Curso de Engenharia Química da Universidade Católica do Salvador, como requisito parcial para obtenção do título de Engenheira Química, orientada pelo Prof. Dr. Sérgio Bello Neves.

Salvador – BA

2019

## AGRADECIMENTOS

O presente trabalho encerra mais uma etapa da minha vida. Neste momento, agradeço a todos aqueles que acompanharam o meu esforço e dedicação para que o trabalho saísse como o esperado.

Inicialmente, agradeço a Deus por toda força, fé e por ter sempre cuidado de mim. Agradeço aos meus pais, Jair e Nad, que nunca mediram esforços para que eu realizasse os meus sonhos, vocês são a minha vida. À minha avó Neuza, obrigada por todo cuidado e pelas tangerinas que não podiam faltar! Aos meus avós Anísio e Acidália, que cuidam de mim de lá de cima. Agradeço ao meu amor, Osório, por ter acreditado em mim, mesmo quando eu não acreditava que conseguiria.

Agradeço a todos os mestres que compartilharam seus conhecimentos comigo. Em especial, agradeço ao professor Sérgio pela oportunidade e por ter acreditado no meu potencial. Agradeço também ao professor Vinícius, que me apresentou um dos temas mais legais da graduação: controle! Ao professor Mônaco, obrigada pelo empenho em sempre trazer mais para o nosso curso.

E o que seria dessa trajetória sem os amigos? Àqueles que são ou serão meus colegas de profissão, foi uma honra ter caminhado com vocês. Aos meus amigos de fora, vocês são muito importantes para mim. Essa conquista é nossa!

Por fim, deixo aqui a seguinte mensagem de Pastorino:

*“Tenha coragem em todas as circunstâncias da vida. Por piores que lhe pareçam as dificuldades, tenha a certeza de que pode superá-las com a persistência e a força que provém de seu íntimo. Deus está dentro de cada um de nós, pronto a dar-nos energia e vigor, ânimo e incentivo.”*

Com amor, Nati.

Obrigada!

## LISTA DE FIGURAS

<b>Figura 1.</b> Coluna de destilação com refluxo.....	13
<b>Figura 2.</b> Custo x Razão de Refluxo.....	14
<b>Figura 3.</b> Diagrama Txy do sistema etanol-água, para fração molar.....	17
<b>Figura 4.</b> Processo geral de destilação da usina de etanol combustível. ....	18
<b>Figura 5.</b> Comparativo entre o desempenho de sintonias.....	22
<b>Figura 6.</b> Estratégias de controle indireto em colunas de destilação.....	25
<b>Figura 7.</b> Estratégias de controle direto em colunas de destilação. ....	25
<b>Figura 8.</b> Razão de refluxo mínima. ....	32
<b>Figura 9.</b> Estudo de prato sensível para a vazão de refluxo fixa. ....	36
<b>Figura 10.</b> Estudo de prato sensível para a carga térmica do refeedor fixa. ....	36
<b>Figura 11.</b> Fluxograma do modelo estacionário. ....	39
<b>Figura 12.</b> Checagem da pressão no Aspen Plus.....	40
<b>Figura 13.</b> Tela inicial do Aspen Plus Dynamics, com um controle de pressão do estágio 1. ....	40
<b>Figura 14.</b> Controle de composição indireto sem cascata. ....	41
<b>Figura 15.</b> Controle de composição direto sem cascata. ....	42
<b>Figura 16.</b> Controle de composição direto com cascata. ....	42
<b>Figura 17.</b> Controle indireto da temperatura do prato sensível sem cascata. ....	43
<b>Figura 18.</b> Controle direto da temperatura do prato sensível sem cascata. ....	43
<b>Figura 19.</b> Fluxograma para teste de composição duplo. ....	44
<b>Figura 20.</b> Primeira aba para identificação do processo.....	45
<b>Figura 21.</b> Aplicação do degrau ao sistema.....	46
<b>Figura 22.</b> Ajuste dos parâmetros de controle com sintonia. ....	46
<b>Figura 23.</b> Primeira etapa do teste em malha fechada. ....	47
<b>Figura 24.</b> Resposta do sistema às oscilações provocadas pelos relés. ....	48
<b>Figura 25.</b> Aplicação do método de sintonia.....	48
<b>Figura 26.</b> Configurações dos controladores de nível de fundo, pressão do condensador e composição de etanol do destilado. ....	51
<b>Figura 27.</b> Configurações dos controladores de vazão da carga e nível de topo.....	51
<b>Figura 28.</b> Perturbação na Carga 1 – Estratégia 1. ....	52
<b>Figura 29.</b> Dinâmica da pressão do condensador – Estratégia 1. ....	52
<b>Figura 30.</b> Dinâmica do nível de topo – Estratégia 1. ....	53

<b>Figura 31.</b> Dinâmica do nível de fundo – Estratégia 1.....	53
<b>Figura 32.</b> Dinâmica da composição de fundo – Estratégia 1.....	54
<b>Figura 33.</b> Dinâmica da composição de topo do etanol – Estratégia 1.....	54
<b>Figura 34.</b> Dinâmica da Carga 1, com a variável manipulada – Estratégia 2.....	55
<b>Figura 35.</b> Controle de pressão bastante eficaz – Estratégia 2.....	56
<b>Figura 36.</b> Controle de nível de topo – Estratégia 2.....	56
<b>Figura 37.</b> Controle do nível de fundo - Estratégia 2.....	57
<b>Figura 38.</b> Composição de etanol na corrente de fundo – Estratégia 2.....	57
<b>Figura 39.</b> Composição de etanol na corrente de destilado – Estratégia 2.....	58
<b>Figura 40.</b> Controladores em cascata – Estratégia 3.....	58
<b>Figura 41.</b> Controle de vazão da Carga 1 – Estratégia 3.....	59
<b>Figura 42.</b> Controle de pressão do condensador – Estratégia 3.....	59
<b>Figura 43.</b> Controle de nível de topo – Estratégia 3.....	60
<b>Figura 44.</b> Controle de nível de fundo – Estratégia 3.....	60
<b>Figura 45.</b> Controle de composição de etanol na corrente de fundo – Estratégia 3.....	61
<b>Figura 46.</b> Controle de composição de etanol na corrente de destilado – Estratégia 3.....	61
<b>Figura 47.</b> Dinâmica da Carga 1 – Estratégia 4.....	62
<b>Figura 48.</b> Dinâmica da pressão do condensador – Estratégia 4.....	63
<b>Figura 49.</b> Dinâmica do nível de topo – Estratégia 4.....	63
<b>Figura 50.</b> Dinâmica do nível de fundo – Estratégia 4.....	64
<b>Figura 51.</b> Dinâmica da temperatura do prato sensível – Estratégia 4.....	64
<b>Figura 52.</b> Dinâmica da composição de fundo – Estratégia 4.....	65
<b>Figura 53.</b> Dinâmica da composição de topo – Estratégia 4.....	65
<b>Figura 54.</b> Configuração errada do controlador de temperatura do prato sensível – Estratégia 5.....	66
<b>Figura 55.</b> Dinâmica da Carga 1 – Estratégia 5.....	66
<b>Figura 56.</b> Dinâmica da pressão do condensador – Estratégia 5.....	67
<b>Figura 57.</b> Dinâmica do nível de topo – Estratégia 5.....	67
<b>Figura 58.</b> Dinâmica do nível de fundo – Estratégia 5.....	68
<b>Figura 59.</b> Dinâmica da temperatura do prato sensível – Estratégia 5.....	68
<b>Figura 60.</b> Dinâmica de etanol da corrente de fundo – Estratégia 5.....	69
<b>Figura 61.</b> Dinâmica de etanol da corrente de topo – Estratégia 5.....	69
<b>Figura 62.</b> Dinâmica da pressão do condensador – Estratégia 6.....	70
<b>Figura 63.</b> Dinâmica da Carga 1 – Estratégia 6.....	70

<b>Figura 64.</b> Dinâmica do nível do vaso de refluxo – Estratégia 6. ....	71
<b>Figura 65.</b> Dinâmica do nível da base da coluna – Estratégia 6.....	71
<b>Figura 66.</b> Dinâmica de etanol da corrente de fundo – Estratégia 6.....	72
<b>Figura 67.</b> Dinâmica de etanol da corrente de topo – Estratégia 6.....	72

## LISTA DE TABELAS

<b>Tabela 1.</b> Condições de operação da coluna retificadora. ....	19
<b>Tabela 2.</b> Aplicações típicas para os controladores P, PI e PID. ....	20
<b>Tabela 3.</b> Lista de variáveis controladas e manipuladas. ....	23
<b>Tabela 4.</b> Dados experimentais de Equilíbrio Líquido-Vapor para etanol e água. ....	27
<b>Tabela 5.</b> Dados de equilíbrio líquido-vapor para o modelo NRTL. ....	28
<b>Tabela 6.</b> Dados de equilíbrio líquido-vapor para o modelo UNIQUAC. ....	28
<b>Tabela 6.</b> Dados de equilíbrio líquido-vapor para o modelo UNIQUAC. (Continuação) .....	29
<b>Tabela 7.</b> Dados de equilíbrio líquido-vapor para o modelo UNIF-DMD. ....	29
<b>Tabela 7.</b> Dados de equilíbrio líquido-vapor para o modelo UNIF-DMD. (Continuação) .....	30
<b>Tabela 8.</b> Dados de equilíbrio líquido-vapor para o modelo UNIFAC. ....	30
<b>Tabela 9.</b> Cálculos para determinar o número de estágios reais. ....	32
<b>Tabela 9.</b> Cálculos para determinar o número de estágios reais. (Continuação) .....	33
<b>Tabela 10.</b> Resultados obtidos para o estudo de Inclinação dos Pratos. ....	34
<b>Tabela 10.</b> Resultados obtidos para o estudo de Inclinação dos Pratos. (Continuação) .....	35
<b>Tabela 11.</b> Estudo de sensibilidade para aumento da vazão de destilado com carga térmica e vazão de refluxo fixas. ....	36
<b>Tabela 11.</b> Estudo de sensibilidade para aumento da vazão de destilado com carga térmica e vazão de refluxo fixas. (Continuação 1) .....	37
<b>Tabela 11.</b> Estudo de sensibilidade para aumento da vazão de destilado com carga térmica e vazão de refluxo fixas. (Continuação 2) .....	38
<b>Tabela 12.</b> Resultados das correntes do sistema. ....	49
<b>Tabela 13.</b> Dados específicos da coluna, condensador e reboiler. ....	50
<b>Tabela 14.</b> Parâmetros de controle. ....	50
<b>Tabela 15.</b> Resultados de composição obtidos entre as estratégias. ....	73

## RESUMO

O estudo realizado mostrou a importância da simulação dinâmica para entender as reações das variáveis de processo quando acontece uma perturbação no sistema. Para o estudo, foi necessário projetar a coluna de destilação no Aspen Plus, incluindo a escolha do melhor modelo termodinâmico, balanço material, razões de refluxo mínima e de projeto, número de pratos teóricos e reais, prato de alimentação e estudo do prato sensível. Para análise das estratégias de controle, utilizou-se o Aspen Plus Dynamics, mostrando-se uma ótima ferramenta para treinamento de operadores. A estratégia do controle de composição direto com cascata apresentou melhores resultados às perturbações, que foram feitas na vazão da carga, garantindo que a corrente de destilado fosse obtida dentro das especificações da ANP.

**Palavras-chave:** Coluna de destilação. Estratégias de controle. Simulação dinâmica.

## **ABSTRACT**

The study showed the importance of dynamic simulation to understand the reactions of process variables when a system disturbance occurs. For the study, it was necessary to design the distillation column in Aspen Plus, including the choice of the best thermodynamic model, material balance, minimum and design reflux ratios, number of theoretical and real plates, feed plate and sensitive plate study. For the analysis of the control strategies, we used Aspen Plus Dynamics, showing itself to be a great tool for operator training. The strategy of direct composition control with cascade presented better results to the perturbations, which were made in the feed flow, ensuring that the distillate stream was obtained within ANP specifications.

**Keywords:** Distillation column. Control strategies. Dynamic simulation.

## SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO.....	11
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	13
2.1 COLUNAS DE DESTILAÇÃO.....	13
2.2 SISTEMA ETANOL E ÁGUA.....	15
2.2.1 DESCRIÇÃO DO PROCESSO DE DESTILAÇÃO – CASO DE ESTUDO ....	18
2.3 SISTEMAS DE CONTROLE.....	19
2.3.1 SISTEMAS DE CONTROLE EM COLUNA DE DESTILAÇÃO.....	23
3. METODOLOGIA.....	27
3.1 DESENVOLVIMENTO DO MODELO ESTACIONÁRIO.....	27
3.2 ESTUDO DO PRATO SENSÍVEL.....	34
3.3 DO MODELO ESTACIONÁRIO AO DINÂMICO.....	39
3.4 NO ASPEN PLUS DYNAMICS.....	40
3.5 IDENTIFICAÇÃO DO PROCESSO E SINTONIA.....	44
4. RESULTADOS.....	49
4.1 RESULTADOS DO ASPEN PLUS DYNAMICS.....	50
5. CONSIDERAÇÕES FINAIS.....	74
6. RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	75
REFERÊNCIAS.....	76

## 1. INTRODUÇÃO

Em virtude dos avanços tecnológicos e da crescente competitividade entre as empresas, a indústria vem passando por consecutivas transformações ao longo dos anos para otimizar os processos e se destacar no mercado industrial, tendo em vista projetos mais eficientes, que economizem recursos e que produzam o máximo possível em menos tempo.

Os processos industriais possuem variáveis que devem ser controladas para trabalhar no ponto ótimo de operação, sendo este um dos grandes desafios da indústria. As variáveis são exemplificadas como temperatura, pressão, composição, vazão, nível, viscosidade, aroma, sabor, entre outros (KALID, 2004). Com o objetivo de ter o menor custo operacional, as condições desejadas de processo para as variáveis atuarem podem ser ajustadas automaticamente utilizando a técnica do controle de processos.

Aliado a tecnologia, o controle de processos é uma técnica que tem a capacidade de prever as variáveis do processo e fazer os ajustes automaticamente. Dessa forma, ao surgirem perturbações no sistema, como uma mudança na carga da alimentação ou nas condições do processo, a técnica realizará uma ação corretiva a fim de reverter as variáveis para que as condições de projeto estimadas inicialmente sejam atendidas, de forma mais rápida. As ações serão tomadas de modo que sejam garantidas a segurança dos equipamentos e dos trabalhadores, a qualidade do produto e a produção com um custo mínimo de investimento e operacional.

Assim sendo, o sistema de controle de processos pode ser aplicado em inúmeros equipamentos de diferentes operações unitárias em uma indústria. Dentre estes equipamentos industriais encontram-se as colunas de destilação, que são empregadas para separar uma mistura de dois ou mais componentes que possuem diferentes pontos de saturação. Campos e Teixeira (2006, p. 325) ressaltam que:

Estes equipamentos também são responsáveis por grande parte do custo operacional de uma refinaria ou de uma central petroquímica, em função do alto consumo energético necessário para o aquecimento e resfriamento das correntes. Portanto, o grande desafio dos engenheiros [...] é projetar sistemas de controle para colunas de destilação que garantam a qualidade dos produtos com um consumo mínimo de energia.

Para que esse desafio seja superado e o projeto do sistema de controle de cada unidade seja definido, são desenvolvidas diferentes estratégias de controle que devem ser criteriosamente estudadas antes de serem implantadas em uma unidade industrial. Para este estudo, um método adequado para analisar o desempenho de cada estratégia é a simulação

dinâmica, que deve levar em consideração o tempo necessário para o sistema atingir o estado estacionário e as especificações desejadas do produto.

De acordo com Smith e Corripio (2008), o método da simulação dinâmica de processos tem sido utilizado por no mínimo quatro décadas e pode ser aplicado ao estudo do comportamento dinâmico dos processos; à projeto, sintonização e avaliação dos sistemas de controle de processo; ao treinamento de operadores na operação de processos; ao projeto do grupo de processos e de sua operação. Uma das grandes vantagens do simulador é permitir uma maior flexibilidade nos testes e nas perturbações no sistema de controle, já que estas análises não afetam a produção (CAMPOS; TEIXEIRA, 2006).

Para execução da simulação dinâmica, existem diversos softwares disponíveis no mercado, como por exemplo o MATLAB/Simulink, VsSim, TK Solver, Hysys, LabVIEW e Aspen Plus Dynamics. Este último, que fornece módulos de operação de unidade e pacotes de propriedades termodinâmicas, é um simulador comercial muito utilizado pelas indústrias químicas e petroquímicas (SMITH; CORRIPIO, 2008).

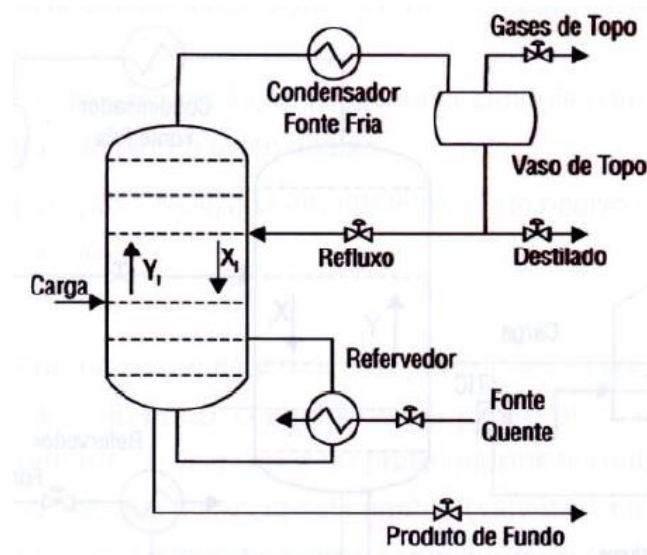
O presente trabalho tem como objetivo principal analisar diferentes estratégias de controle de uma coluna de destilação para obtenção de etanol combustível hidratado, através da simulação dinâmica executada no Aspen Plus Dynamics, da Aspen Technology®, de forma que a composição do destilado seja mantida dentro das especificações prevista pela ANP. Como objetivos específicos têm-se: definir o melhor modelo termodinâmico para o processo; projetar a coluna de destilação, incluindo balanço material, razão de refluxo mínima e de projeto e número de pratos teóricos e reais; definir o prato sensível para a avaliação das estratégias de controle da qualidade por temperatura; verificar a dinâmica do processo com controladores em cascata e sem cascata.

## 2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

### 2.1 COLUNAS DE DESTILAÇÃO

A separação, que ocorre através da vaporização e condensação dessa mistura de substâncias miscíveis e voláteis, é provocada pelas diferentes pressões de vapor de cada componente em determinadas temperaturas, permitindo que sejam obtidos produtos de maior pureza (BUCKLEY et al., 1985; KISTER, 1990).

A Figura 1 ilustra uma coluna de destilação. Nela, é possível verificar alguns dos principais equipamentos presentes em um sistema de destilação, como a própria torre com pratos ou recheios, um condensador, um refeedor e o vaso de topo. Também pode-se notar a corrente de alimentação, o refluxo, a corrente de destilado ou de produto de topo, com o componente mais volátil, e a corrente de fundo, com o produto mais pesado.



**Figura 1.** Coluna de destilação com refluxo.

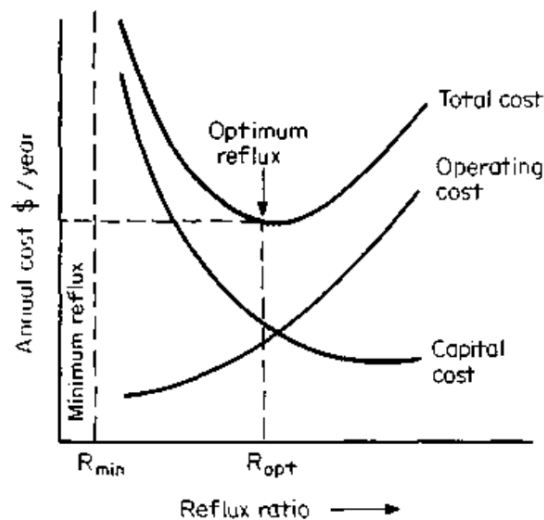
**Fonte:** Campos e Teixeira (2006).

O fornecimento de calor a uma mistura promove sua vaporização parcial, para então serem obtidas duas fases: líquida e vapor. As vazões molares de cada fase são constantes ao longo dos estágios de cada seção de uma coluna de destilação. Quanto maior for a diferença de composição entre cada fase, maior será a diferença entre as volatilidades de cada componente, ou seja, mais difícil de se atingir o equilíbrio líquido-vapor das fases. Porém, uma maior volatilidade também exige maior número de estágios, o que acaba encarecendo o projeto. A volatilidade relativa ( $\alpha_{1,2}$ ) do sistema pode ser obtida pela relação entre as constantes de equilíbrio, representadas pela letra K, onde “x” corresponde à composição da fase líquida e “y”,

a fase vapor. E o número 1 é referente ao componente mais volátil do sistema. A relação pode ser vista na Equação 1.

$$\alpha_{1,2} = \frac{K_1}{K_2} = \frac{\frac{y_1}{x_1}}{\frac{y_2}{x_2}} \quad (\text{Equação 1})$$

Outro ponto que deve ser levado em consideração em um projeto de uma coluna de destilação é quanto ao refluxo. Existem processos de destilação simples que não envolvem um refluxo, outros mais elaborados contam com esse sistema. O aumento da razão de refluxo (R) reduz o número de pratos teóricos necessários para realizar uma separação, representando uma redução nos custos de investimento (CAPEX) no projeto. Em contrapartida, o aumento da razão de refluxo também representa um aumento nos custos operacionais (OPEX), visto que há um aumento nos fluxos de líquido e vapor, exigindo um gasto de energia maior.



**Figura 2.** Custo x Razão de Refluxo.

**Fonte:** Kister (1992).

A Figura 2 relaciona as curvas dos custos operacionais e de capital, bem como a razão de refluxo. O ponto mínimo da curva de custo total representa a razão de refluxo ótima que pode ser utilizada em projetos. Em virtude disso, pode-se definir uma razão de refluxo ótima para um projeto de uma coluna de destilação, a partir da razão de refluxo mínima, seguindo a Equação 2 abaixo:

$$RR_{Projeto} = RR_{Mínima} \cdot 1,3 \quad (\text{Equação 2})$$

O projeto de uma coluna de destilação é iniciado com o balanço material. Quando as especificações de composição e vazões das correntes forem definidas, determina-se a razão de refluxo mínima e de projeto. Em seguida, calcula-se o número de pratos teóricos e o prato ótimo de alimentação. Utilizando-se a Correlação de O'Connell (Equação 3), que determina a eficiência ao longo da coluna de destilação, pode-se calcular o número de pratos reais através da Equação 4.

$$\eta_{O'Connell} = 0,492 \cdot (\alpha_{1,2} \cdot \mu_{liq})^{-0,245} \quad (\text{Equação 3})$$

Onde:

$\alpha_{1,2}$  → Corresponde a volatilidade relativa.

$\mu_{liq}$  → Corresponde a viscosidade do líquido.

$$NT_{Real} = \sum \frac{1}{\eta_{O'Connell}} \quad (\text{Equação 4})$$

De acordo com Henley e Seader (1981), os métodos gráficos são úteis para visualizar as relações entre um conjunto de variáveis, e por isso, são comumente usados na engenharia química. Como exemplo, tem-se o método de McCabe-Thiele, que é utilizado para determinar o número de estágios teóricos, através da construção de um diagrama de equilíbrio x-y do componente mais volátil com as composições da fase líquida e da fase vapor, as quais no gráfico são denominadas de retas de operação. Sobretudo, também pode-se utilizar o simulador para projetar a coluna de destilação, sem que seja necessário algum método gráfico.

Devido às suas particularidades, as colunas de destilação exigem o emprego de sistemas de controle ajustados para corrigir alterações que ocorrem com certa frequência, já que possuem comportamento não linear.

## 2.2 SISTEMA ETANOL E ÁGUA

O etanol é um composto orgânico de fórmula  $C_2H_6O$ , com massa molar de, aproximadamente, 46,07 g/mol e com ponto de ebulição a 78°C. No Brasil, a produção de etanol pode ocorrer a partir da fermentação de açúcares, por síntese em laboratório ou por destilação, sendo 80% dessa produção usada como combustível, 5% para uso alimentar, perfumaria e alcoolquímica e 15% para a exportação (CHIEPPE JÚNIOR, 2012). A água, substância abundante no planeta, é composta por dois átomos de hidrogênio e um de oxigênio, formando a molécula de  $H_2O$ . Possui massa molar de, aproximadamente, 18,02 g/mol e ponto de ebulição

a 100°C. Nos processos de destilação, geralmente, a água é o resíduo, ou seja, é o produto de menor interesse no sistema.

A produção do etanol pode ser originada a partir de diversas plantas cultivadas, como milho, beterraba, trigo e mandioca. Porém, de acordo com a Raízen, grande produtora nacional de etanol, a cana-de-açúcar apresenta um aproveitamento superior. Leite e Cortez (2013) relataram que uma das razões pela qual a cana-de-açúcar é considerada a principal matéria-prima para produção do etanol, deve-se ao balanço energético. Eles afirmam que a razão entre a energia obtida e a energia total utilizada é muito maior para o álcool da cana do que de qualquer outro biocombustível.

A Raízen ainda afirma que essa relação para o etanol da cana-de-açúcar é cinco vezes maior do que a do etanol de milho, por exemplo. O método mais comum de produção do etanol de primeira geração é através da fermentação e destilação do caldo de cana-de-açúcar. O primeiro passo é lavagem da cana para que ela possa ir para moagem, da qual é extraído o sumo da cana com alto teor de sacarose. O sumo da cana passa por uma purificação, em vários processos de filtragem para formar um mosto, que passa por uma fermentação e é misturado com leveduras. Nessa etapa, o líquido é chamado de vinho fermentado. O álcool deste vinho é recuperado em colunas de destilação e retificação, gerando o etanol hidratado. Para obtenção do etanol anidro, o etanol passa por uma etapa de desidratação. A Equação 5 descreve a fermentação alcoólica, com a transformação da glicose em etanol e gás carbônico:



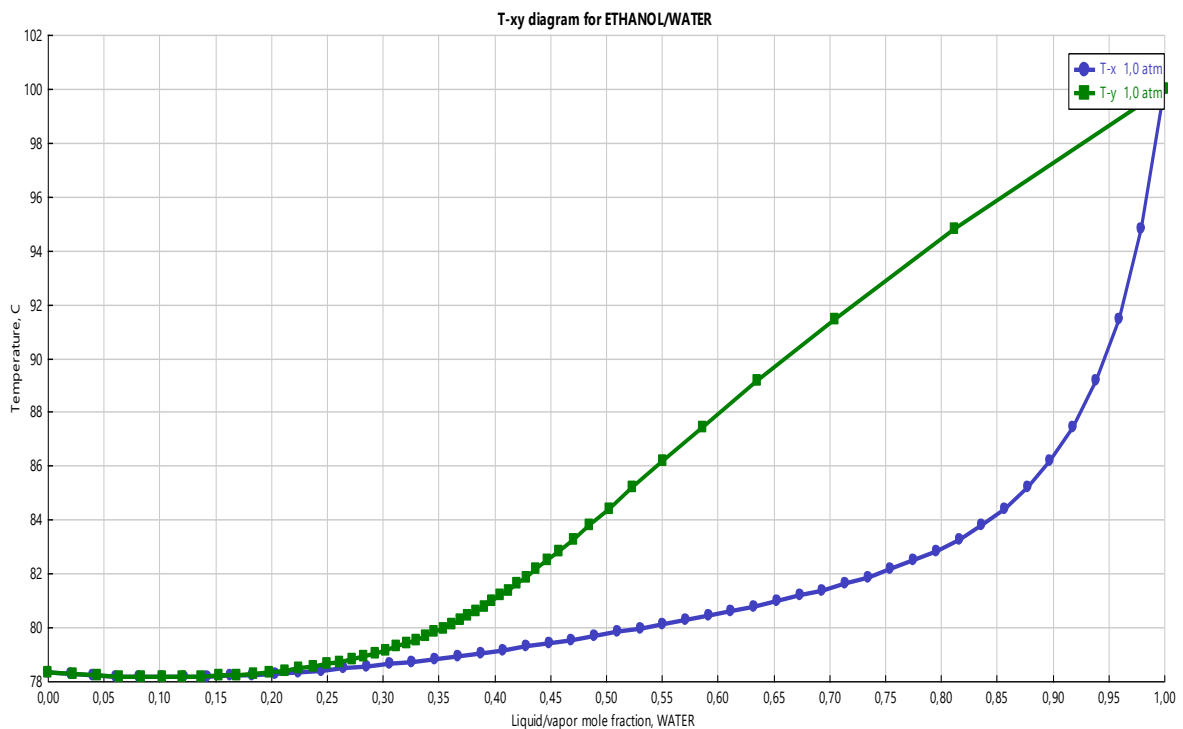
O processo produtivo do etanol gera o bagaço da cana como resíduo, o qual, segundo Chieppe Júnior (2012), é utilizado para cogeração de energia, ou seja, o bagaço é queimado na caldeira para gerar vapor, que é a energia necessária para o complexo industrial.

As indústrias sucroalcooleiras cresceram muito nos últimos anos, buscando a otimização dos processos produtivos para a obtenção de um produto de melhor qualidade. De acordo com a Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP), no ano de 2018, a produção de etanol hidratado atingiu a capacidade de 23.612.467,83 m<sup>3</sup>, sendo o maior volume desde 2012.

De acordo com a Resolução ANP nº 764 de 20 de dezembro de 2018, o etanol comum vendido nos postos de combustível, o álcool etílico hidratado, deve possuir de 92,5% a 94,6%, em massa, de etanol e o restante de água. Já o etanol misturado à gasolina é o álcool anidro, um

tipo de etanol que possui pelo menos 99,3% de álcool puro. Logo, é necessária a utilização do processo de destilação para tornar esse etanol mais puro para futuras utilizações.

Segundo McCabe, Smith e Harriott (1993), com uma destilação convencional é possível obter uma mistura de até 95,6% de etanol em massa, devido à proximidade do ponto de azeotropia. A destilação pode ser aplicada a diferentes tipos de misturas, dentre elas a azeotrópica. O ponto azeotrópico é aquele no qual um líquido em ebulição e um vapor possuem as mesmas composições, tendo as curvas dos pontos de orvalho e de bolha tangentes à mesma linha horizontal. Como a temperatura do ponto de bolha é inferior às temperaturas de saturação dos componentes da mistura quando puros trata-se de um azeótropo de mínima, como mostrado pelo diagrama Txy da Figura 33. Processos industriais que envolvem sistemas azeotrópicos, como etanol ( $C_2H_6O$ ) e água ( $H_2O$ ), necessitam de uma maior atenção, segundo Smith, Van Ness e Abbott (2007), pois a separação total com ebulição constante não é possível através da destilação simples, sendo necessária a utilização de vários estágios para obter os componentes em alta pureza.



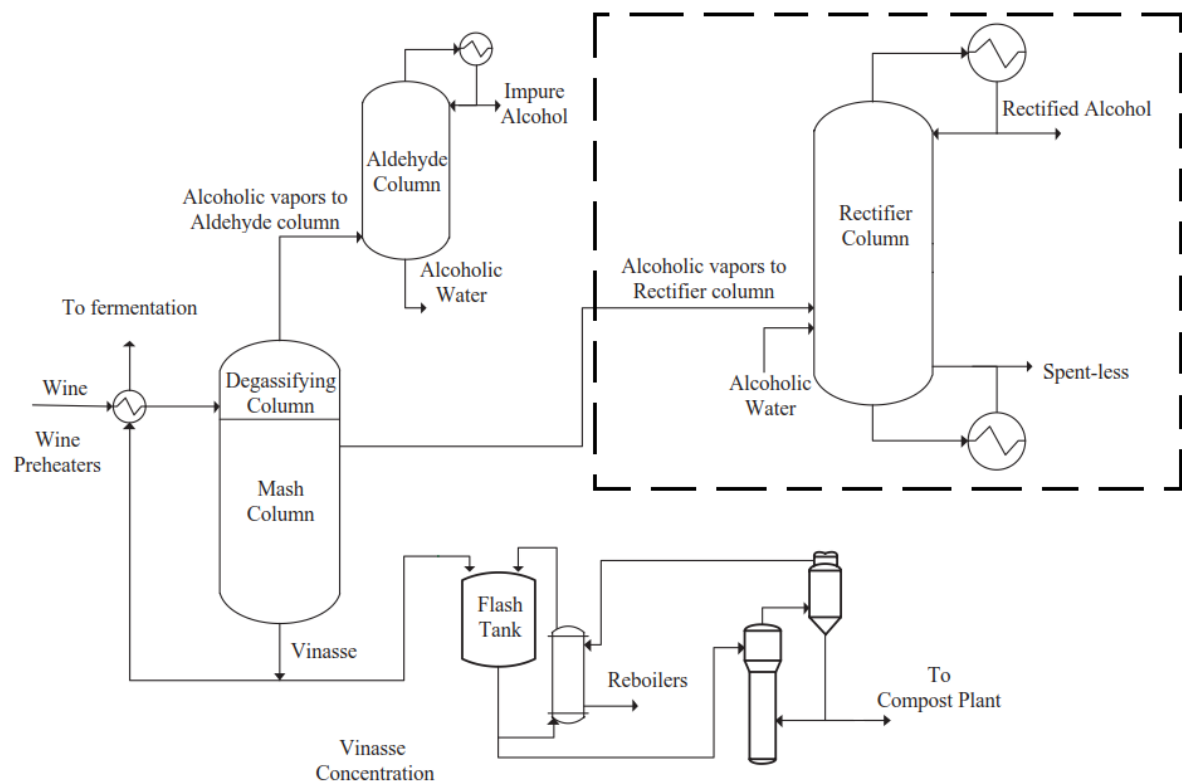
**Figura 3.** Diagrama Txy do sistema etanol-água, para fração molar.

**Fonte:** Aspen Plus (2018).

Portanto, na indústria são instalados obstáculos, chamados de recheios ou pratos, para aumentar esse contato entre a fase vapor e a fase líquida, promovendo assim vários estágios de vaporização e condensação. Quanto maior for o número de estágios, maior será a separação e purificação desses compostos, conseqüentemente maior será o custo do processo.

## 2.2.1 DESCRIÇÃO DO PROCESSO DE DESTILAÇÃO – CASO DE ESTUDO

Para o presente trabalho, o processo de destilação para produção de etanol escolhido teve como base o estudo feito por Bastidas et al. (2012). O processo, descrito pela Figura 4, começa quando o vinho que vem da etapa da fermentação é pré-aquecido para entrar na primeira coluna de destilação, a coluna desgaseificadora, onde os compostos leves ( $\text{CO}_2$ , acetaldeído, metanol e outros subprodutos da fermentação) são removidos. Estes compostos leves são recuperados no topo da coluna desgaseificadora juntamente com uma pequena fração de etanol. Essa mistura constitui o fluxo de alimentação para a segunda coluna, a coluna de aldeído. No topo da segunda coluna, álcool impuro é obtido com uma composição de 95% em massa de etanol, enquanto que no fundo, uma corrente chamada de água alcoólica é obtida, com 15% em massa de etanol.



**Figura 4.** Processo geral de destilação da usina de etanol combustível.

**Fonte:** Adaptada de Bastidas et al. (2012).

O vinho, livre de componentes leves, entra para a coluna de moagem, onde na parte superior, uma corrente de vapor lateral rica em etanol, 40% em massa, é extraída para ser enviada à coluna retificadora. Enquanto isso, na parte inferior da coluna de moagem, a vinhaça é obtida. Uma parte da corrente é usada para pré-aquecer o vinho antes de ser recirculado para o

processo de fermentação; a parte restante está concentrada em um sistema de evaporação para ser enviado para a fábrica de adubo.

Na coluna retificadora, o álcool etílico contido nos vapores alcoólicos e na água alcoólica é recuperado em uma corrente conhecida como álcool retificado, com 95% em massa de etanol. O álcool retificado e o álcool impuro podem ser enviados para o processo de desidratação, que é realizado por meio de adsorção com peneiras moleculares, ou já pode ser utilizado como o combustível etanol. Finalmente, na parte inferior desta coluna, uma corrente é obtida com um teor de etanol máximo de 0,1% em massa.

Como objeto de estudo do presente trabalho, o sistema selecionado está em destaque na Figura 4, contendo uma coluna retificadora, com duas correntes de alimentação (vapores alcoólicos e água alcoólica) e duas correntes de produto (álcool retificado e corrente de fundo). Sobretudo, para que as especificações sejam atendidas, segundo a ANP, o álcool retificado deverá ter, no máximo, 94,6% em massa de etanol.

O balanço material do corrente estudo teve como base o trabalho realizado por Bastidas et al. (2012), sendo feitos os ajustes necessários para que as novas especificações fossem atendidas. A Tabela 1 traz algumas condições de operação para a coluna retificadora do trabalho de Bastidas.

**Tabela 1.** Condições de operação da coluna retificadora.

Parâmetros	Coluna retificadora (Bastidas et al. (2012))
Número de estágios	58
Condensador	Parcial Líquido-Vapor
Reboiler	Termossifão
Pressão (Pa)	26055
$\Delta P$ (Pa)	21787
Vazão de Destilado (kg/s)	2,03
Razão de Refluxo (massa)	4,3
Recuperação de Etanol no Destilado	96,8%

**Fonte:** Adaptada de Bastidas et al. (2012).

## 2.3 SISTEMAS DE CONTROLE

Um projeto de um sistema de controle deve ser executado a fim de definir uma estrutura de controle que minimize as perdas econômicas decorrentes de perturbações e o processo possa sofrer. O sistema deve eliminar os desvios entre a variável controlada e o valor desejado

(*setpoint* – *SP*), e ser estável para que sua resposta não possua oscilações apesar das não linearidades do processo. (CAMPOS; TEIXEIRA, 2006)

Campos e Teixeira (2006) dizem que um projeto de um sistema de controle pode ser dividido em 3 etapas:

1. Projeto básico: Análise do processo e definição de uma estratégia de controle, incluindo a instrumentação necessária;
2. Detalhamento e implantação: Cuidados com a instalação da instrumentação e configuração do controle no sistema digital;
3. Fase de operação e manutenção: Sintonia dos controladores e possíveis alterações das mesmas em função de mudanças operacionais.

Usualmente, a indústria emprega controladores do tipo Proporcional-Integral-Derivativo (PID), que calcula inicialmente o “erro” entre a variável controlada e o *setpoint*, e, em função deste erro, o controlador emite um sinal de controle para eliminar o desvio. Os controles podem ser utilizados somente como o módulo proporcional (P), como proporcional e integral (PI), proporcional e derivativo (PD) e proporcional, integral e derivativo (PID). A Tabela 2 mostra aplicações típicas de alguns dos controladores.

**Tabela 2.** Aplicações típicas para os controladores P, PI e PID.

Controlador	Características	Aplicação Típica
P	Tem desvio do “setpoint” em regime permanente.	Controle de nível.
PI	Não tem desvio do “setpoint” em regime permanente. Sistema mais “nervoso”.	Controles de vazão, nível e pressão.
PID	A resposta é mais estável em malhas lentas e sem ruídos, e com tempos mortos razoáveis, mas não muito elevados.	Controles de composição e temperatura.

**Fonte:** Campos e Teixeira (2006).

Os controladores podem ser empregados de forma simples, quando a saída atua diretamente na variável controlada, ou também pode ser utilizado outros tipos de controle como em cascata, que é quando a saída do controlador mestre atua no *setpoint* de outro controlador servo, ou em razão, quando o controle é feito com base na razão entre duas variáveis.

Antes de determinar o tipo de controle que será utilizado, é necessário conhecer o processo e saber suas restrições e limitações, já que o sistema pode ter respostas com:

- Tempo morto: É o intervalo de tempo entre o instante em que o sistema sofre uma perturbação e o início da resposta do sistema de controle;

- *Overshoot*: é o valor que a variável de processo ultrapassa o valor do *setpoint*;
- *Offset* ou Erro de Regime Permanente: é a diferença entre a variável do processo e o *setpoint* quando o sistema atinge o estado estacionário.

Conhecendo o processo, a próxima etapa é fazer o ajuste dos parâmetros do controle PID: ganho proporcional ( $Kc$ ), tempo integral ( $TI$ ) e tempo derivativo ( $TD$ ). O ganho proporcional determina a taxa de resposta de saída para o sinal de erro. No geral, aumentando o ganho proporcional irá aumentar a velocidade da resposta do sistema de controle. No entanto, se o ganho proporcional for muito grande, a variável de processo pode começar a oscilar, tendendo o sistema à instabilidade. A ação integral busca eliminar o Erro de Regime Permanente deixado pela ação proporcional. Ela introduz um efeito oscilatório no sistema, que pode leva-lo à instabilidade. O termo integral é representado pelo inverso do tempo integral, logo, quanto menor for o tempo integral, maior será a ação integral. Já a ação derivativa, na teoria, deveria sempre melhorar o comportamento dinâmico de processos. Aumentar o  $TD$  faz com que o sistema de controle reaja de maneira mais forte aos erros, aumentando a velocidade da resposta global de controle do sistema. Porém, como a derivada de resposta é muito sensível ao ruído no sinal da variável de processo, em alguns processos esse ruído pode ser amplificado. Dessa forma, a maioria dos sistemas de controle utilizam o tempo derivativo pequeno. As Equações 6, 7 e 8 mostram as ações proporcional, integral e a derivativa, respectivamente.

$$m = m_0 + Kc \cdot e \quad (\text{Equação 6})$$

$$m = m_0 + Kc \cdot \left( e + \frac{1}{TI} \int e dt \right) \quad (\text{Equação 7})$$

$$m = m_0 + Kc \cdot \left( e + \frac{1}{TI} \int e dt \right) + TD \frac{de}{dt} \quad (\text{Equação 8})$$

Onde:

$m \rightarrow$  é a saída do controlador;

$m_0 \rightarrow$  é a saída do controlador para erro igual a zero;

$e \rightarrow$  é o erro ou diferença entre a variável controlada e o *setpoint*;

$Kc \rightarrow$  é o ganho proporcional;

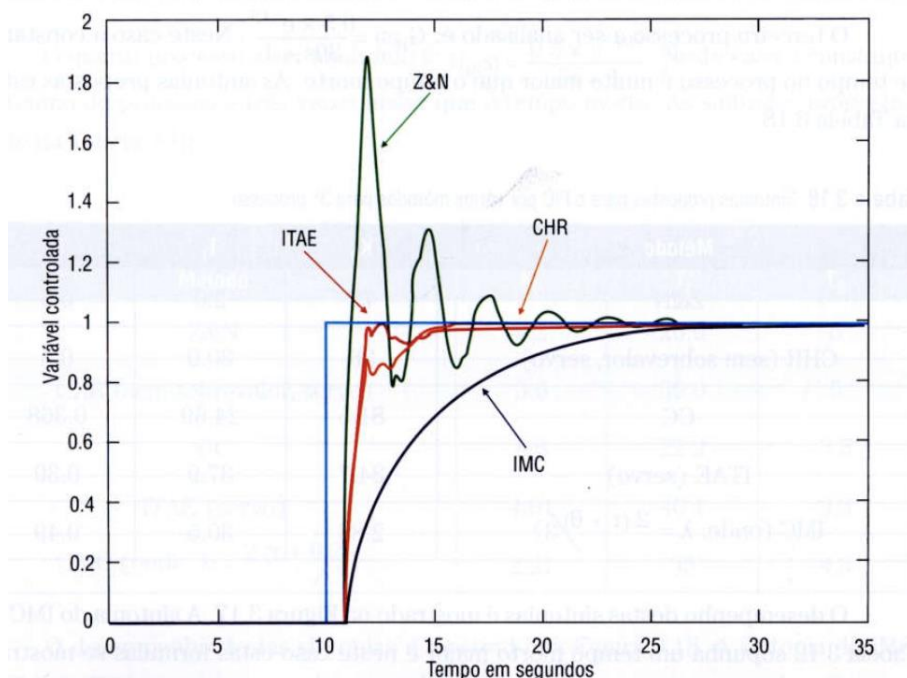
$TI \rightarrow$  é o tempo integral;

$TD \rightarrow$  é o tempo derivativo.

O ajuste desses parâmetros de controle pode ser feito por tentativa e erro, seguindo o *feeling* do operador, ou utilizando técnicas desenvolvidas chamadas de sintonia. Atendendo ao principal critério para ajuste de uma malha de controle, que é a sua estabilidade, a escolha do

método de sintonia mais adequado também deve atender as restrições de cada processo, já que cada método tem suas particularidades.

As primeiras regras de sintonia desses controladores foram propostas por Ziegler e Nichols em 1942, sendo importantes pelo pioneirismo e pela sua simplicidade de aplicação, embora com limitações no âmbito do desempenho conseguido (CAMPOS; TEIXEIRA, 2006). Outros métodos de sintonia são Cohen-Coon (CC); Chien, Hrones e Reswick (CHR); Método Integral do Erro, que pode ser IAE (Integral do módulo do erro), ISE (Integral dos erros ao quadrado) ou ITAE (Integral do módulo do erro vezes o tempo); Método do Modelo Interno ou também chamado de IMC (Internal Model Control). A Figura 5 ilustra o desempenho de algumas dessas sintonias para determinado processo.



**Figura 5.** Comparativo entre o desempenho de sintonias.

**Fonte:** Campos e Teixeira (2006).

É possível perceber que o método de Ziegler e Nichols apresenta uma resposta mais agressiva, com ganho proporcional alto e tempo integral baixo. Os métodos CHR e ITAE apresentam ganhos moderados, com baixo ou nenhum *overshoot*. Dentre estes, o ITAE apresenta uma resposta mais rápida. O IMC, apesar de ser mais lento, mostra-se como um método mais robusto, já que força o sistema a ter uma resposta de 1º grau. É muito indicado para processos que não pode ter um *overshoot* na resposta.

### 2.3.1 SISTEMAS DE CONTROLE EM COLUNA DE DESTILAÇÃO

Em contrapartida à extensa utilização de colunas de destilação nas indústrias, os sistemas de controle aliados a elas ainda não possuem muita atenção. De acordo com Kalid (2013, p. 8), “Isto não deveria ocorrer, pois, na maioria das indústrias de transformação, 80% do custo operacional energético são devido a essa operação unitária”.

A estrutura de controle é feita com as variáveis de processo e as manipuladas. Se esta estrutura não for corretamente definida, o consumo energético no refeedor ou condensador ou mesmo as vazões internas de líquido ou de vapor podem estar fora do ideal, acarretando em um maior custo operacional com menor produção (KALID, 2013). A Tabela 3 mostra uma lista de com possíveis variáveis controladas e manipuladas, sendo que elas podem não estar diretamente relacionadas.

**Tabela 3.** Lista de variáveis controladas e manipuladas.

Variáveis Controladas	Variáveis Manipuladas
Temperatura do prato sensível	Carga térmica do refeedor
Composição do destilado (produto de topo)	Vazão do produto de topo
Pressão da coluna ou prato	Vazão do fluido refrigerante para condensador
Composição do resíduo (produto de fundo)	Vazão do produto de fundo
Nível do vaso refluxo	Vazão de refluxo
Nível fundo da coluna	Vazão do fluido de aquecimento do refeedor
Vazão de alimentação	

**Fonte:** Autoria própria (2019).

Em um processo, deve-se primeiramente controlar as variáveis associadas ao inventário (vazões, pressões e níveis), pois estas são responsáveis por rejeitar as perturbações e estabilizar a planta (CAMPOS; TEIXEIRA, 2006).

De acordo com Kalid (2013), as partes que compõem uma coluna de destilação são seção de retificação e de esgotamento, condensador, refeedor, vaso de refluxo e base da coluna. Estas duas últimas partes são importantes pois, a retirada dos produtos é promovida por bombas, logo, torna-se necessária a presença desses acumuladores de líquido para evitar a cavitação ou que funcionem sem líquido para bombear. Também é necessário acrescentar uma válvula de controle em cada corrente de produto, podendo controlar os níveis dos vasos ou manipular as vazões de produto.

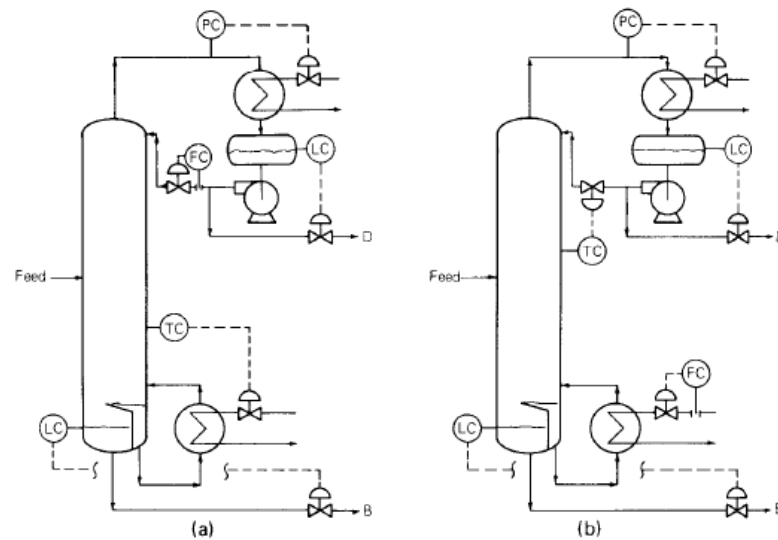
As variáveis mais trabalhadas em uma coluna de destilação são temperatura, pressão, nível, vazão e composição. Dentre essas, as principais variáveis que afetam a operação de uma coluna são: composição da carga, que representa o distúrbio mais significativo que o sistema de controle de destilação deve lidar, uma vez que uma variação na composição de alimentação irá deslocar o perfil de composição através da coluna, resultando em um grande distúrbio na composição dos produtos; e vazão da carga, já que um distúrbio nessa vazão de entrada pode afetar a dinâmica entre a entrada da carga e seu efeito nos pontos finais da coluna (topo e fundo).

De acordo com Riggs (1998), há ainda o que são chamados de restrições, ou seja, são pontos que devem ser levados em consideração na operação de colunas de destilação. Um eficiente sistema de controle não ignora essas restrições, fazendo com que o processo opere de forma otimizada, próximo aos limites de restrição. Dentre essas restrições estão:

1. *Flooding* (Inundação): ocorre quando há o acúmulo de líquido sobre o prato com maior rapidez do que pode fluir para a bandeja inferior através do *downcomer*, até que atinge o prato superior através do aumento de nível do *downcomers*. Pode ser provocada pelas altas vazões de líquido.
2. *Weeping* (Gotejamento): ocorre quando o líquido começa a escoar pelos furos dos pratos. Pode ser provocado pela baixa vazão de vapor.
3. Temperatura de controle máxima: quando o processo tem valores de temperaturas limitados, para evitar que temperaturas críticas sejam alcançadas.

Com o sistema de controle corretamente empregado, o equipamento trabalhará com as condições próximas ao limite para garantir que a produção seja a mais vantajosa possível, mantendo a segurança do processo. Mas como definir qual é a melhor estratégia de controle para a coluna de destilação?

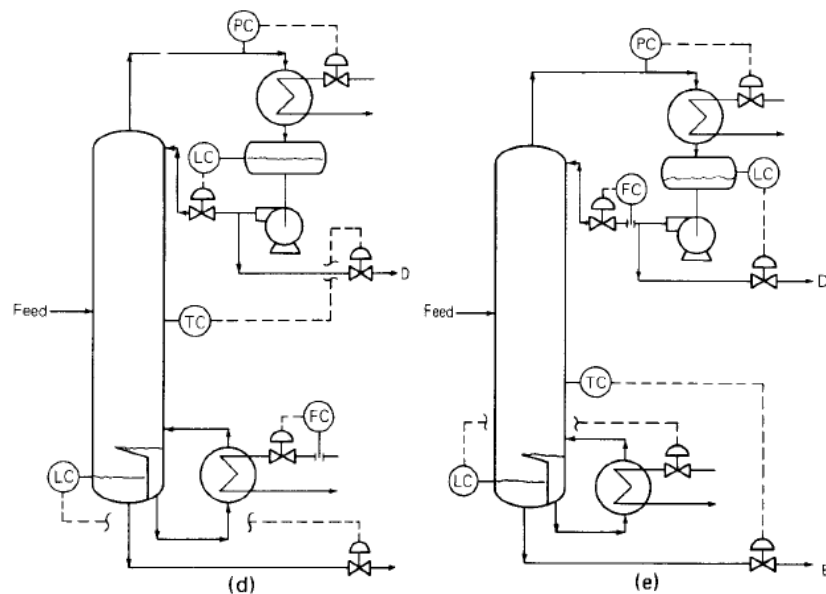
De acordo com Kister (1990), o controle de qualidade de uma coluna de destilação pode ser direto ou indireto. No controle indireto, o controlador da composição ou temperatura não regula diretamente uma corrente de produto, podendo atuar no refluxo, na carga térmica do refeedor, entre outras variáveis. As correntes de produtos, geralmente, são controladas pelo nível ou pela pressão, para esse tipo de controle. Dois exemplos de estratégias de controle indiretas bastante comuns são mostrados na Figura 6. Ambas as estratégias utilizam o nível para controlar as correntes de produto. Na figura 6a, o controlador da temperatura regula o *boilup*, deixando o refluxo livre, ao contrário do que acontece no esquema *b*.



**Figura 6.** Estratégias de controle indireto em colunas de destilação.

**Fonte:** Kister (1990).

Em um controle direto, os controladores de composição ou temperatura atuam diretamente nas correntes de produto (de topo ou de fundo). A outra corrente de produto é regulada por nível ou pressão. Dois exemplos de controle direto em coluna de destilação são ilustrados pela Figura 7. No esquema *d*, o controlador de temperatura atua na válvula da corrente de destilado, enquanto que no esquema *e*, o controlador atua na válvula da corrente de fundo.



**Figura 7.** Estratégias de controle direto em colunas de destilação.

**Fonte:** Kister (1990).

Como pode-se notar, é raro uma estratégia controlar duas composições ou temperaturas simultaneamente, também chamado de controle duplo de composição (*dual composition control*). De acordo com Kalid (2013), quando essa estrutura de controle funciona, é a mais

indicada. Entretanto, em muitos casos, é quase impossível controlar as duas malhas, então apenas uma variável é controlada, controle singular (*single composition control*). Isso acontece, pois, um controle duplo é mais difícil de sintonizar. Além disso, quando o controle é feito utilizando a temperatura de um prato sensível para estimar a composição, o prato que representa adequadamente a separação tem que ser muito bem escolhido. Normalmente, quando tenta-se empregar o controle duplo, ocorre o chamado acoplamento, no qual as variáveis acabam interferindo uma na outra e o sistema não consegue estabilizar.

Portanto, com o uso do Aspen Plus Dynamics, é possível simular diferentes estratégias de controle e estudar a dinâmica do processo, sem que interfira na produção. Além disso, o simulador mostra-se como uma importante ferramenta para o treinamento de operadores.

### 3. METODOLOGIA

O presente trabalho ocorre em duas etapas. A primeira delas refere-se ao desenvolvimento do modelo estacionário e a segunda ao estudo da dinâmica do processo. Todo o trabalho foi realizado, principalmente, utilizando-se os simuladores comerciais da Aspen Technology®. Para o projeto da coluna de destilação no estado estacionário, foi utilizado o Aspen Plus. E para estudar a dinâmica das estratégias de controle, o Aspen Plus Dynamics foi selecionado.

#### 3.1 DESENVOLVIMENTO DO MODELO ESTACIONÁRIO

Ao iniciar uma simulação no Aspen Plus, um dos primeiros passos é definir o melhor modelo termodinâmico para o sistema. Diante de inúmeros modelos disponíveis, para o estudo foram selecionados os modelos NRTL, UNIFAC, UNIQUAC e UNIF-DMD. Como referência, utilizou-se o banco de dados experimentais do DECHEMA para o equilíbrio líquido-vapor do sistema etanol-água, mostrado pela Tabela 4, onde constam a temperatura e as frações molares na fase líquida ( $x_1$ ) e vapor ( $y_1$ ).

**Tabela 4.** Dados experimentais de Equilíbrio Líquido-Vapor para etanol e água.

EXPERIMENTAL DATA		
T DEG C	X1	Y1
100.00	0.0	0.0
98.62	0.0051	0.0486
98.06	0.0069	0.0752
95.97	0.0162	0.1442
92.95	0.0316	0.2429
87.07	0.0823	0.3985
85.67	0.1065	0.4513
84.53	0.1368	0.4812
84.24	0.1450	0.4805
83.50	0.1770	0.5095
80.59	0.4034	0.6120
79.35	0.5733	0.6849
78.63	0.7152	0.7607
78.43	0.7715	0.7961
78.32	0.8160	0.8246
78.31	0.8180	0.8322
78.28	0.8386	0.8450
78.24	0.8780	0.8789
78.22	0.9167	0.9117
78.37	0.9910	0.9892
78.46	1.0000	1.0000

**Fonte:** DECHEMA (1982).

O procedimento consiste na seleção de um modelo termodinâmico e, utilizando os valores das frações molares na fase líquida ( $x_1$ ), gera-se um gráfico Txy para cada modelo. Então anota-se a temperatura e a fração molar da fase vapor obtidos e calcula-se as diferenças médias e máximas de cada modelo. Os resultados obtidos podem ser vistos nas Tabelas 5, 6, 7, 8 e 9.

**Tabela 5.** Dados de equilíbrio líquido-vapor para o modelo NRTL.

NRTL					
T (°C)	y1	Dif T	Dif y	Módulo de Dif T	Módulo de Dif y
100	0	0	0	0	0
98,5	0,0589	0,12	-0,0103	0,12	0,0103
98	0,0774	0,06	-0,0022	0,06	0,0022
95,7	0,158	0,27	-0,0138	0,27	0,0138
92,8	0,253	0,15	-0,0101	0,15	0,0101
87,4	0,415	-0,33	-0,0165	0,33	0,0165
85,9	0,455	-0,23	-0,0037	0,23	0,0037
84,6	0,492	-0,07	-0,0108	0,07	0,0108
84,3	0,5	-0,06	-0,0195	0,06	0,0195
83,4	0,525	0,1	-0,0155	0,1	0,0155
80,5	0,622	0,09	-0,01	0,09	0,01
79,3	0,689	0,05	-0,0041	0,05	0,0041
78,5	0,763	0,13	-0,0023	0,13	0,0023
78,3	0,799	0,13	-0,0029	0,13	0,0029
78,2	0,831	0,12	-0,0064	0,12	0,0064
78,2	0,832	0,11	0,0002	0,11	0,0002
78,2	0,848	0,08	-0,003	0,08	0,003
78,2	0,88	0,04	-0,0011	0,04	0,0011
78,2	0,915	0,02	-0,0033	0,02	0,0033
78,3	0,99	0,07	-0,0008	0,07	0,0008
78,3	1	0,16	0	0,16	0

Desvio médio	0,113809524	0,0065
Desvio máximo	0,33	0,0195

**Fonte:** A autoria própria (2019).

**Tabela 6.** Dados de equilíbrio líquido-vapor para o modelo UNIQUAC.

UNIQUAC					
T (°C)	y1	Dif T	Dif y	Módulo de Dif T	Módulo de Dif y
100	0	0	0	0	0
98,5	0,0583	0,12	-0,0097	0,12	0,0097
98	0,0767	0,06	-0,0015	0,06	0,0015
95,7	0,157	0,27	-0,0128	0,27	0,0128
92,9	0,252	0,05	-0,0091	0,05	0,0091
87,5	0,412	-0,43	-0,0135	0,43	0,0135
86	0,453	-0,33	-0,0017	0,33	0,0017
84,8	0,488	-0,27	-0,0068	0,27	0,0068
84,5	0,496	-0,26	-0,0155	0,26	0,0155

*Continua*

**Tabela 6.** Dados de equilíbrio líquido-vapor para o modelo UNIQUAC. (*Continuação*)

UNIQUAC					
T (°C)	y1	Dif T	Dif y	Módulo de Dif T	Módulo de Dif y
83,6	0,521	-0,1	-0,0115	0,1	0,0115
80,6	0,62	-0,01	-0,008	0,01	0,008
79,3	0,689	0,05	-0,0041	0,05	0,0041
78,6	0,764	0,03	-0,0033	0,03	0,0033
78,4	0,8	0,03	-0,0039	0,03	0,0039
78,3	0,832	0,02	-0,0074	0,02	0,0074
78,3	0,833	0,01	-0,0008	0,01	0,0008
78,2	0,849	0,08	-0,004	0,08	0,004
78,2	0,881	0,04	-0,0021	0,04	0,0021
78,2	0,915	0,02	-0,0033	0,02	0,0033
78,3	0,99	0,07	-0,0008	0,07	0,0008
78,3	1	0,16	0	0,16	0

Desvio médio	0,114762	0,005705
Desvio máximo	0,43	0,0155

**Fonte:** Autoria própria (2019).

**Tabela 7.** Dados de equilíbrio líquido-vapor para o modelo UNIF-DMD.

UNIF-DMD					
T (°C)	y1	Dif T	Dif y	Módulo de Dif T	Módulo de Dif y
100	0	0	0	0	0
98,4	0,0596	0,22	-0,011	0,22	0,011
97,9	0,0782	0,16	-0,003	0,16	0,003
95,6	0,159	0,37	-0,0148	0,37	0,0148
92,8	0,253	0,15	-0,0101	0,15	0,0101
87,5	0,41	-0,43	-0,0115	0,43	0,0115
86,1	0,449	-0,43	0,0023	0,43	0,0023
84,8	0,484	-0,27	-0,0028	0,27	0,0028
84,5	0,492	-0,26	-0,0115	0,26	0,0115
83,6	0,517	-0,1	-0,0075	0,1	0,0075
80,6	0,618	-0,01	-0,006	0,01	0,006
79,3	0,689	0,05	-0,0041	0,05	0,0041
78,5	0,764	0,13	-0,0033	0,13	0,0033
78,3	0,8	0,13	-0,0039	0,13	0,0039
78,2	0,831	0,12	-0,0064	0,12	0,0064
78,2	0,833	0,11	-0,0008	0,11	0,0008
78,2	0,848	0,08	-0,003	0,08	0,003
78,1	0,88	0,14	-0,0011	0,14	0,0011
<i>Continua</i>					

**Tabela 7.** Dados de equilíbrio líquido-vapor para o modelo UNIF-DMD. (*Continuação*)

UNIF-DMD					
T (°C)	y1	Dif T	Dif y	Módulo de Dif T	Módulo de Dif y
78,1	0,915	0,12	-0,0033	0,12	0,0033
78,3	0,99	0,07	-0,0008	0,07	0,0008
78,3	1	0,16	0	0,16	0

Desvio médio	0,167143	0,005105
Desvio máximo	0,43	0,0148

**Fonte:** Autoria própria (2019).

**Tabela 8.** Dados de equilíbrio líquido-vapor para o modelo UNIFAC.

UNIFAC					
T (°C)	y1	Dif T	Dif y	Módulo de Dif T	Módulo de Dif y
100	0	0	0	0	0
98,2	0,0674	0,42	-0,0188	0,42	0,0188
97,6	0,0881	0,46	-0,0129	0,46	0,0129
95,1	0,176	0,87	-0,0318	0,87	0,0318
92	0,274	0,95	-0,0311	0,95	0,0311
86,8	0,423	0,27	-0,0245	0,27	0,0245
85,6	0,457	0,07	-0,0057	0,07	0,0057
84,5	0,486	0,03	-0,0048	0,03	0,0048
84,2	0,493	0,04	-0,0125	0,04	0,0125
83,5	0,514	0	-0,0045	0	0,0045
80,7	0,611	-0,11	0,001	0,11	0,001
79,3	0,689	0,05	-0,0041	0,05	0,0041
78,5	0,768	0,13	-0,0073	0,13	0,0073
78,3	0,803	0,13	-0,0069	0,13	0,0069
78,1	0,834	0,22	-0,0094	0,22	0,0094
78,1	0,835	0,21	-0,0028	0,21	0,0028
78,1	0,85	0,18	-0,005	0,18	0,005
78	0,881	0,24	-0,0021	0,24	0,0021
78,1	0,914	0,12	-0,0023	0,12	0,0023
78,3	0,989	0,07	0,0002	0,07	0,0002
78,3	1	0,16	0	0,16	0

Desvio médio	0,225238	0,008938
Desvio máximo	0,95	0,0318

**Fonte:** Autoria própria (2019).

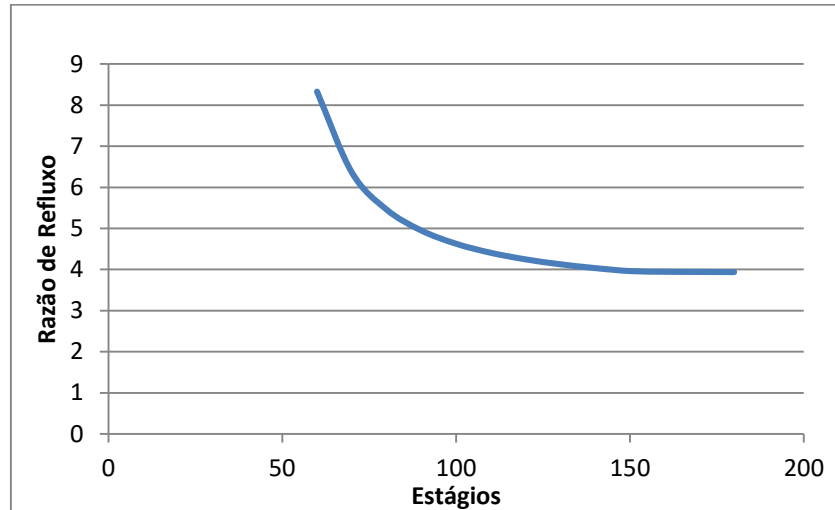
É possível notar que os modelos NRTL e UNIQUAC apresentaram resultados semelhantes e melhores para o sistema de estudo. Como a ordem de grandeza dos valores de cada modelo é bem pequena, escolheu-se então o modelo NRTL para as simulações.

Definido o modelo termodinâmico, inicia-se a seleção dos equipamentos, com base no trabalho discutido no item 2.2.1. O sistema conta com uma coluna de destilação do tipo Radfrac, sendo alimentada com duas cargas. A primeira carga é vaporizada e possui 40%wt de etanol e 60%wt de água, com vazão de 16974,1 kg/h. A segunda carga, a de água alcoólica, é composta por 15%wt de etanol e o restante de água, com vazão de 1091,49 kg/h. A corrente de produto de topo deve ter 94,6%wt de etanol e a de fundo deve possuir, no máximo, 0,1%wt de etanol.

O primeiro passo para o projeto da coluna de destilação foi determinar a razão de refluxo mínima. Como citado anteriormente, sabe-se que quanto maior for o número de estágios, menor será a razão de refluxo. Dessa forma, seguiu-se a seguinte metodologia no Aspen Plus:

1. Inicialmente, estima-se uma vazão de destilado e uma razão de refluxo;
2. Adota um número de pratos teóricos. Ex.: 50 pratos;
3. Determina os pratos de alimentação. Nesse caso, como são duas cargas, adotou-se o mesmo prato para as duas alimentações. Ex.: Alimentação no estágio 25;
4. Define o *Design Spec* para as composições das duas correntes de produto, variando a vazão de destilado e a razão de refluxo;
5. Roda a simulação e anota a razão de refluxo encontrada.
6. Aumenta o número de estágios e altera o prato de alimentação.
7. Repete os passos 5 e 6 até que a razão de refluxo se mantenha praticamente constante. Essa é a razão de refluxo mínima, obtida após infinitos estágios.

O gráfico da Figura 8 ilustra a razão de refluxo mínima, após o procedimento acima, sendo esta correspondente a 3,9.



**Figura 8.** Razão de refluxo mínima.

**Fonte:** Autoria própria (2019).

Utilizando a Equação 2, calcula-se a razão de refluxo de projeto, que corresponde a 30% acima da razão de refluxo mínima. Logo:

$$RR_{Projeto} = 3,9 \cdot 1,3 = 5,07$$

A próxima etapa é determinar o número de pratos teóricos, concomitantemente, ajustar o prato ótimo de alimentação. Para isso, pode-se utilizar uma outra ferramenta do Aspen Plus, o *Sensitivity*. Nela, é possível gerar uma análise variando os estágios de alimentação e mostrando a correspondente razão de refluxo. Ao estabelecer o range de pratos de alimentação, o simulador gera uma matriz com todas as combinações possíveis. O objetivo é que o refluxo de projeto seja o menor valor, ou mais próximo possível, entre os valores disponíveis. Ao encontrar esse valor, tem-se os pratos de alimentação do sistema. Para o presente trabalho, o número de pratos teóricos foi de 44 estágios, com as duas alimentações no prato 42.

Em seguida, com as Equações 1, 3 e 4, inicia-se o cálculo para encontrar o número de estágios reais. Os valores de K e as viscosidades de líquido são fornecidos pelo Aspen Plus. A Tabela 9 mostra os cálculos feitos.

**Tabela 9.** Cálculos para determinar o número de estágios reais.

Estágio	$K_{\text{ÁGUA}}$	$K_{\text{ETANOL}}$	$\alpha_{1,2}$	Viscosidade (cP)	$\eta_{\text{O'Connell}}$	$NT_{\text{REAL}}$
1	0,981427742	1,00271104	1,021686057	0,40095899	0,612241599	
2	0,983766441	1,00241457	1,01895585	0,378052243	0,621536792	1,608915212
3	0,981780029	1,00275964	1,021368953	0,377327857	0,621468656	1,609091608
4	0,979835509	1,00310841	1,023751845	0,376609242	0,621404099	1,609258777
5	0,977924	1,00346197	1,026114473	0,375895808	0,621341834	1,60942004

*Continua*

**Tabela 9.** Cálculos para determinar o número de estágios reais. (Continuação)

Estágio	K <sub>ÁGUA</sub>	K <sub>ETANOL</sub>	$\alpha_{1,2}$	Viscosidade (cP)	$\eta_{O'Connell}$	NT <sub>REAL</sub>
6	0,976037086	1,00382153	1,028466586	0,375186988	0,621280616	1,609578625
7	0,974166671	1,00418839	1,030817847	0,374482226	0,62121922	1,609737703
8	0,972304842	1,00456401	1,033178039	0,373780969	0,621156418	1,609900456
9	0,970443738	1,00495001	1,03555721	0,373082662	0,621090959	1,610070127
10	0,968575426	1,00534818	1,037965814	0,372386735	0,621021557	1,61025006
11	0,966691764	1,00576055	1,040414936	0,371692599	0,620946856	1,610443778
12	0,964784263	1,00618943	1,042916503	0,370999628	0,620865409	1,610655039
13	0,962843938	1,00663743	1,045483479	0,370307157	0,620775658	1,610887906
14	0,960861132	1,0071076	1,048130231	0,369614462	0,620675886	1,611146852
15	0,95882532	1,00760344	1,050872791	0,368920745	0,620564193	1,611436837
16	0,956724875	1,00812905	1,053729318	0,368225121	0,620438438	1,611763454
17	0,954546788	1,0086893	1,056720648	0,367526586	0,620296184	1,612133085
18	0,952276325	1,00928995	1,059870884	0,366823996	0,620134626	1,612553078
19	0,9498966	1,00993793	1,06320828	0,366116026	0,619950502	1,613032004
20	0,947388039	1,01064163	1,066766297	0,365401126	0,61973997	1,613579967
21	0,94472769	1,01141137	1,07058508	0,364677459	0,619498454	1,614209034
22	0,941888341	1,0122599	1,074713271	0,363942822	0,619220448	1,61493375
23	0,938837346	1,01320324	1,079210626	0,363194539	0,61889924	1,615771897
24	0,935535067	1,01426174	1,084151493	0,362429319	0,618526549	1,616745477
25	0,93193276	1,01546171	1,089629803	0,361643052	0,618092001	1,617882124
26	0,927969657	1,01683763	1,095766033	0,360830528	0,617582429	1,619217052
27	0,923568863	1,01843569	1,102717654	0,359985034	0,616980806	1,620795964
28	0,918631445	1,02031899	1,110694605	0,359097747	0,616264717	1,622679301
29	0,913027737	1,02257598	1,119983478	0,358156833	0,615403997	1,624948821
30	0,906584143	1,0253343	1,13098636	0,357146016	0,614357019	1,627718036
31	0,89906248	1,02878457	1,144285957	0,356042267	0,613064618	1,631149428
32	0,890126356	1,03322361	1,160760608	0,354811888	0,611439654	1,635484374
33	0,879283902	1,03913784	1,181800142	0,353403498	0,609348094	1,641098102
34	0,865784655	1,04737776	1,209743963	0,351734702	0,606572163	1,64860846
35	0,848420587	1,05956184	1,248863896	0,349664582	0,602731998	1,659112182
36	0,825106784	1,07914939	1,30789058	0,346930775	0,597097997	1,674766964
37	0,791889868	1,11491072	1,407911333	0,342983947	0,588060588	1,700505052
38	0,74024023	1,19627383	1,616061626	0,336456655	0,571209311	1,750671744
39	0,650138131	1,49459493	2,29888828	0,322954406	0,529241179	1,889497719
40	0,591745018	3,52712625	5,960550816	0,29353971	0,428984455	2,331086799
41	0,761874562	7,84831842	10,30132624	0,263299311	0,38529742	2,595397602
42	0,910988642	10,9527708	12,0229499	0,248274394	0,376360534	2,657026735
43	0,977345212	12,300415	12,58553769	0,24270848	0,374240431	2,672079006
44	0,995433243	12,6665266	12,72463692	0,241111787	0,373838015	

NT <sub>REAL</sub> TOTAL	73
--------------------------	----

Fonte: Autoria própria (2019).

O número de estágios reais corresponde ao encontrado pelo procedimento da Tabela 9, somado a mais 2, referentes ao condensador e *reboiler*, totalizando 75 estágios. O prato de alimentação foi obtido com o somatório do inverso da eficiência de O'Connell até o prato 41, resultando no prato 67 para alimentação.

Com o número de estágios reais e o prato de alimentação calculados, a simulação é rodada novamente, com o *Design Spec*, para obter os resultados do sistema.

### 3.2 ESTUDO DO PRATO SENSÍVEL

Pensando nas estratégias de controle que utilizam a temperatura do prato sensível para inferir a composição do produto, é necessário selecionar corretamente o prato ou o controle não será efetivo. Deve-se lembrar que, devem ser identificados 2 pratos sensíveis: um na seção de retificação e outro na seção de esgotamento. Diversos estudos propõem diferentes métodos para determinar o prato sensível. O mais simples deles, é o Método da Inclinação dos Pratos, proposto por Luyben (2013). Neste método é calculada a diferença entre dois pratos seguintes por toda coluna, como mostrado pela Equação 9. Os pratos que apresentarem maiores diferenças, são os pratos sensíveis.

$$\Delta T = T_{NT+1} - T_{NT} \quad (\text{Equação 9})$$

A Tabela 10 mostra os resultados obtidos com esse método. O prato sensível identificado na seção de esgotamento foi o 70. Porém, para a seção de retificação, o prato sensível detectado não é de confiança, pois pode ter apresentado a sensibilidade em virtude da aproximação do prato de alimentação que é o 67.

**Tabela 70.** Resultados obtidos para o estudo de Inclinação dos Pratos.

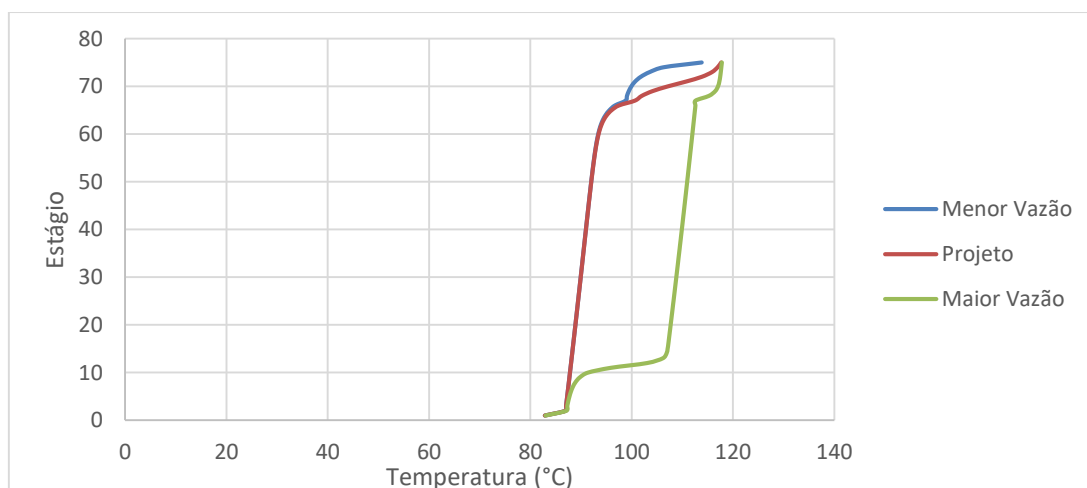
Estágio	Temperatura (°C)	Dif $T_{NT+1} - T_{NT}$	Estágio	Temperatura (°C)	Dif $T_{NT+1} - T_{NT}$
1	82,8416313	—	16	88,4502893	0,1069919
2	86,9189397	0,1115606	17	88,5572812	0,1066961
3	87,0305003	0,1112138	18	88,6639773	0,1064056
4	87,1417141	0,1108694	19	88,7703829	0,1061207
5	87,2525835	0,1105275	20	88,8765036	0,105842
6	87,363111	0,1101884	21	88,9823456	0,1055698
7	87,4732994	0,1098524	22	89,0879154	0,1053044
8	87,5831518	0,1095195	23	89,1932198	0,1050467
9	87,6926713	0,1091899	24	89,2982665	0,1047969
10	87,8018612	0,1088639	25	89,4030634	0,1045562
11	87,9107251	0,1085415	26	89,5076196	0,104325
12	88,0192666	0,1082229	27	89,6119446	0,1041045
13	88,1274895	0,1079086	28	89,7160491	0,1038955
14	88,2353981	0,1075984	29	89,8199446	0,1036996
15	88,3429965	0,1072928	<i>Continua</i>		

**Tabela 80.** Resultados obtidos para o estudo de Inclinação dos Pratos. (Continuação)

Estágio	Temperatura (°C)	Dif $T_{NT+1} - T_{NT}$	Estágio	Temperatura (°C)	Dif $T_{NT+1} - T_{NT}$
30	89,9236442	0,1035177	53	92,3524506	0,1225214
31	90,0271619	0,1033521	54	92,474972	0,1284734
32	90,130514	0,1032045	55	92,6034454	0,1364455
33	90,2337185	0,1030771	56	92,7398909	0,1473051
34	90,3367956	0,102973	57	92,887196	0,1623836
35	90,4397686	0,1028954	58	93,0495796	0,183759
36	90,542664	0,1028478	59	93,2333386	0,2149352
37	90,6455118	0,1028352	60	93,4482738	0,261429
38	90,748347	0,1028633	61	93,7097028	0,3326577
39	90,8512103	0,1029388	62	94,0423605	0,4441056
40	90,9541491	0,1030702	63	94,4864661	0,618232
41	91,0572193	0,103268	64	95,1046981	0,9068998
42	91,1604873	0,1035447	65	96,0115979	1,4671064
43	91,264032	0,1039165	66	97,4787043	3,1259627
44	91,3679485	0,1044038	67	100,604667	1,368667
45	91,4723523	0,1050319	68	101,973334	2,131315
46	91,5773842	0,1058343	69	104,104649	3,047046
47	91,6832185	0,1068537	70	107,151695	3,563045
48	91,7900722	0,1081462	71	110,71474	3,105588
49	91,8982184	0,1097872	72	113,820328	2,026573
50	92,0080056	0,1118774	73	115,846901	1,090765
51	92,119883	0,1145551	74	116,937666	0,711523
52	92,2344381	0,1180125	75	117,649189	—

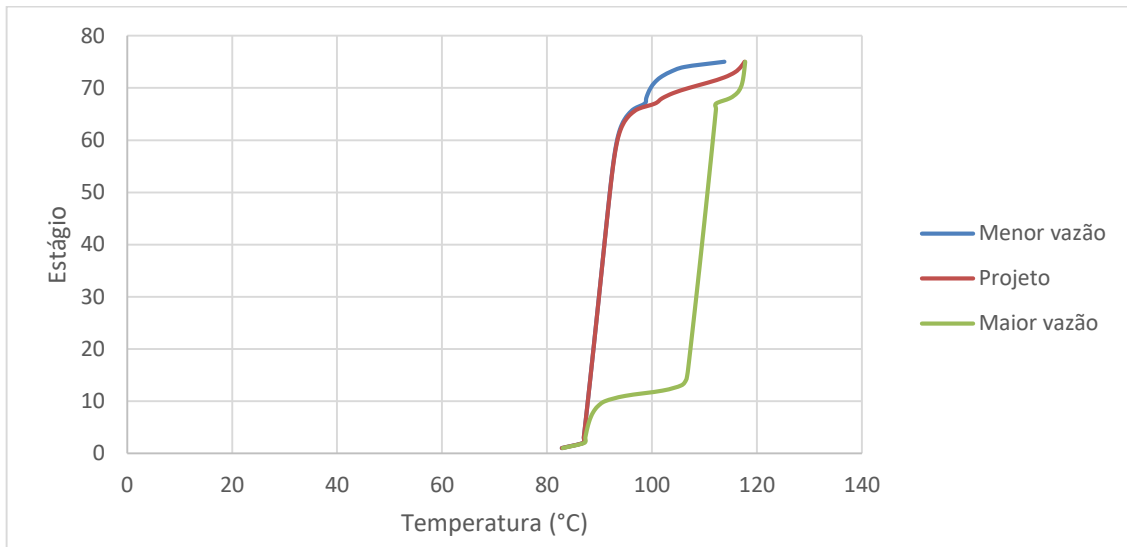
**Fonte:** Autoria própria (2019).

Outro método foi desenvolvido por Tolliver e McCune (apud KISTER, 1990) para o estudo de sensibilidade. Nele, deve-se fixar a vazão de refluxo ou a carga térmica do refeedor e variar a vazão de destilado em  $\pm 5\%$ . O prato sensível é aquele que apresentar maior variação de temperatura e maior simetria. Os gráficos mostrados pelas Figuras 9 e 10 ilustram os resultados obtidos para a vazão de refluxo fixa e carga térmica fixa, respectivamente.



**Figura 9.** Estudo de prato sensível para a vazão de refluxo fixa.

Fonte: Autoria própria (2019).

**Figura 10.** Estudo de prato sensível para a carga térmica do refeedor fixa.

Fonte: Autoria própria (2019).

É possível notar que, novamente, o estudo mostrou-se ineficiente para determinar o prato sensível da seção de retificação, para este processo. Diferentemente da seção de esgotamento, que tem bem definido o prato sensível 70.

Após perceber que o aumento da vazão de destilado criou uma variação semelhante para quando foram fixadas a carga térmica do refeedor e a vazão de refluxo, optou-se por fazer o estudo de sensibilidade contrapondo esses perfis de temperatura, fazendo uma adaptação do método desenvolvido por Tolliver e McCune. A Tabela 11 mostra os resultados obtidos com esse estudo. Dessa forma, foi possível identificar os pratos sensíveis para ambas seções. O critério utilizado para a escolha foi para os pratos que apresentassem maior variação de temperatura quando comparado à temperatura de projeto dos pratos. Sendo assim, na seção de retificação, o prato que apresentou maior variação foi o 46. Para a seção de esgotamento, foi o prato 68.

**Tabela 91.** Estudo de sensibilidade para aumento da vazão de destilado com carga térmica e vazão de refluxo fixas.

Estágio	CT - Temperatura (°C) 7705,8865695 kg/h	Dif T	P - Temperatura (°C) 7338,93959 kg/h	Dif T	VR - Temperatura (°C) 7705,8865695 kg/h
1	82,9843818	0,1427794	82,8416024	0,1427287	82,9843311
2	87,1053588	0,1864627	86,9188961	0,1860476	87,1049437
3	87,2824381	0,2519899	87,0304482	0,2516507	87,2820989
4	87,4811563	0,3395031	87,1416532	0,3401208	87,481774
<i>Continua</i>					

**Tabela 101.** Estudo de sensibilidade para aumento da vazão de destilado com carga térmica e vazão de refluxo fixas. (Continuação 1)

Estágio	CT - Temperatura (°C) 7705,8865695 kg/h	Dif T	P - Temperatura (°C) 7338,93959 kg/h	Dif T	VR - Temperatura (°C) 7705,8865695 kg/h
5	87,7121487	0,4596353	87,2525134	0,462906	87,7154194
6	87,9935462	0,630515	87,3630312	0,6396992	88,0027304
7	88,3580562	0,8848467	87,4732095	0,9063402	88,3795497
8	88,8691521	1,286101	87,5830511	1,3334691	88,9165202
9	89,6626802	1,970121	87,6925592	2,0752743	89,7678335
10	91,1073265	3,3055895	87,801737	3,5805657	91,3823027
11	94,9194546	7,0088666	87,910588	7,9817186	95,8923066
12	101,96796	13,9488441	88,0191159	15,0264861	103,045602
13	105,578687	17,4513626	88,1273244	18,0081656	106,13549
14	106,482516	18,2472983	88,2352177	18,6332783	106,868496
15	106,739493	18,3966929	88,3428001	18,7480429	107,090843
16	106,878974	18,428898	88,450076	18,773989	107,224065
17	106,997939	18,4408888	88,5570502	18,7850258	107,342076
18	107,113103	18,4493749	88,6637281	18,7935239	107,457252
19	107,227316	18,4572013	88,7701147	18,8015393	107,571654
20	107,341068	18,4648525	88,8762155	18,8094085	107,685624
21	107,454442	18,472405	88,982037	18,817184	107,799221
22	107,567455	18,4798684	89,0875866	18,8248714	107,912458
23	107,680112	18,4872378	89,1928742	18,8324648	108,025339
24	107,792417	18,4945172	89,2978998	18,8399662	108,137866
25	107,904371	18,5016955	89,4026755	18,8473665	108,250042
26	108,015977	18,5087667	89,5072103	18,8546587	108,361869
27	108,127237	18,5157223	89,6115147	18,8618353	108,47335
28	108,238154	18,5225544	89,7155996	18,8688874	108,584487
29	108,348731	18,529257	89,819474	18,875809	108,695283
30	108,458969	18,5358173	89,9231517	18,8825883	108,80574
31	108,56887	18,5422172	90,0266528	18,8892072	108,91586
32	108,678438	18,5484481	90,1299899	18,8956561	109,025646
33	108,787674	18,5544926	90,2331814	18,9019176	109,135099
34	108,896581	18,5603327	90,3362483	18,9079737	109,244222
35	109,005161	18,5659474	90,4392136	18,9138044	109,353018
36	109,113416	18,5713116	90,5421044	18,9193836	109,461488
37	109,221348	18,5763965	90,6449515	18,9246835	109,569635
38	109,328959	18,5811692	90,7477898	18,9296702	109,67746
39	109,436252	18,5855916	90,8506604	18,9343056	109,784966
40	109,543228	18,5896169	90,9536111	18,9385449	109,892156
41	109,649891	18,5931926	91,0566984	18,9423316	109,99903
42	109,75624	18,5962514	91,1599886	18,9456034	110,105592
43	109,86228	18,5987191	91,2635609	18,9482811	110,211842
44	109,968011	18,6005014	91,3675096	18,9502744	110,317784
45	110,073436	18,6014861	91,4719499	18,9514701	110,42342

*Continua*

**Tabela 111.** Estudo de sensibilidade para aumento da vazão de destilado com carga térmica e vazão de refluxo fixas. (Continuação 2)

Estágio	CT - Temperatura (°C) 7705,8865695 kg/h	Dif T	P - Temperatura (°C) 7338,93959 kg/h	Dif T	VR - Temperatura (°C) 7705,8865695 kg/h
46	110,178557	18,6015345	91,5770225	18,9517275	110,52875
47	110,283376	18,6004751	91,6829009	18,9508771	110,633778
48	110,387894	18,5980928	91,7898012	18,9487028	110,738504
49	110,492114	18,5941187	91,8979953	18,9449367	110,842932
50	110,596037	18,5882074	92,0078296	18,9392334	110,947063
51	110,699666	18,5799151	92,1197509	18,9311471	111,050898
52	110,803002	18,5686588	92,2343432	18,9200968	111,15444
53	110,906046	18,5536622	92,3523838	18,9053062	111,25769
54	111,008802	18,5338775	92,4749245	18,8857265	111,360651
55	111,11127	18,5078609	92,6034091	18,8599149	111,463324
56	111,213452	18,4735755	92,7398765	18,8258335	111,56571
57	111,31535	18,4281543	92,8871957	18,7806153	111,667811
58	111,416965	18,3673442	93,0496208	18,7200092	111,76963
59	111,518299	18,28482	93,233479	18,637687	111,871166
60	111,619353	18,1708983	93,4484547	18,5239683	111,972423
61	111,720128	18,0101368	93,7099912	18,3634088	112,0734
62	111,820625	17,7779313	94,0426937	18,1314043	112,174098
63	111,920843	17,4339219	94,4869211	17,7875959	112,274517
64	112,020779	16,9155613	95,1052177	17,2694363	112,374654
65	112,120434	16,1084041	96,0120299	16,4624791	112,474509
66	112,219427	14,7415087	97,4779183	15,0958277	112,573746
67	112,236681	11,639414	100,597267	11,996608	112,593875
68	114,85158	12,893319	101,958261	13,282299	115,24056
69	116,23816	12,161591	104,076569	12,410591	116,48716
70	116,902263	9,793554	107,108709	9,923903	117,032612
71	117,235126	6,56802	110,667106	6,630507	117,297613
72	117,429559	3,64568	113,783879	3,67428	117,458159
73	117,567572	1,74131	115,826262	1,753994	117,580256
74	117,68263	0,754638	116,927992	0,760099	117,688091
75	117,790346	0,143056	117,64729	0,14412	117,79141

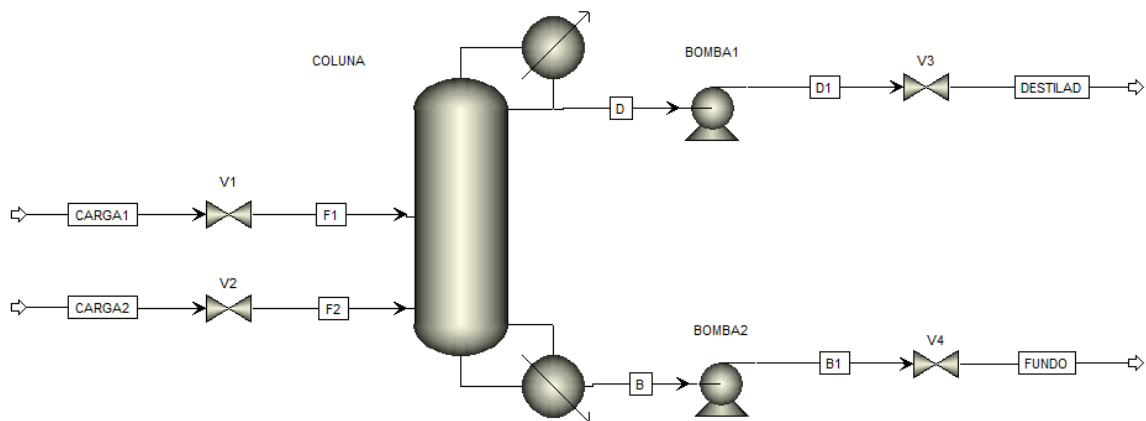
**Fonte:** Autoria própria (2019).

Existem diversas metodologias desenvolvidas para selecionar o melhor prato para adicionar-se um controle de temperatura. Porém, como cada processo tem suas particularidades, deve-se fazer um estudo comparativo entre os métodos para verificar qual se adequa ao seu projeto. O sistema do presente trabalho é azeotrópico, e como os estudos têm sido feitos muito próximos ao ponto de azeotropia, a variação de temperatura acaba sendo mínima, o que pode inferir na escolha do prato sensível.

### 3.3 DO MODELO ESTACIONÁRIO AO DINÂMICO

Ainda no Aspen Plus, ao finalizar a simulação estacionária, deve-se habilitar o modo dinâmico. Essa ação liberará os dimensionamentos do vaso de refluxo e da base da coluna (*sump*), bem como a hidráulica da coluna. Para os dimensionamentos dos vasos, devem ser inseridos os valores de diâmetro e comprimento. Utilizando a vazão de líquido para o primeiro estágio, fornecida pelo Aspen, e considerando um tempo de residência de 10 minutos e L/D equivalente a 3, é possível obter esse dimensionamento. Para a base da coluna, considera-se o próprio diâmetro da coluna e L/D de 1,5.

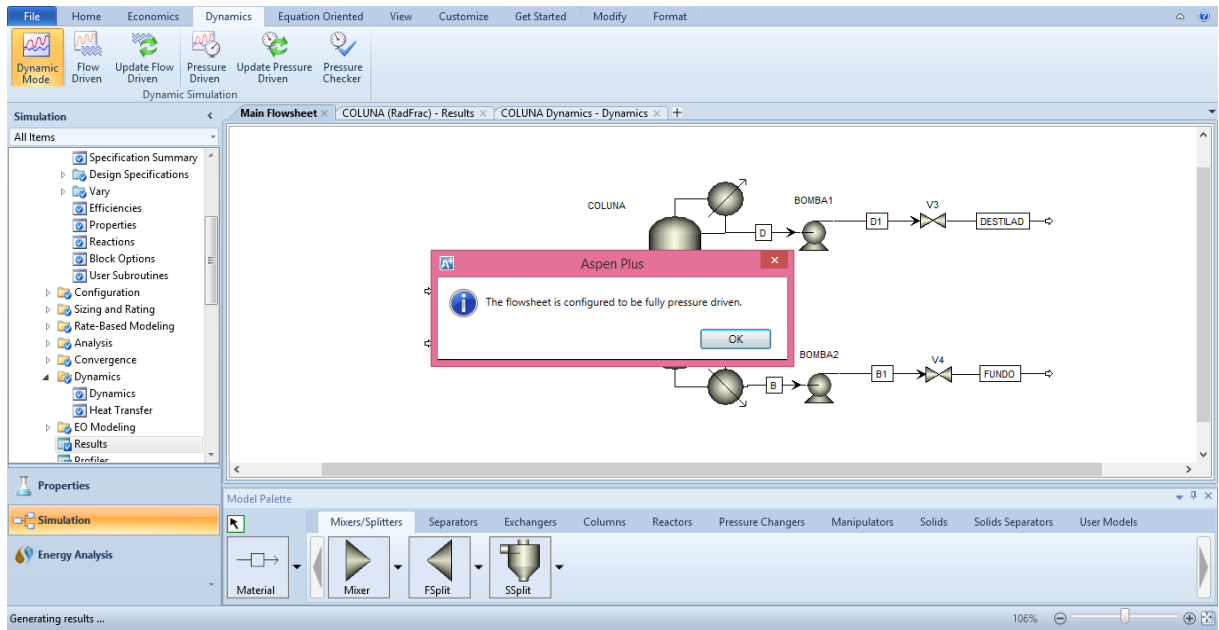
De acordo com Luyben (2013), antes de exportar a simulação do modelo estacionário para o dinâmico, é necessário acrescentar as válvulas e bombas, que fornecem a perda de carga às correntes do sistema, e servirão para a configuração dos controladores, já que são um dos possíveis itens que receberão a atuação. O fluxograma é ilustrado pela Figura 11.



**Figura 11.** Fluxograma do modelo estacionário.

**Fonte:** Aspen Plus (2019).

É necessário ter atenção à válvula da carga. A pressão do fluido de saída deve ser igual à do prato de alimentação. Adicionadas as perdas de carga das válvulas e a diferença de pressão das bombas, é preciso fazer uma checagem na pressão, já que no Aspen Plus Dynamics a dinâmica da pressão é rigorosamente simulada. Essa checagem deve ser feita no “*Pressure Checker*”, como mostrado pela Figura 12, e, ao aparecer essa mensagem, o arquivo já pode ser exportado para o dinâmico, clicando em “*Pressure Driven*”.

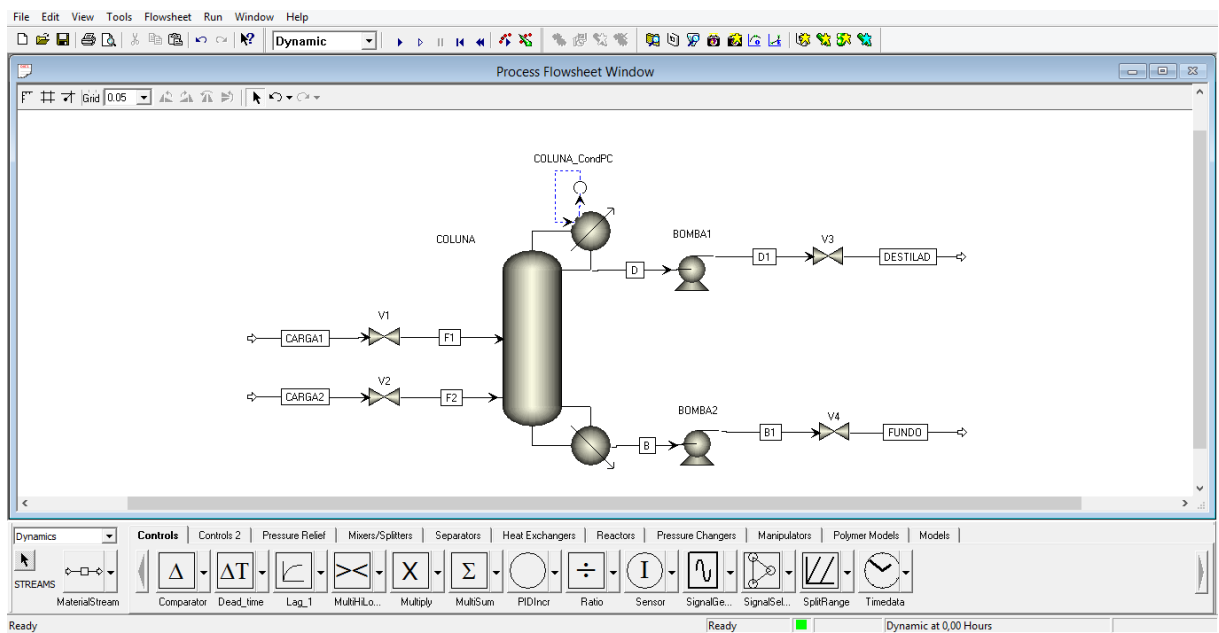


**Figura 12.** Checagem da pressão no Aspen Plus.

**Fonte:** Aspen Plus (2019).

### 3.4 NO ASPEN PLUS DYNAMICS

Ao abrir o Aspen Plus Dynamics, pode-se notar que o sistema já vem com um controlador (Figura 13). Este é o controle de pressão do estágio 1 ou condensador, que atua na carga térmica do mesmo.



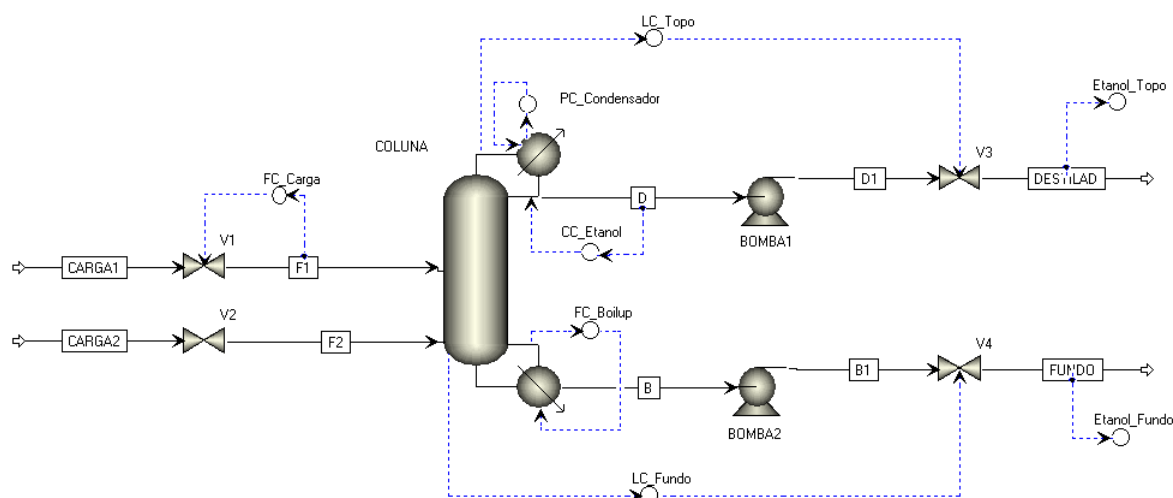
**Figura 13.** Tela inicial do Aspen Plus Dynamics, com um controle de pressão do estágio 1.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

Nas simulações, foram inseridos controladores do tipo PIDIncr. Para o estudo da dinâmica do processo, foram selecionadas 6 estratégias de controle, sendo que todas possuem controles de nível de topo e fundo, vazão da carga e pressão. O controle da qualidade é feito pela composição ou pela temperatura do prato sensível. Os controladores nomeados como “Etanol\_Topo” e “Etanol\_Fundo” não possuem atividade, só foram inseridos para visualizar a dinâmica dessas composições. As estratégias são ilustradas pelas Figuras 14 a 19.

Um ponto que deve ficar claro é a diferença entre a ação do controlador e o tipo do controle. A ação do controlador pode ser direta ou inversa. Um exemplo simples e presente em todas as estratégias é com relação ao controle de vazão da carga F1. A ação do controlador, nesse caso, é inversa, pois, ao detectar que a vazão está maior do que o valor desejado, o controlador emitirá um sinal para fechar a válvula. Com relação ao tipo de controle ser direto ou indireto, é se o controle de qualidade (composição ou temperatura) atua nas correntes de produto (controle direto) ou em vazões e razões de refluxo, cargas térmicas (controle indireto).

### 1. Controle de composição indireto (sem cascata)

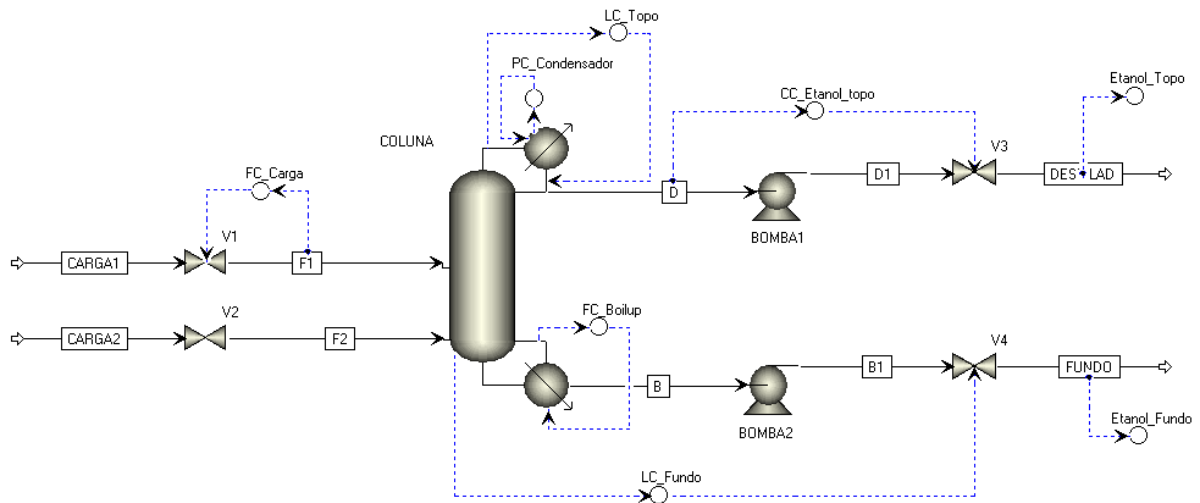


**Figura 14.** Controle de composição indireto sem cascata.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

Além dos controles de pressão e de vazão da carga F1, essa estratégia conta com um controle de nível de topo atuando diretamente na válvula da corrente de destilado; controle de nível de fundo atuando diretamente na válvula da corrente de fundo; um controle de composição de etanol no topo atuando inversamente na vazão de refluxo; e um controle de vazão do *boilup* atuando inversamente na carga térmica do *reboiler*.

## 2. Controle de composição direto (sem cascata)

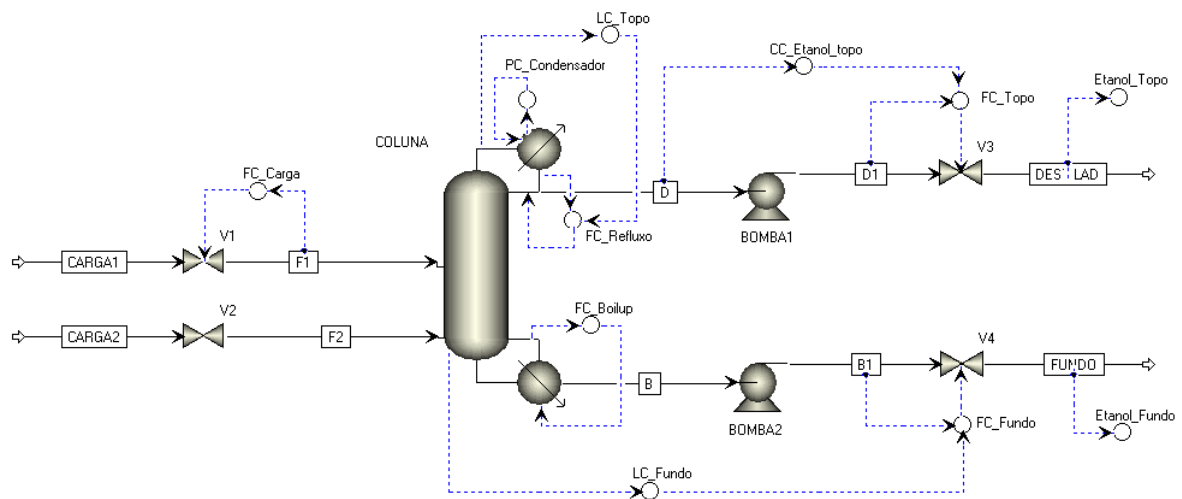


**Figura 15.** Controle de composição direto sem cascata.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

Essa estratégia conta com um controle de nível de topo atuando diretamente na vazão de refluxo; controle de nível de fundo atuando diretamente na válvula da corrente de fundo; um controle de composição de etanol no topo atuando diretamente na válvula da corrente de destilado; e um controle de vazão do *boilup* atuando inversamente na carga térmica do *reboiler*.

## 3. Controle de composição direto (com cascata)



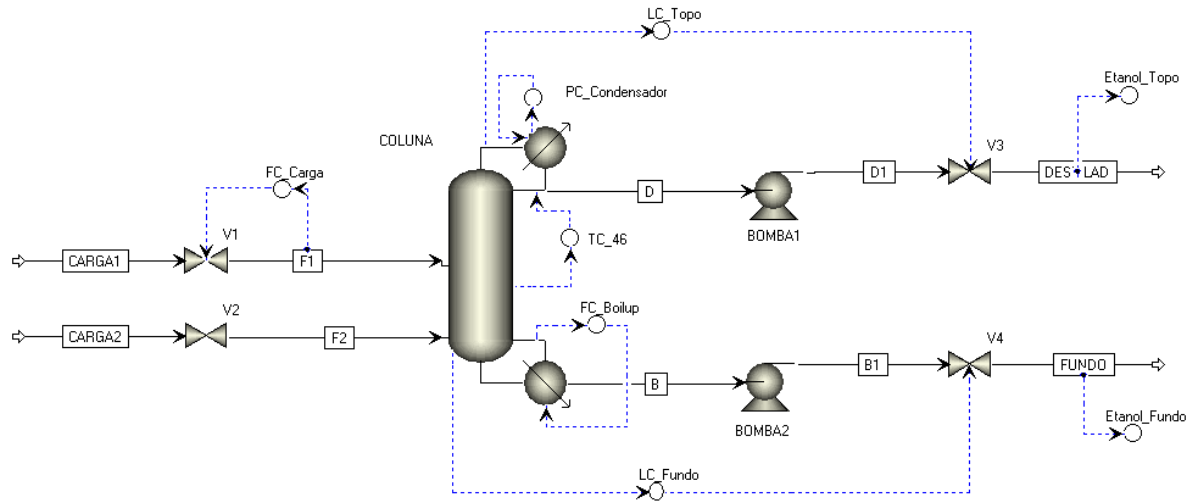
**Figura 16.** Controle de composição direto com cascata.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

Essa estratégia conta com um controle mestre de nível de topo atuando diretamente em um controlador servo de vazão de refluxo; controle mestre de nível de fundo atuando diretamente em um controlador servo da vazão da corrente de fundo; um controle mestre de

composição de etanol no topo atuando diretamente em um controlador servo da vazão de destilado; e um controle de vazão do *boilup* atuando inversamente na carga térmica do *reboiler*.

#### 4. Controle da temperatura do prato sensível indireto (sem cascata)

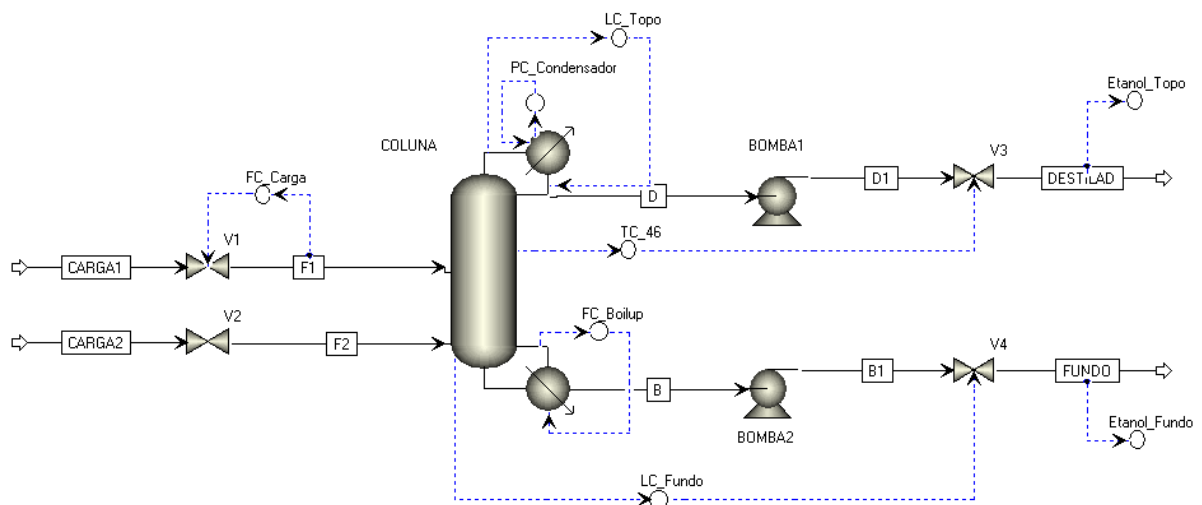


**Figura 17.** Controle indireto da temperatura do prato sensível sem cascata.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

Essa estratégia conta com um controle de nível de topo atuando diretamente na válvula da corrente de destilado; controle de nível de fundo atuando diretamente na válvula da corrente de fundo; um controle de temperatura no prato 46 atuando diretamente na vazão de refluxo; e um controle de vazão do *boilup* atuando inversamente na carga térmica do *reboiler*.

#### 5. Controle direto da temperatura do prato sensível (sem cascata)

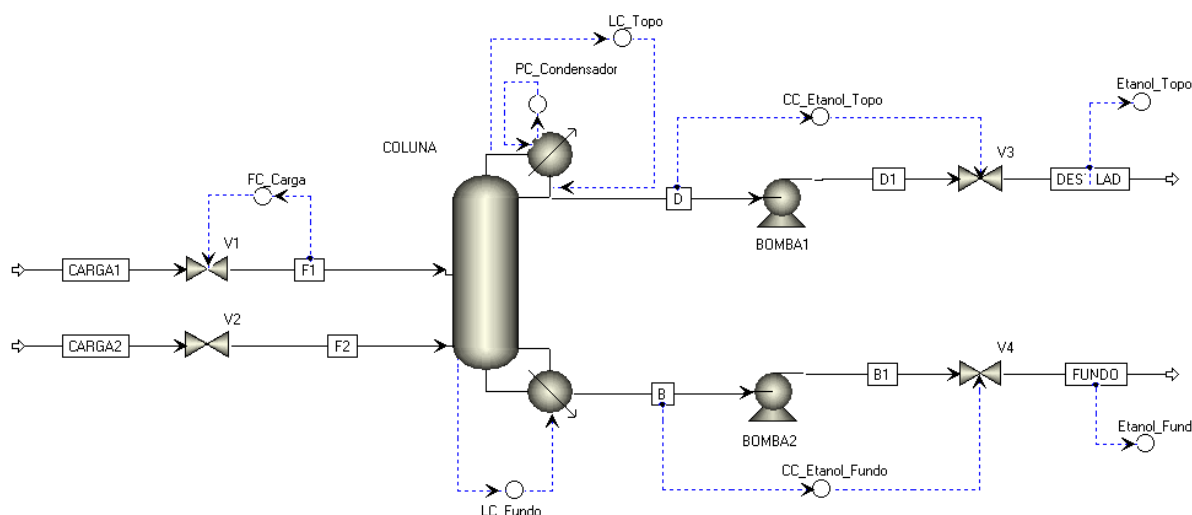


**Figura 18.** Controle direto da temperatura do prato sensível sem cascata.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

Essa estratégia conta com um controle de nível de topo atuando diretamente na vazão de refluxo; controle de nível de fundo atuando diretamente na válvula da corrente de fundo; um controle de temperatura no prato 46 atuando inversamente na válvula da corrente de destilado; e um controle de vazão do *boilup* atuando inversamente na carga térmica do *reboiler*.

#### 6. Teste de controle de composição duplo.



**Figura 19.** Fluxograma para teste de composição duplo.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

Essa estratégia conta com um controle de nível de topo atuando diretamente na vazão de refluxo; controle de nível de fundo atuando diretamente na carga térmica do *reboiler*; um controle de composição de etanol no topo atuando diretamente na válvula da corrente de destilado; e controle de composição de etanol no fundo atuando diretamente na válvula da corrente de fundo.

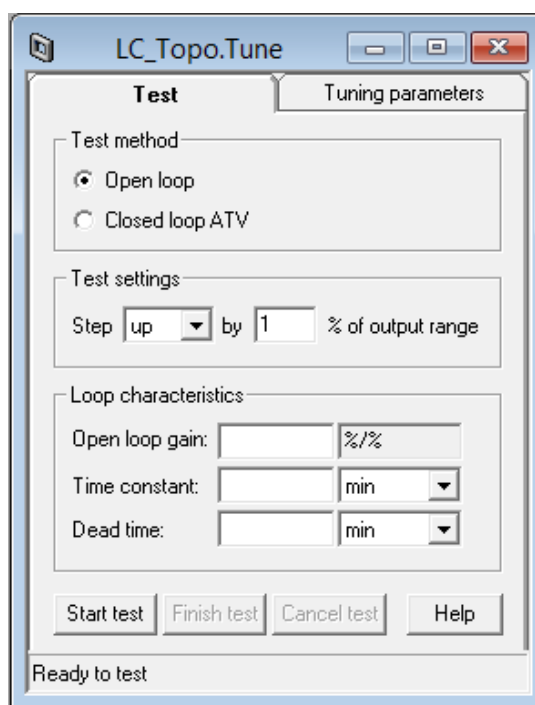
Para o estudo da dinâmica do processo, são realizadas perturbações na vazão de alimentação.

### 3.5 IDENTIFICAÇÃO DO PROCESSO E SINTONIA

Nesse trabalho não será realizada a sintonia dos controladores, logo não é necessário realizar a identificação do processo. Sobretudo, o Aspen Plus Dynamics disponibiliza dois métodos para a identificação do processo e posterior sintonia: um em malha aberta e outro em malha fechada. As Figuras 20, 21 e 22 mostram essa ferramenta no Aspen Plus Dynamics.

A Figura 20 ilustra a página inicial para identificação do processo. É nessa aba que escolhe se quer fazer o teste em malha aberta ou malha fechada. Para o teste em malha aberta, seleciona-se o método do teste “*Open loop*”. Em seguida, determina qual valor deve ser

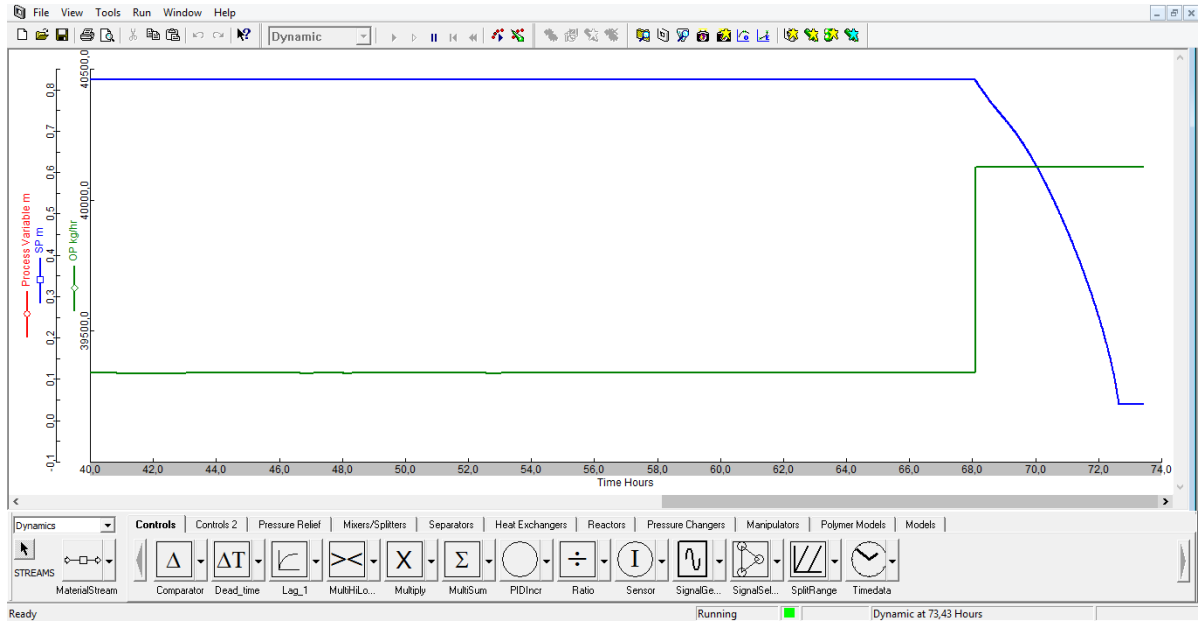
aplicado no degrau: se o degrau for positivo, indica eu a ação do controlador é direta; se for negativo, a ação é inversa. O teste pode ser iniciado clicando-se em “*Start test*”.



**Figura 20.** Primeira aba para identificação do processo.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

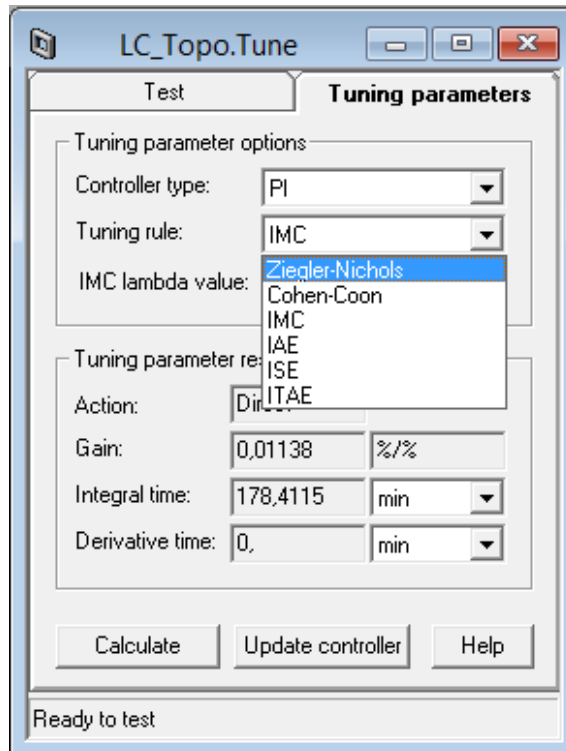
O exemplo mostrado pela Figura 21 corresponde à identificação da malha de nível de topo com variável manipulada sendo a vazão de refluxo. Nota-se a aplicação do degrau na variável manipulada e a resposta da variável de processo. Espera-se o sistema entrar no estado estacionário para finalizar o teste, clicando em “*Finish test*”.



**Figura 21.** Aplicação do degrau ao sistema.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

O próprio Aspen Plus Dynamics calcula o ganho obtido, a constante de tempo e o tempo morto, e mostra na primeira aba (Figura 20). Com esses dados, o simulador faz o ajuste dos parâmetros de controle, como mostrado na Figura 22.



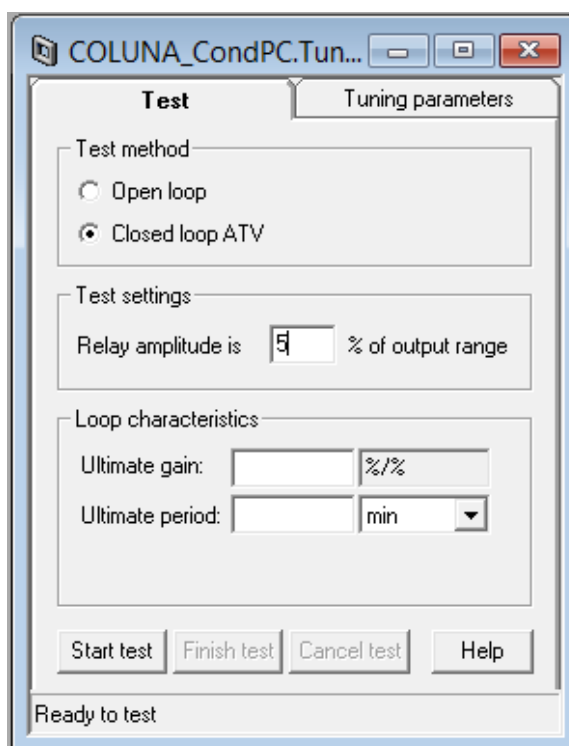
**Figura 22.** Ajuste dos parâmetros de controle com sintonia.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

Inicialmente, deve-se escolher qual o tipo do controlador (P, PI ou PID). A sintonia é feita com o método que for mais adequado para o sistema de estudo. O simulador disponibiliza 6 métodos de sintonia: Ziegler-Nichols, Cohen-Coon, IMC, IAE, ISE e ITAE. Caso selecione o método IMC, deve inserir o valor de  $\lambda$ , que corresponde ao critério de desempenho do método e indica quão rápido a resposta de saída deve acompanhar o *setpoint*. Para o valor de  $\lambda$  inserido, existe umas regras. Caso o controlador seja do tipo PID, a razão de  $\lambda$  sobre a constante de tempo deve ser maior que 0,8; caso seja um controlador do tipo PI, a razão deve ser maior que 1,7. Ou,  $\lambda$  deverá ser igual a 2,4 vezes a constante de tempo. O valor escolhido deve atender às duas regras.

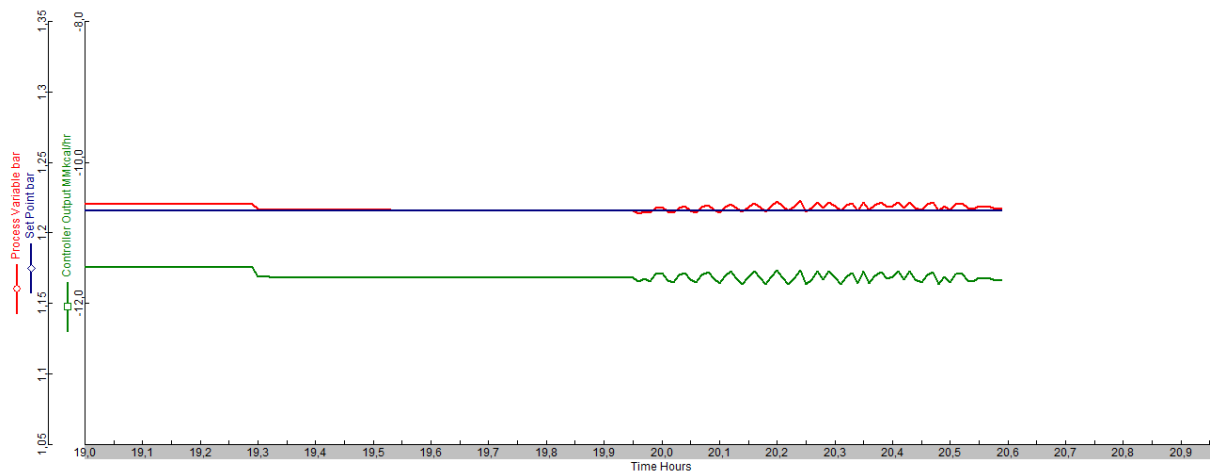
Então, calcula-se os parâmetros de controle (ganho proporcional, tempo integral e tempo derivativo) e já pode fazer o *update* do controlador.

Para a identificação do processo em malha fechada, o Aspen Plus Dynamics utiliza o Método dos Relés, provocando oscilações limitadas e controladas. Em função da amplitude inserida e do período de oscilações provocado pelos relés, tem-se uma estimativa do ganho último ( $K_u$ ) e do período último ( $P_u$ ) de oscilação do processo. Com esses valores obtidos, a segunda etapa é bem semelhante ao método em malha aberta. Porém, só são disponibilizados dois métodos de sintonia: Ziegler-Nichols e Tyreus-Luyben. As Figuras 23, 24 e 25 mostram esse passo a passo.



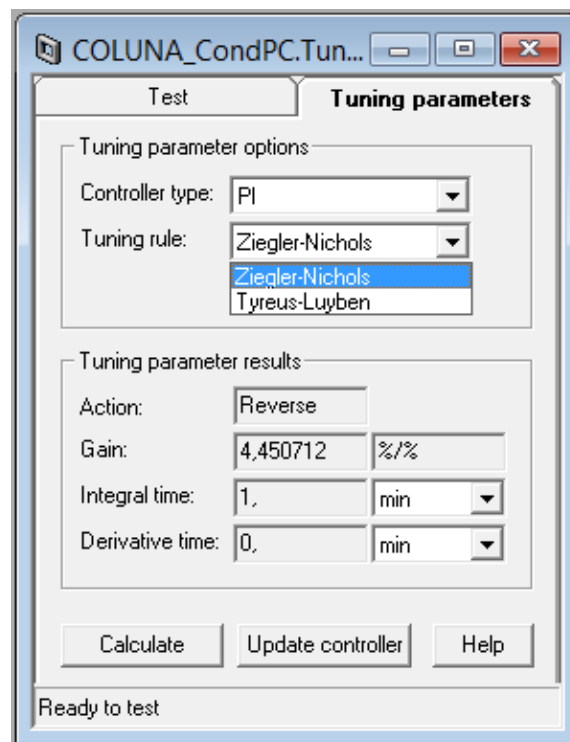
**Figura 23.** Primeira etapa do teste em malha fechada.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).



**Figura 24.** Resposta do sistema às oscilações provocadas pelos relés.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).



**Figura 25.** Aplicação do método de sintonia.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

Os parâmetros de controle (ganho proporcional, tempo integral e tempo derivativo) são gerados e já pode fazer o *update* do controlador.

## 4. RESULTADOS

O projeto para o sistema gerou os seguintes resultados (Tabela 12) para as correntes mostradas na Figura 11.

**Tabela 122.** Resultados das correntes do sistema.

		Corrente									
		Carga 1	F1	Carga 2	F2	D	D1	Dest.	B	B1	Fundo
Fase		Vap	Vap	Líqu	Líqu	Líqu	Líqu	Líqu	Líqu	Líqu	Líqu
Vazão molar (kmol/h)	Água	565,323	565,323	51,499	51,499	21,998	21,998	21,998	594,824	594,824	594,824
	Etanol	147,38	147,38	3,554	3,554	150,701	150,701	150,701	0,233	0,233	0,233
Fração molar	Água	0,79321	0,79321	0,93545	0,93545	0,12738	0,12738	0,12738	0,99961	0,99961	0,99961
	Etanol	0,20679	0,20679	0,06455	0,06455	0,87262	0,87262	0,87262	0,00039	0,00039	0,00039
Vazão mássica (kg/h)	Água	10184,46	10184,46	927,767	927,767	396,303	396,303	396,303	10715,920	10715,920	10715,920
	Etanol	6789,64	6789,64	163,724	163,724	6942,637	6942,637	6942,637	10,727	10,727	10,727
Fração mássica	Água	0,6	0,6	0,85	0,85	0,054	0,054	0,054	0,999	0,999	0,999
	Etanol	0,4	0,4	0,15	0,15	0,946	0,946	0,946	0,001	0,001	0,001
Vazão molar total (kmol/h)		712,703	712,703	55,053	55,053	172,699	172,699	172,699	595,057	595,057	595,057
Vazão mássica total (kg/h)		16974,1	16974,1	1091,49	1091,49	7338,94	7338,94	7338,94	10726,65	10726,65	10726,65
Vazão volumétrica (l/min)		188753	212376	20,878	20,878	165,944	166,001	166,001	198,845	198,864	198,864
Temperatura (°C)		114,1566	114,1566	108,0915	108,0915	82,84163	83,0369	83,0369	117,6492	117,7299	117,7299
Pressão (atm)		2	1,778	2	1,778	1,2	3,2	2,9	1,824	3,324	3,024
Fração de vapor		1	1	0	0	0	0	0	0	0	0
Fração de líquido		0	0	1	1	1	1	1	1	1	1
Densidade molar (kmol/m <sup>3</sup> )		0,063	0,056	43,948	43,948	17,345	17,339	17,339	49,876	49,871	49,871
Densidade mássica (kg/m <sup>3</sup> )		1,499	1,332	871,325	871,325	737,092	736,836	736,836	899,080	898,992	898,992
Massa molecular média		23,817	23,817	19,826	19,826	42,496	42,496	42,496	18,026	18,026	18,026

**Fonte:** Autoria própria (2019).

Os dados específicos obtidos da coluna, do condensador e do reboiler são mostrados na Tabela 13.

**Tabela 133.** Dados específicos da coluna, condensador e reboiler.

Item	Valor
Coluna de destilação	
Nº de estágios	75
Razão de refluxo (massa)	5,36033427
Vazão mássica do destilado (kg/h)	7338,93959
Vazão de refluxo (kg/h)	39339,1694
Estágio de alimentação	67
Condensador	
Tipo do condensador	Total
Pressão do condensador (atm)	1,2
Temperatura (°C)	82,8416337
Reboiler	
Tipo do reboiler	Kettle
Carga térmica (cal/s)	959997,603
Pressão do reboiler (atm)	1,824
Temperatura (°C)	117,649

**Fonte:** Autoria própria (2019).

#### 4.1 RESULTADOS DO ASPEN PLUS DYNAMICS

Ao rodar a coluna no Aspen Plus Dynamics, foram feitas perturbações na vazão de entrada da Carga 1, aumentando-a para 18000 kg/h. Como não foi realizado nenhum método de sintonia para os controladores, optou-se por manter os parâmetros de controle fixos para todas as simulações. Dessa forma, é possível fazer uma análise comparativa entre as estratégias estudadas. Portanto, definiu-se após alguns testes que os parâmetros de controle para as malhas de nível (topo e fundo), vazão (carga e correntes de produto) e pressão são os mostrados na Tabela 14.

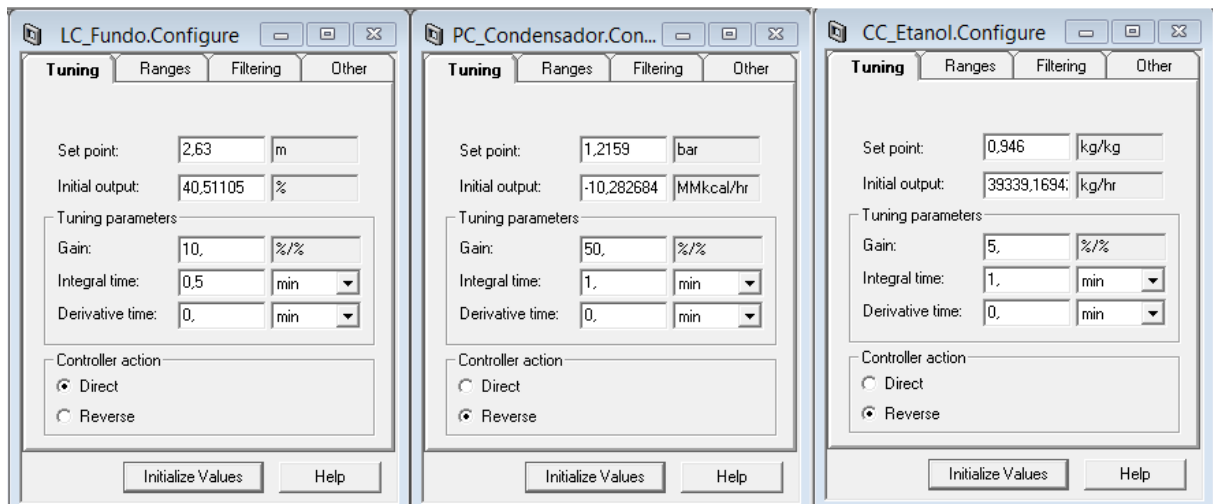
**Tabela 14.** Parâmetros de controle.

Parâmetros de controle	Malha do Controlador		
	Nível	Vazão	Pressão
Ganho proporcional (%/%)	10	5	50
Tempo integral (min)	0,5	1	1
Tempo derivativo (min)	0	0	0

**Fonte:** Autoria própria (2019).

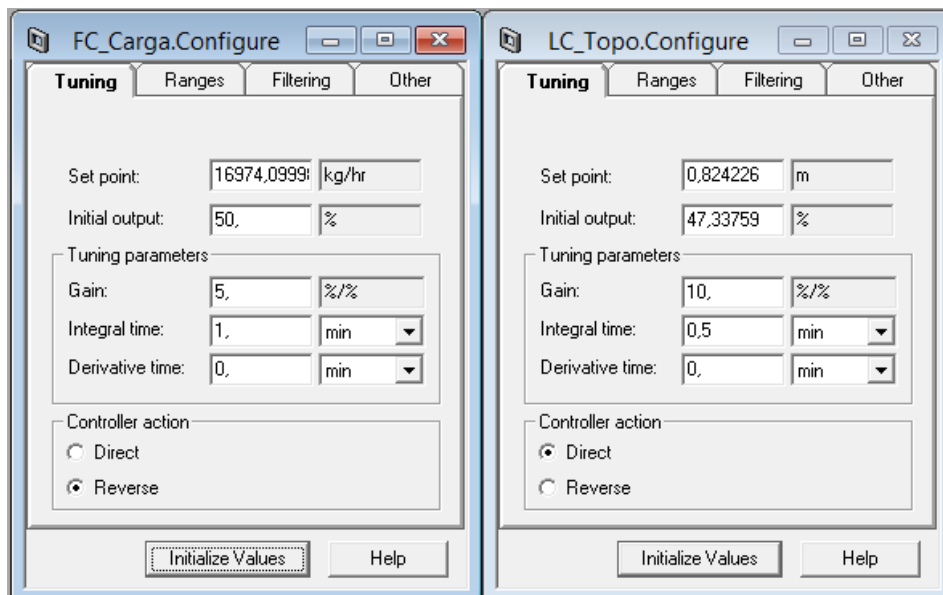
A primeira simulação realizada foi a de controle de composição indireto sem cascata, mostrada pela Figura 14. Ao inserir os controladores, indica-se clicar em “*Initialize Values*”

para que sejam definidos o *setpoint* e a resposta de saída inicial, de acordo com o sistema estacionário do Aspen Plus, e deve selecionar qual a ação de cada controlador. Nas Figuras 26 e 27, pode-se ver as configurações de cada controlador.



**Figura 26.** Configurações dos controladores de nível de fundo, pressão do condensador e composição de etanol do destilado.

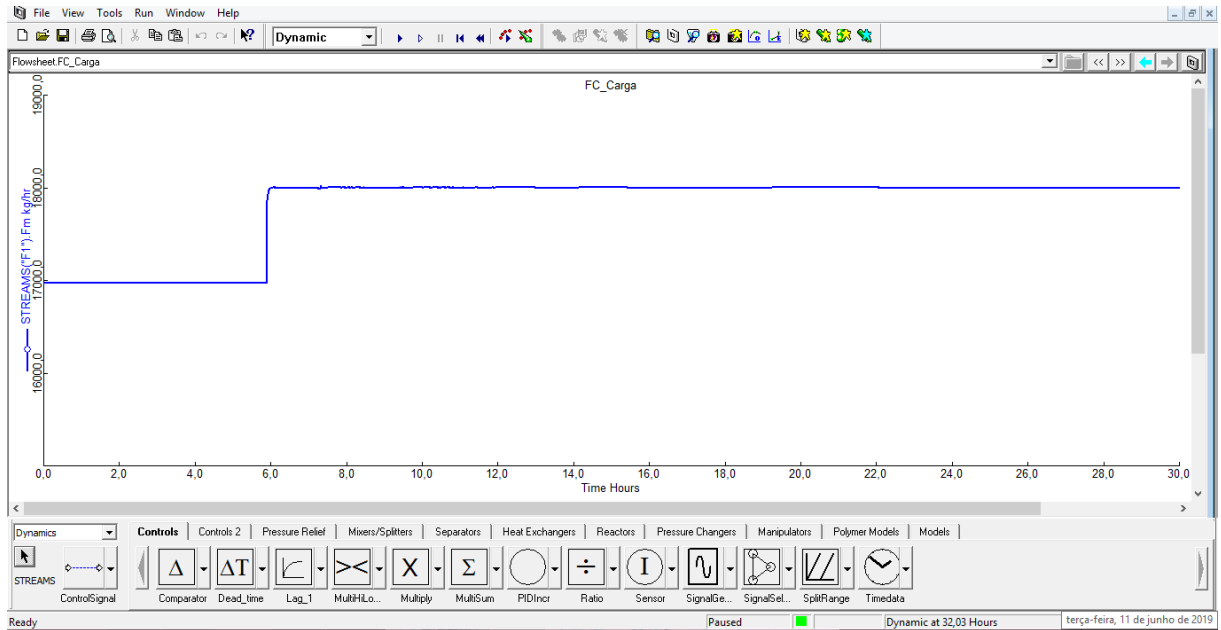
**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).



**Figura 27.** Configurações dos controladores de vazão da carga e nível de topo.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

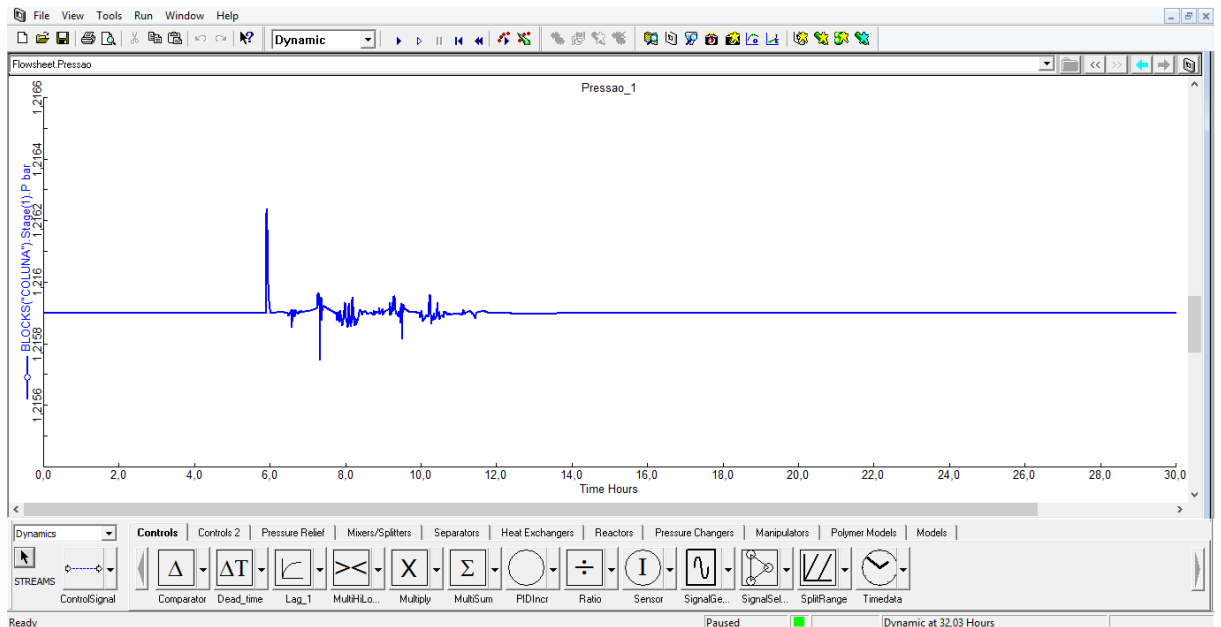
A Figura 28 mostra a dinâmica da Carga 1. Nela, é possível verificar que a mudança do *setpoint* para 18000kg/h, em 6 horas, foi atendida de forma imediata. A variável de processo não sofreu nenhuma instabilidade e permaneceu próxima ao *setpoint*.



**Figura 28.** Perturbação na Carga 1 – Estratégia 1.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

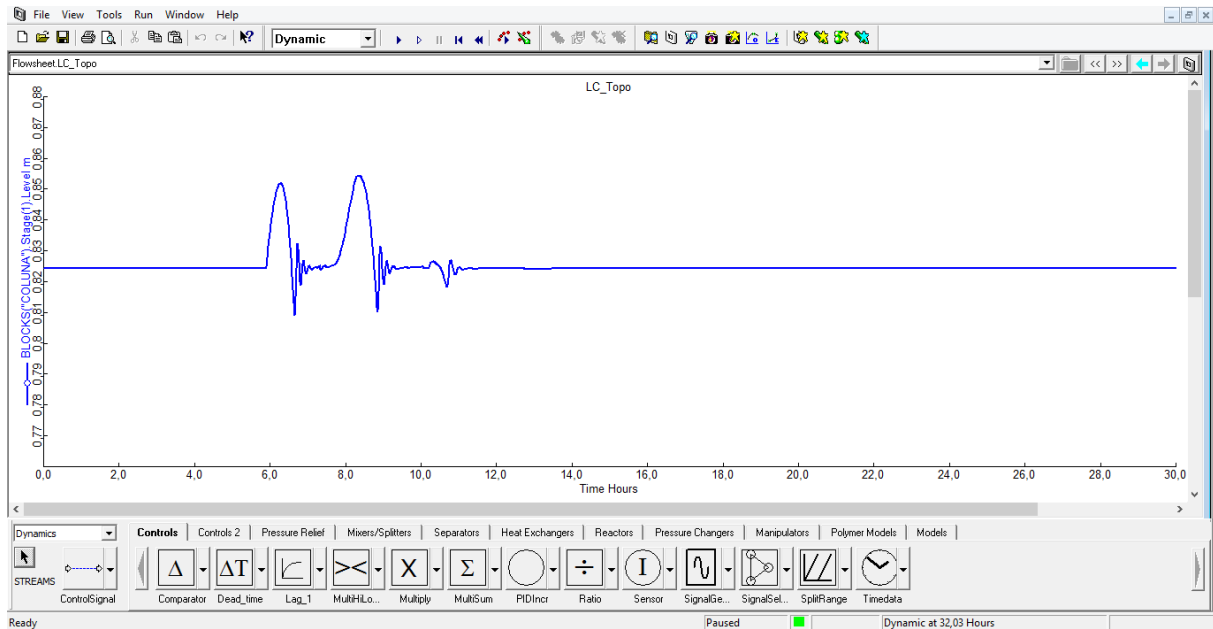
O controle de pressão feito no estágio 1 (Figura 29) sofreu pouco com a perturbação, atingindo um range de 1,2158 a 1,2162 bar, mas rapidamente voltou ao seu *setpoint* de 1,2159 bar.



**Figura 29.** Dinâmica da pressão do condensador – Estratégia 1.

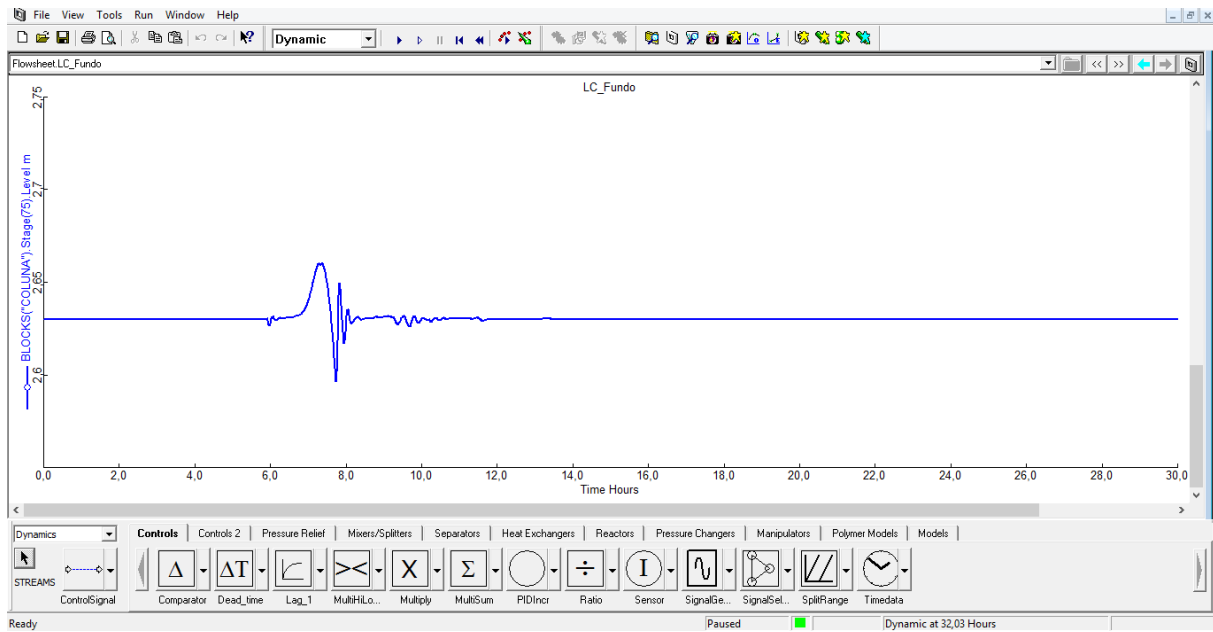
**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

Os controles de nível de topo e de fundo (Figuras 30 e 31, respectivamente) apresentaram respostas oscilatórias. Porém, sabendo que os níveis devem preencher entre 25% e 75% o volume dos vasos, nota-se que os mesmos ficaram dentro do adequado.



**Figura 30.** Dinâmica do nível de topo – Estratégia 1.

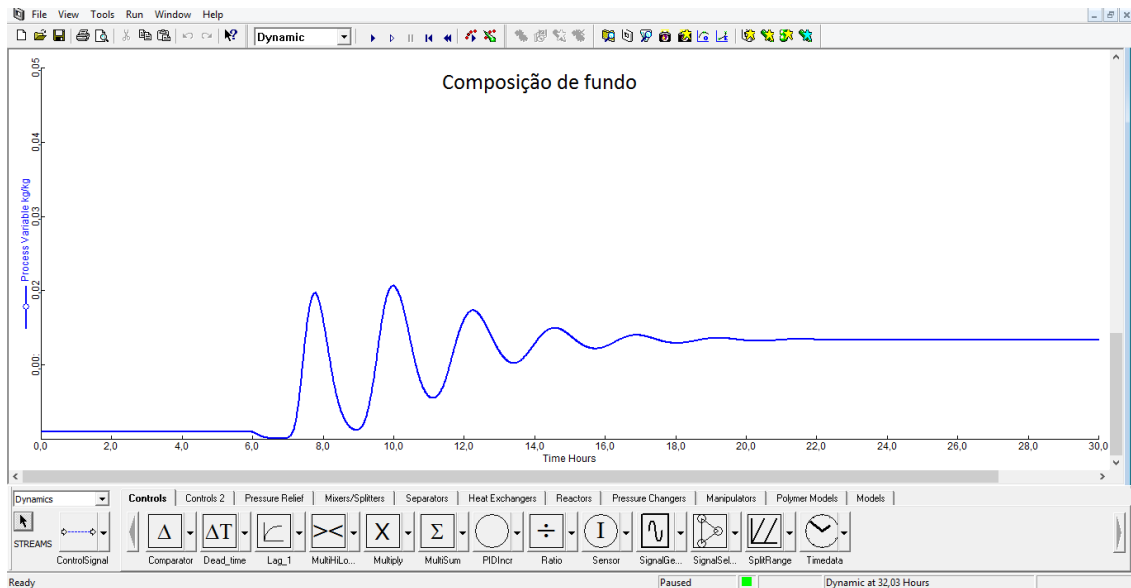
**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).



**Figura 31.** Dinâmica do nível de fundo – Estratégia 1.

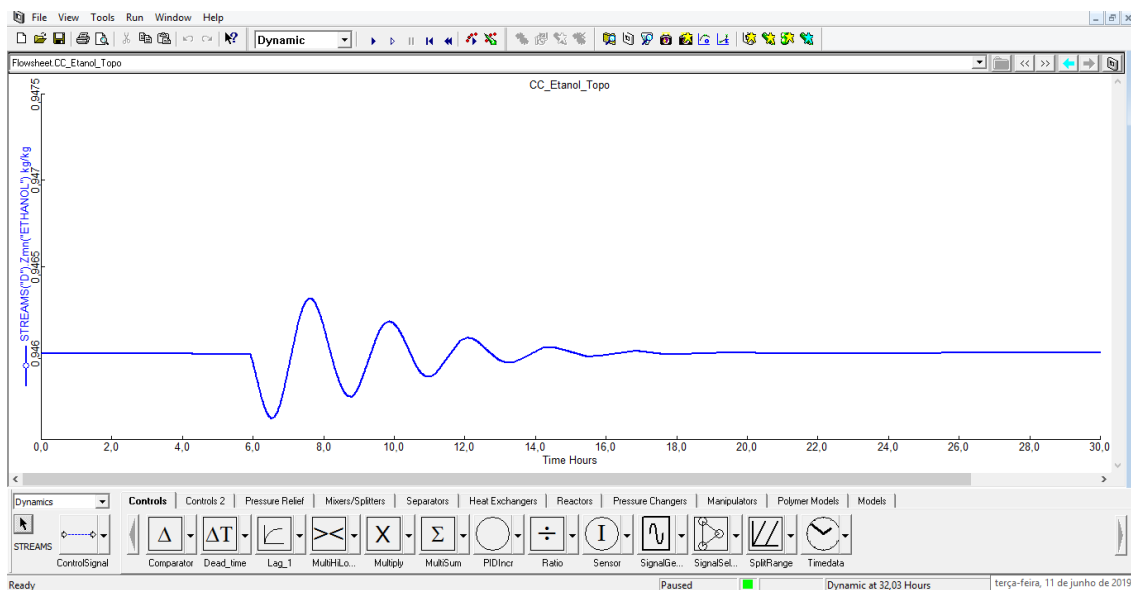
**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

A composição de fundo não é o produto de maior interesse, nesse sistema. Porém, ele deve estar dentro as especificações exigidas, ou seja, ter uma porcentagem mássica máxima de etanol equivalente a 0,1%. A dinâmica, mostrada pela Figura 32, revela que até 2,1%wt de etanol foi perdido nessa corrente. Para que isso fosse resolvido, poderia aumentar o *setpoint* do controle de *boilup*, já que esse aumento evitaria que fosse perdido etanol com a produção de mais vapor.



**Figura 32.** Dinâmica da composição de fundo – Estratégia 1.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).



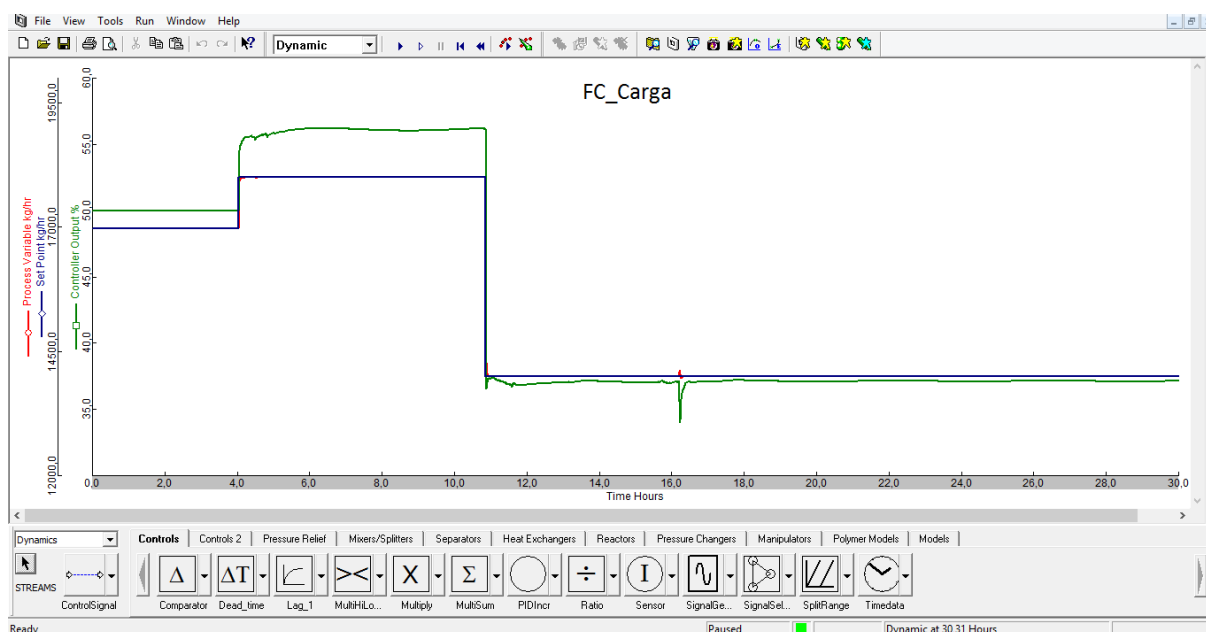
**Figura 33.** Dinâmica da composição de topo do etanol – Estratégia 1.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

A composição de topo (Figura 33), objeto de interesse do estudo, apresentou uma oscilação, mas conseguiu voltar sem problemas ao *setpoint* de 94,6%wt de etanol. No geral, a estratégia de controle mostrou-se bastante eficiente, garantindo a estabilidade do processo.

A segunda estratégia de controle simulada foi a do controle direto sem cascata. Essa estratégia foi a que apresentou um melhor desempenho, atendendo às restrições da unidade, além de manter todo processo bem próximo ao *setpoint*. As figuras das dinâmicas dessa estratégia possuem o *setpoint*, a variável de processo e a variável manipulada. Dessa forma, é possível entender como é o funcionamento das válvulas e vazões, para garantir que o sistema alcance o estado estacionário. Para essa estratégia, foram realizadas duas perturbações: aumento da vazão da Carga 1 para 18000 kg/h e redução para 14000 kg/h.

A Figura 34 mostra a atuação da válvula. No momento em que foi aplicado um degrau para o aumento do *setpoint* da vazão, a válvula abriu imediatamente para que a nova vazão fosse atendida.

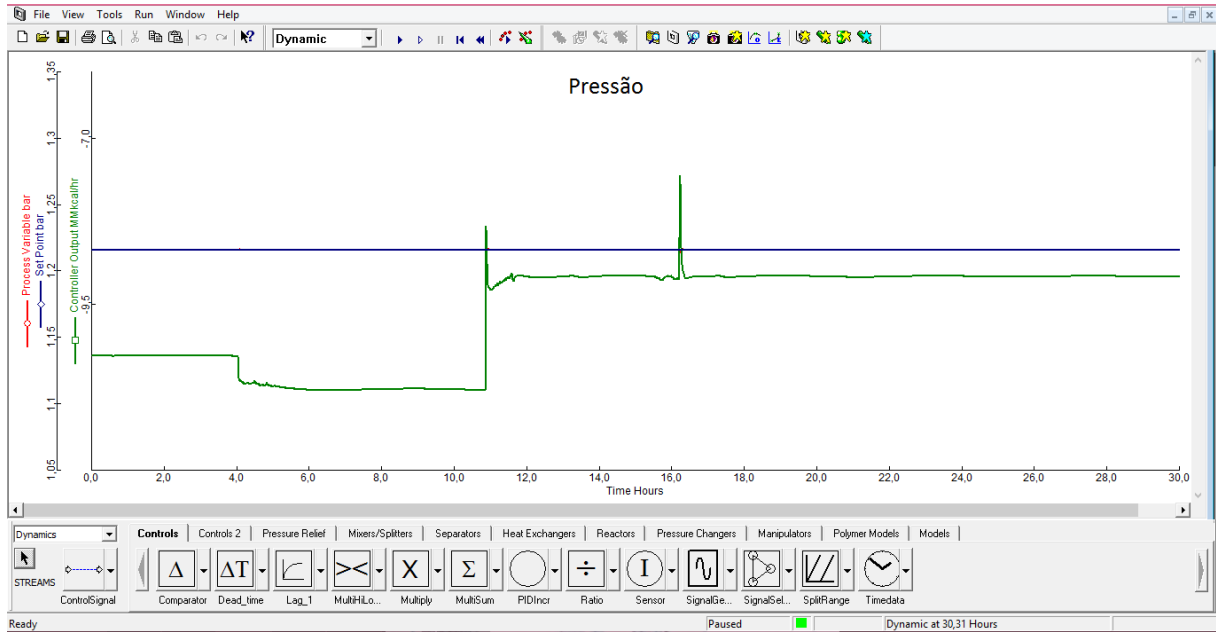


**Figura 34.** Dinâmica da Carga 1, com a variável manipulada – Estratégia 2.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

Em um outro momento, próximo às 16 horas de simulação, nota-se um pequeno aumento na variável de processo e a válvula fecha automaticamente, buscando trazer o sistema de volta ao estado estacionário.

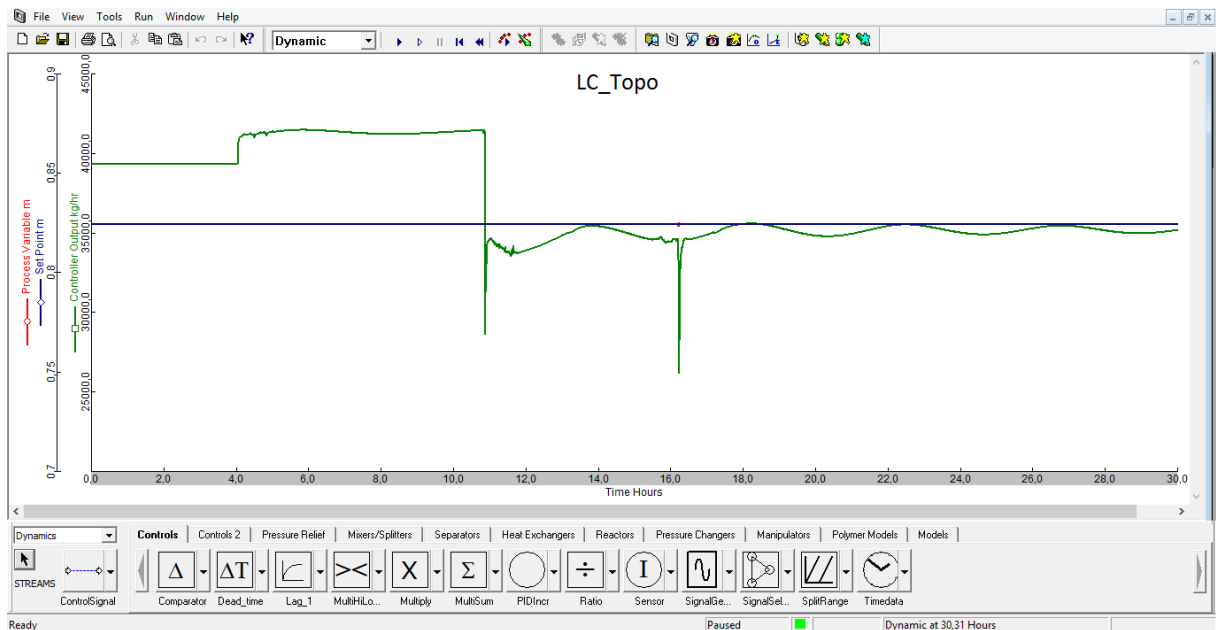
O controle de pressão para essa estratégia funcionou de forma bastante eficaz, mantendo a pressão constante durante toda simulação. Isso pode ser visto na Figura 35 abaixo.



**Figura 35.** Controle de pressão bastante eficaz – Estratégia 2.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

Da mesma forma ocorreu com o controle de nível de topo (Figura 36). O controle de nível através da vazão de refluxo mostrou-se bem eficaz e com uma rápida resposta.

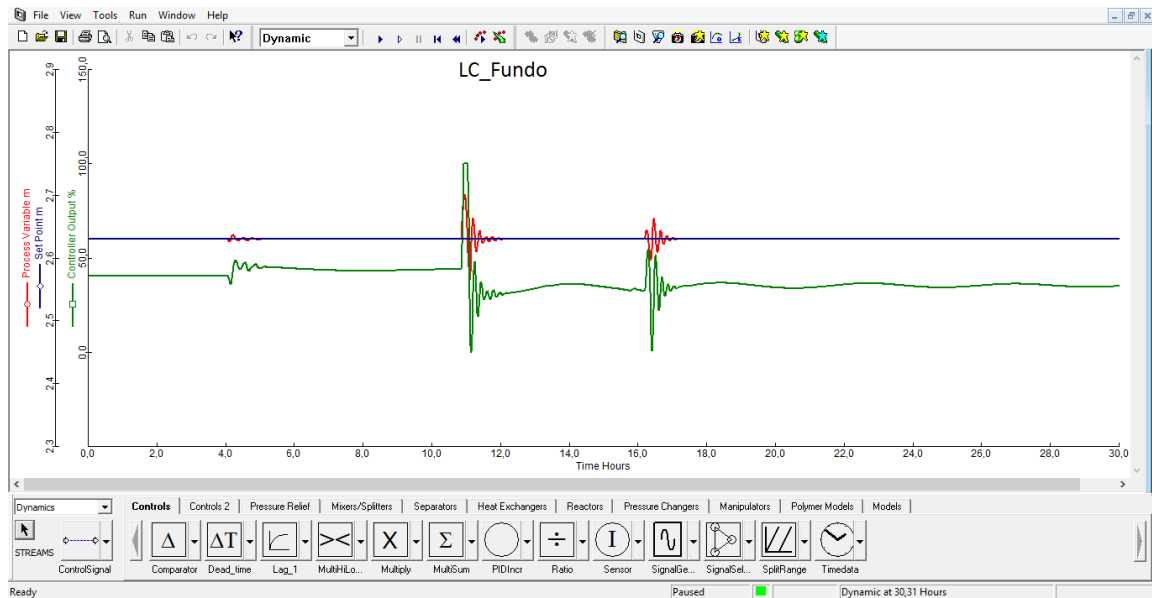


**Figura 36.** Controle de nível de topo – Estratégia 2.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

Já o controle do nível de fundo apresentou efeitos em decorrência das perturbações realizadas na Carga 1, nos tempos de 4 horas e 11 horas. Próximo às 16 horas de simulação, também foi notada uma oscilação que pode ser em decorrência da pequena perturbação sofrida

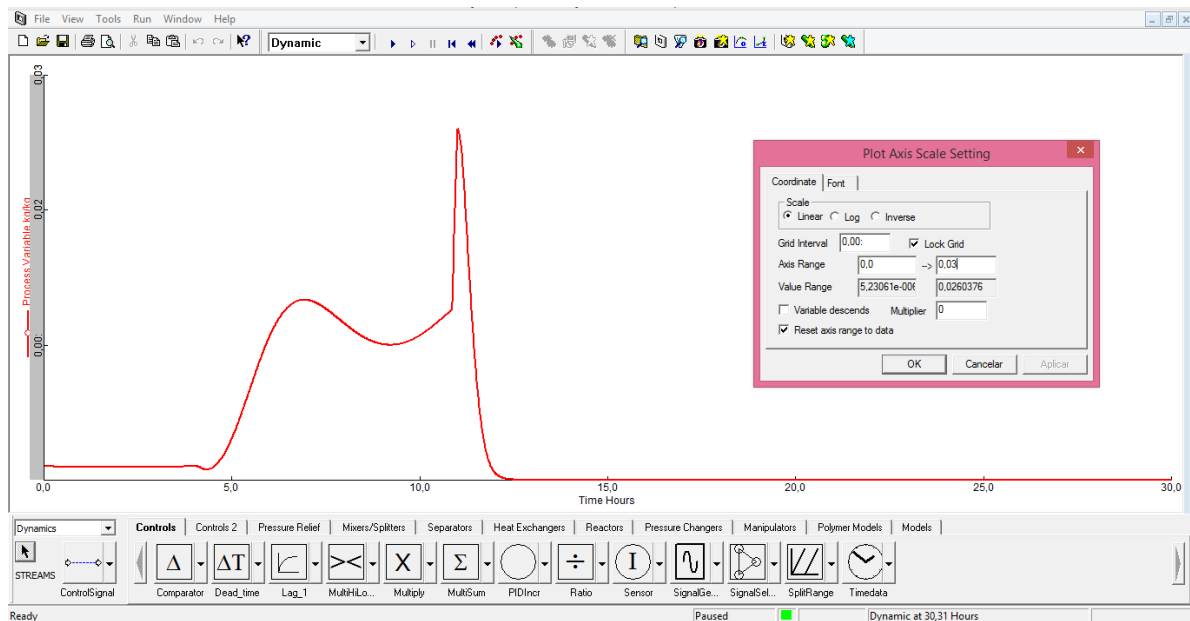
na Carga 1. Durante todas simulações, é possível verificar alguns *bugs* do Aspen Plus Dynamics. Essa pequena perturbação pode ser um desses *bugs* ou um residual.



**Figura 37.** Controle do nível de fundo - Estratégia 2.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

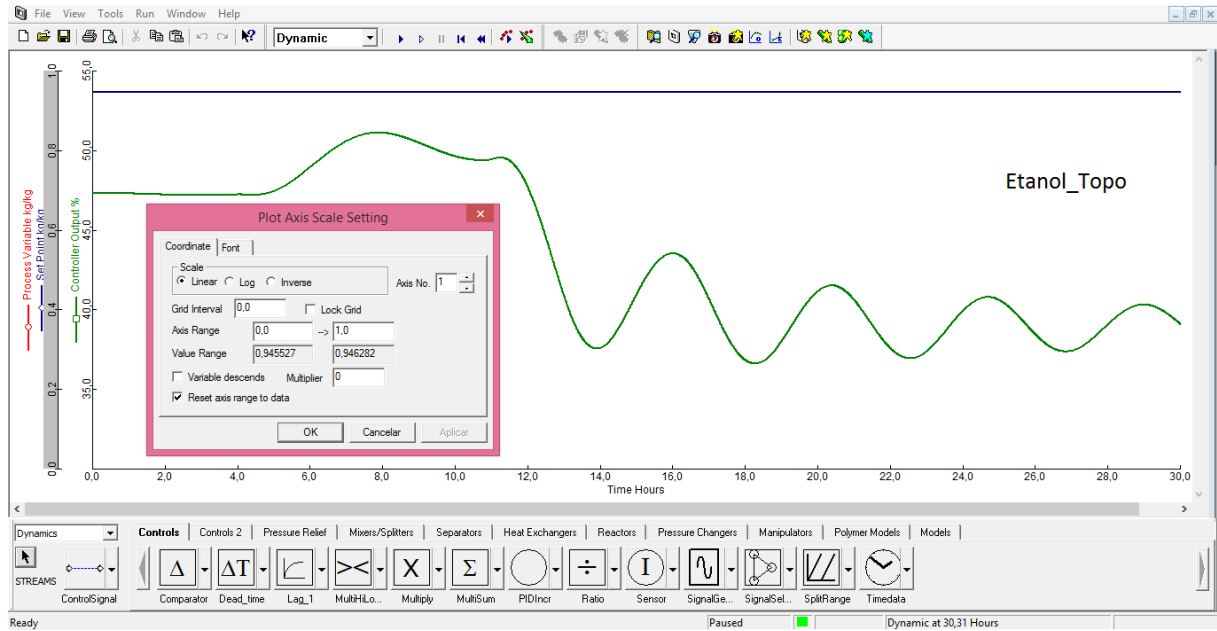
A estratégia 2, apesar de ter se mostrado melhor quando comparada com a primeira estratégia, acabou perdendo cerca de 2,6%wt de etanol, quando aumentou a vazão da carga. Porém, também chegou a zero quando reduziu a carga, não sendo perdido etanol na corrente de fundo.



**Figura 38.** Composição de etanol na corrente de fundo – Estratégia 2.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

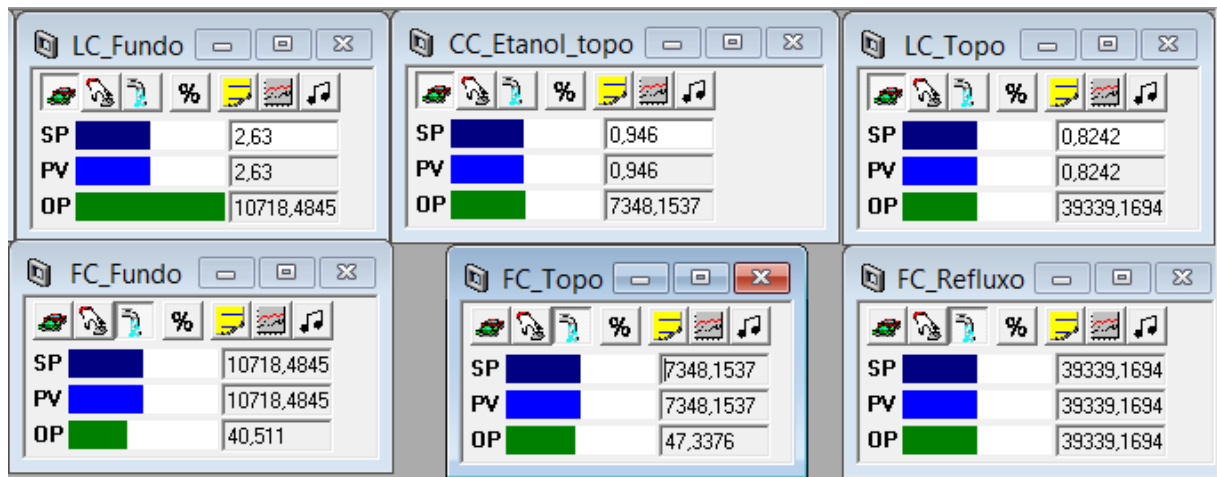
A composição de etanol na corrente de destilado manteve-se bem próxima ao *setpoint* durante toda simulação. É possível notar o trabalho da válvula para que a especificação desejada seja atendida (Figura 39).



**Figura 39.** Composição de etanol na corrente de destilado – Estratégia 2.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

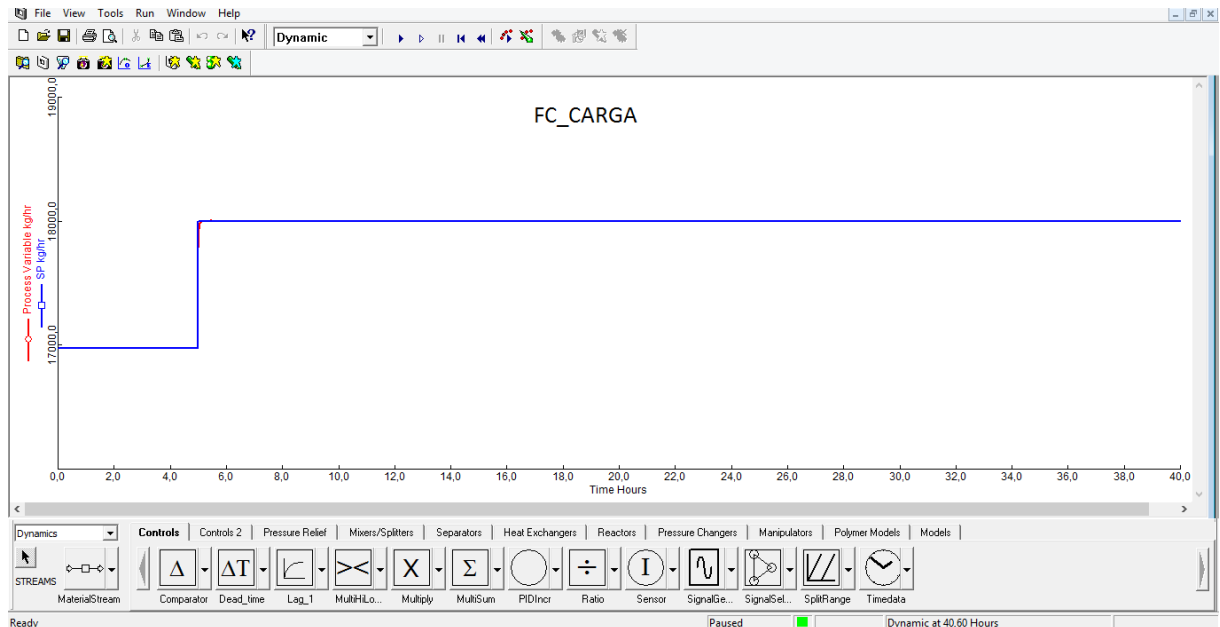
A terceira estratégia de controle foi a de composição direta, só que agora em cascata. Na indústria, é bastante comum o emprego de controladores servos de vazão. A desvantagem dessa técnica é puramente econômica, já que se utiliza vários controladores de vazão para que as malhas sejam controladas, como o sistema mostrado na Figura 16. Para essa estratégia, foram adicionados 3 controladores servos de vazão, para as malhas de nível de topo e fundo, e para a composição de etanol de topo (Figura 40).



**Figura 40.** Controladores em cascata – Estratégia 3.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

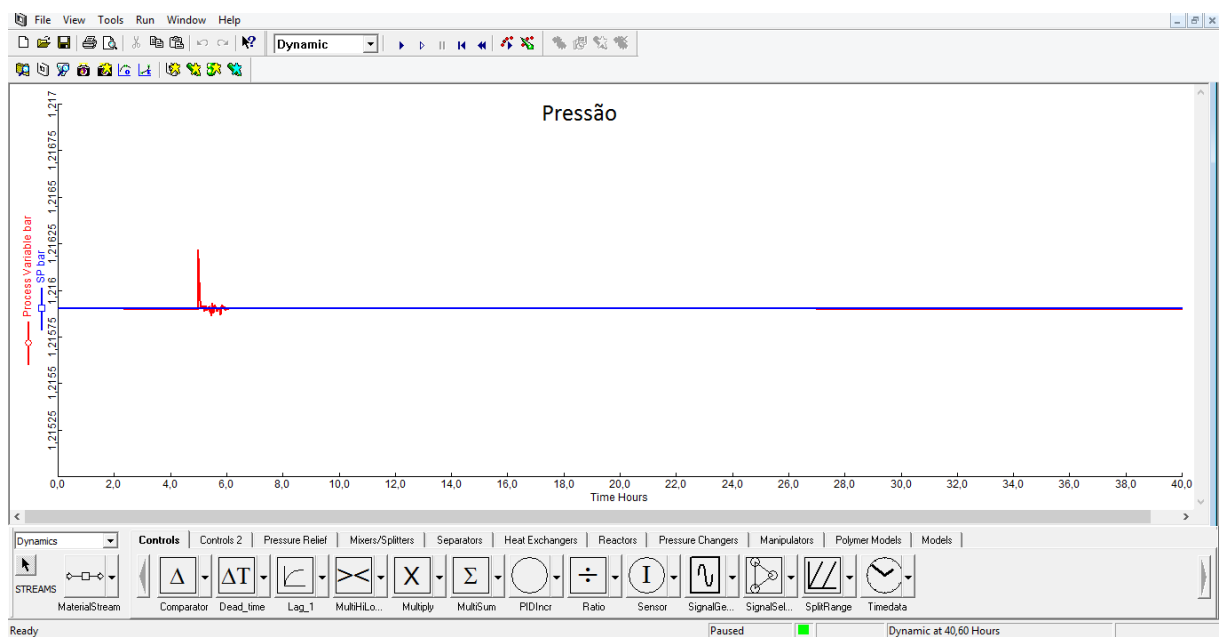
Para a estratégia de controle 3, só foi feita uma perturbação no sistema (Figura 41), próximo às 5 horas de simulação. A resposta do sistema foi rápida e permaneceu bem próxima ao *setpoint*.



**Figura 41.** Controle de vazão da Carga 1 – Estratégia 3.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

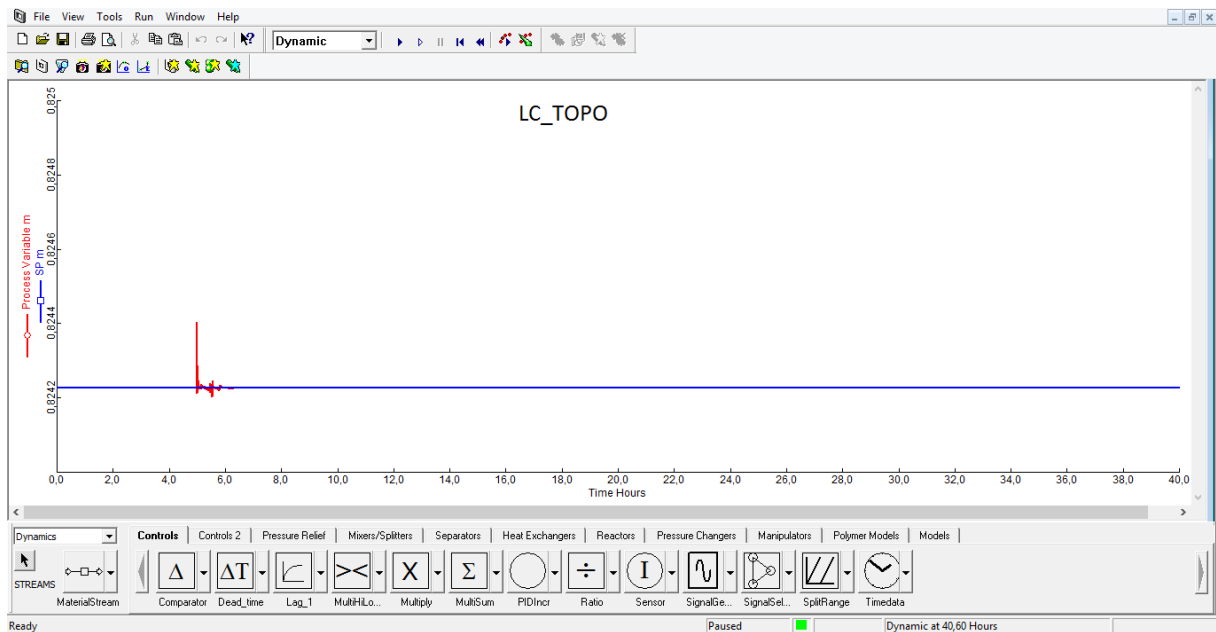
O controle da pressão foi bom (Figura 42). A pressão ficou entre 1,21586 e 1,21622 bar, que é considerado aceitável, quando o *setpoint* era 1,2159 bar.



**Figura 42.** Controle de pressão do condensador – Estratégia 3.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

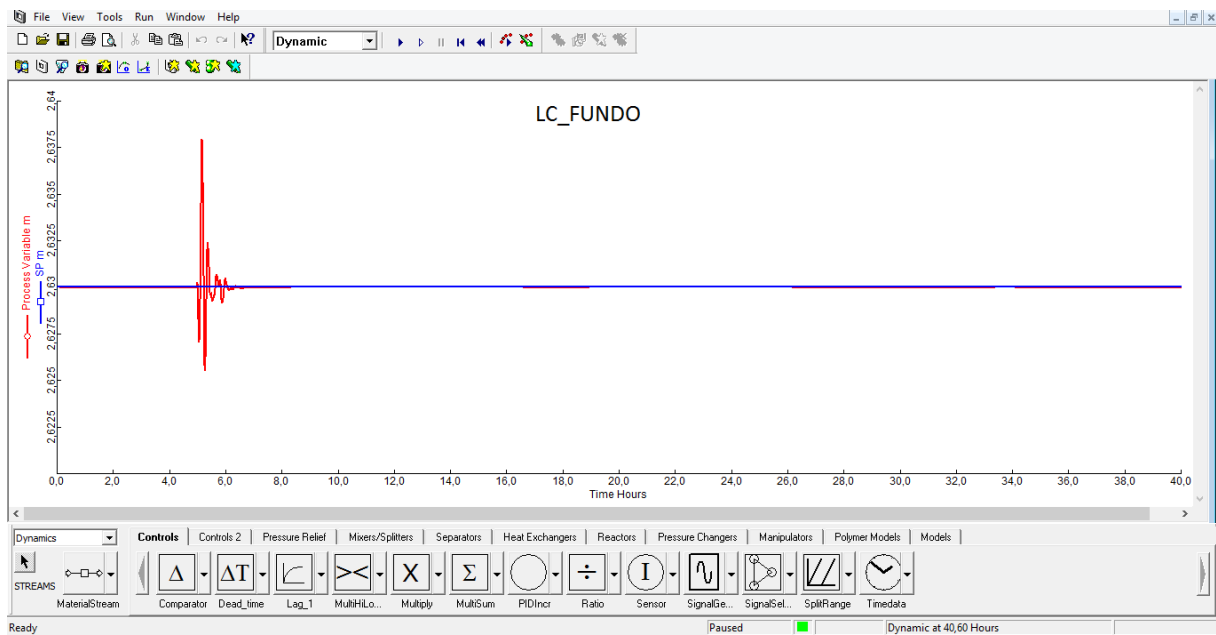
O nível de topo apresentou um ótimo resultado, com um range de 0,8242 a 0,8244m, ou seja, praticamente não variou (Figura 43).



**Figura 43.** Controle de nível de topo – Estratégia 3.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

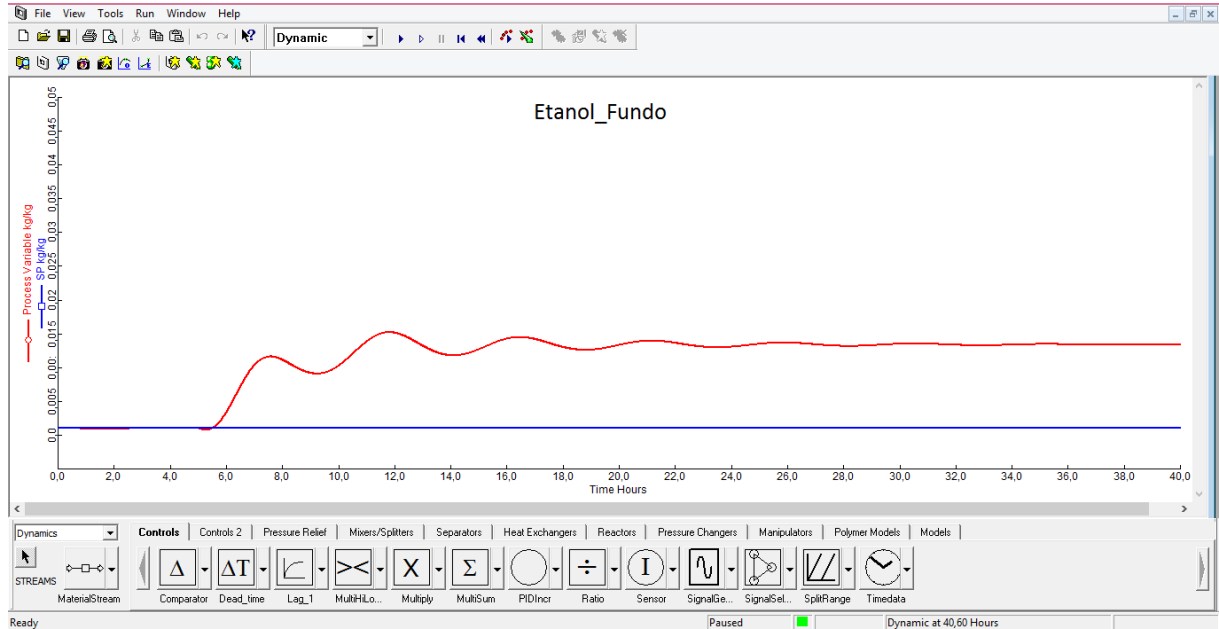
O nível de fundo também foi mantido bem controlado, com um range de 2,625 a 2,638 m, como pode ser visto pela Figura 44.



**Figura 44.** Controle de nível de fundo – Estratégia 3.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

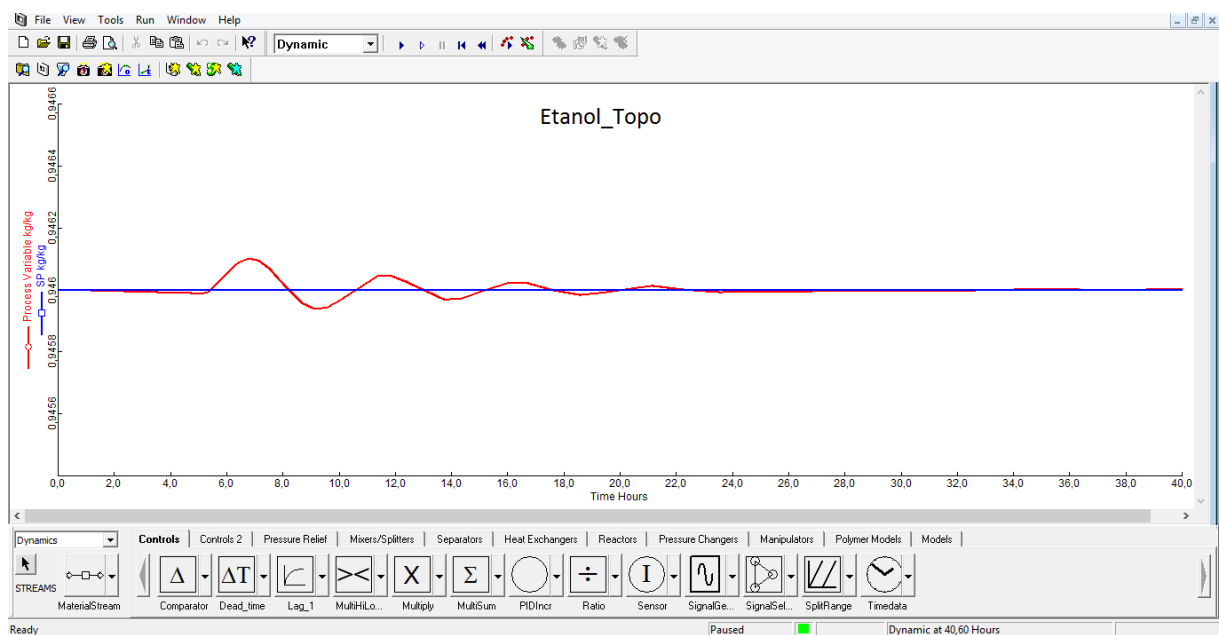
A composição de etanol de fundo atingiu um pico de 1,5% wt de etanol, sendo o menor entre as estratégias já apresentadas. E ainda finalizou a simulação perdendo 1,34% wt de etanol na corrente de fundo (Figura 45).



**Figura 45.** Controle de composição de etanol na corrente de fundo – Estratégia 3.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

A corrente de destilado apresentou uma variação de 94,59% wt a 94,61% wt, mas atingiu o estado estacionário no valor desejado de 94,6% wt (Figura 46).

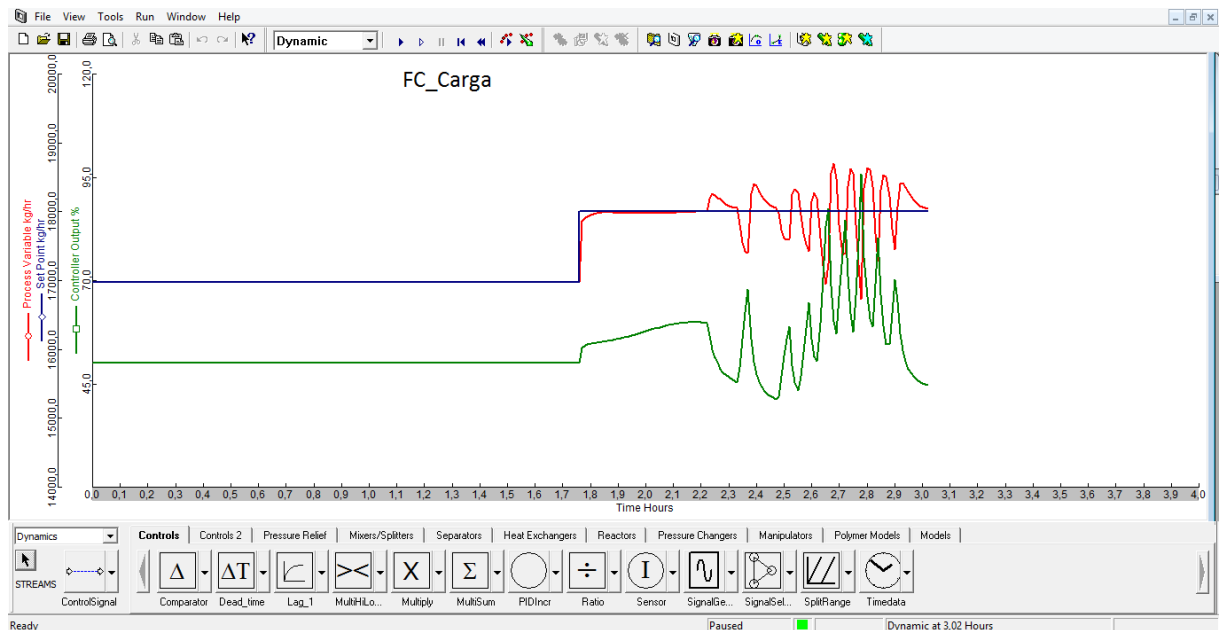


**Figura 46.** Controle de composição de etanol na corrente de destilado – Estratégia 3.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

Na estratégia 4, controle indireto da temperatura do prato sensível, a ação do controlador sobre a vazão de refluxo é direta. O aumento da temperatura do prato significa que está passando mais água do que deveria. Logo, o controlador deve mandar um sinal para aumentar a vazão de refluxo, para que a corrente de destilado seja mais purificada.

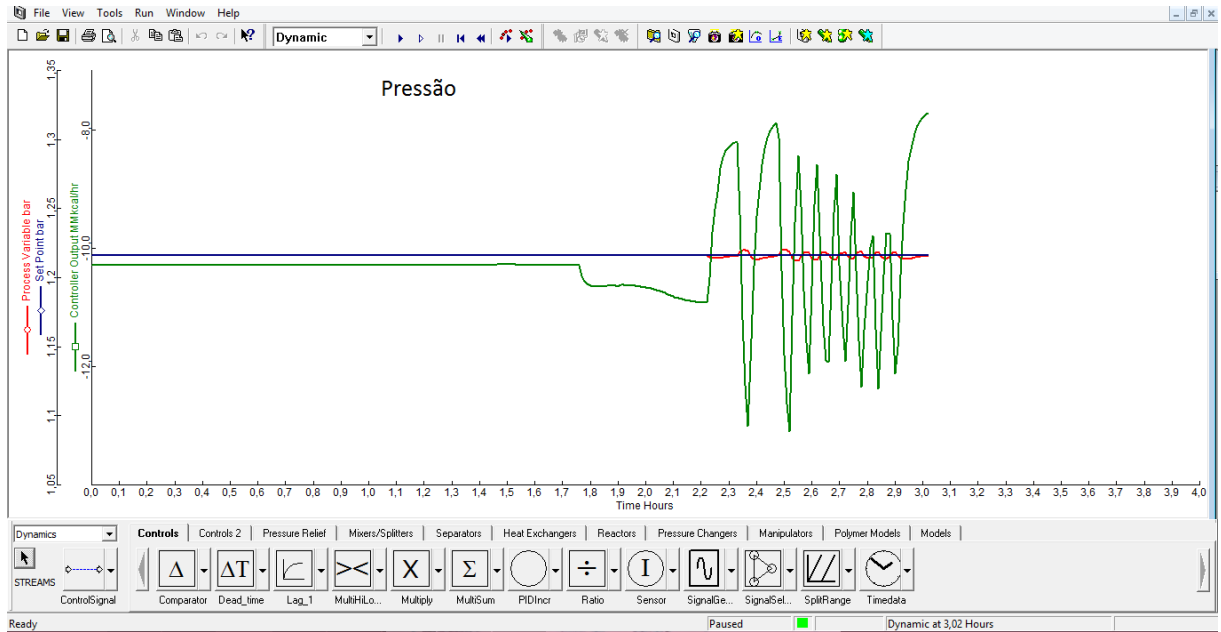
Essa estratégia não apresentou um bom resultado, causando bastante oscilação nas variáveis, comprometendo a estabilidade da planta. Os efeitos podem ser vistos nas Figuras 47 a 53, a seguir. Inicialmente, o processo é considerado no estado estacionário. Após aplicar a perturbação, a dinâmica fica desregulada.



**Figura 47.** Dinâmica da Carga 1 – Estratégia 4.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

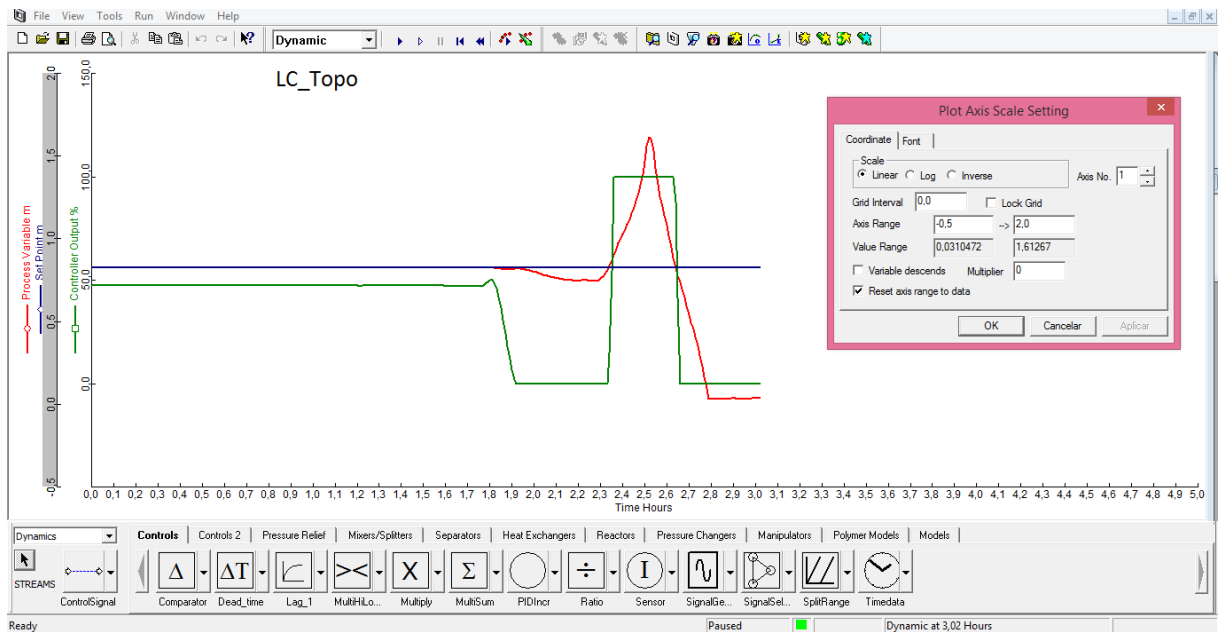
Após a perturbação na carga, a pressão do condensador oscilou bastante. Isso também acaba gerando uma instabilidade na planta, já que a pressão deve ser mantida constante durante todo o processo, ou também influenciará as outras variáveis. Outra possível causa para instabilidade da planta deve-se a aproximação das especificações desejadas com o ponto de azeotropia. Ou seja, próximo ao azeótropo a temperatura não varia tanto quanto a composição, tornando o controle de qualidade por temperatura inviável.



**Figura 48.** Dinâmica da pressão do condensador – Estratégia 4.

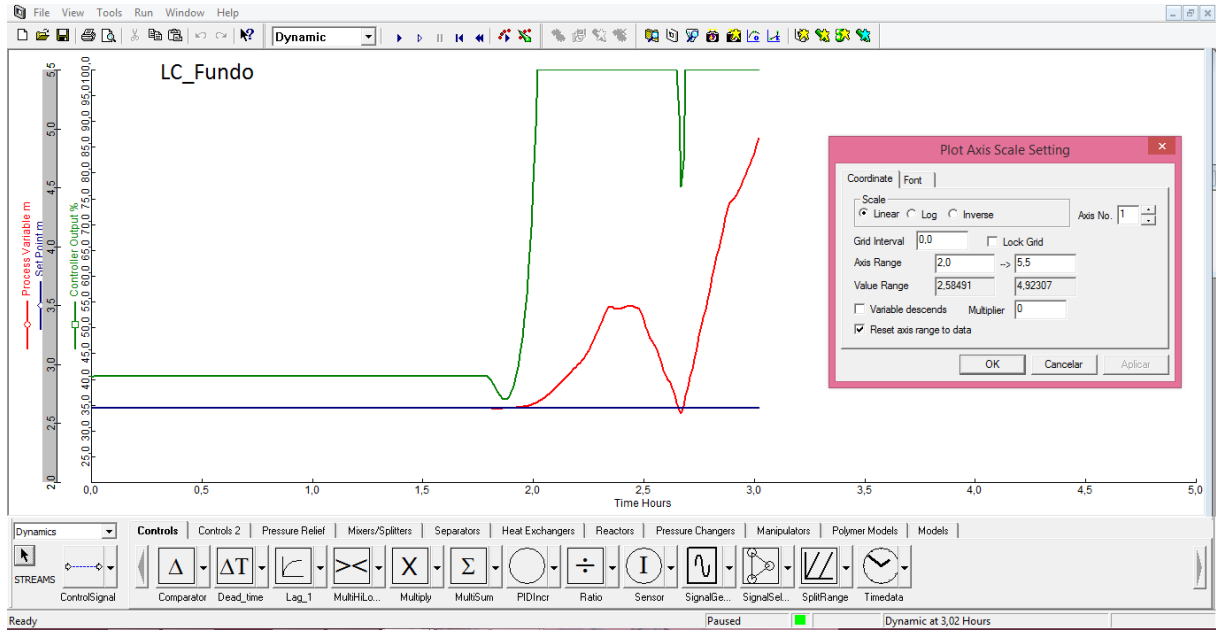
**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

O nível de topo variou muito, até o ponto de ficar quase completamente cheio e vazio. Isso não obedece a uma das medidas de segurança para níveis de vasos, que devem ficar com um preenchimento entre 25% e 75%, para garantir a segurança da planta.



**Figura 49.** Dinâmica do nível de topo – Estratégia 4.

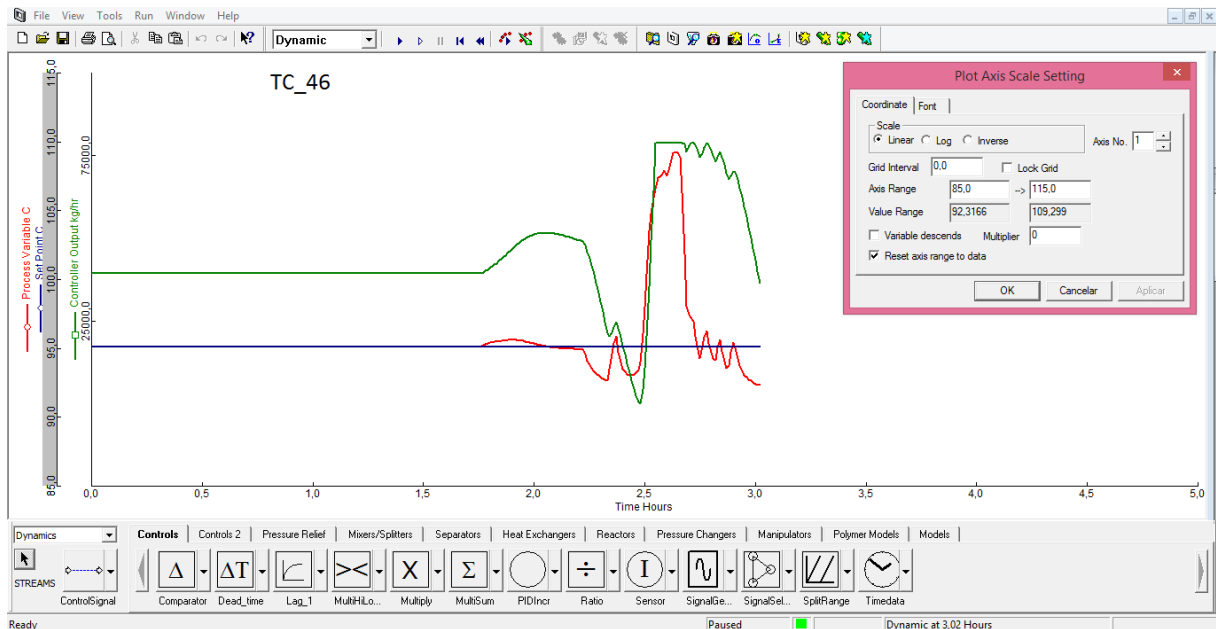
**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).



**Figura 50.** Dinâmica do nível de fundo – Estratégia 4.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

O nível da base da coluna não baixou muito, em compensação, acabou subindo bastante chegando a 4,92 m, quando deveria estar a 2,63 m.



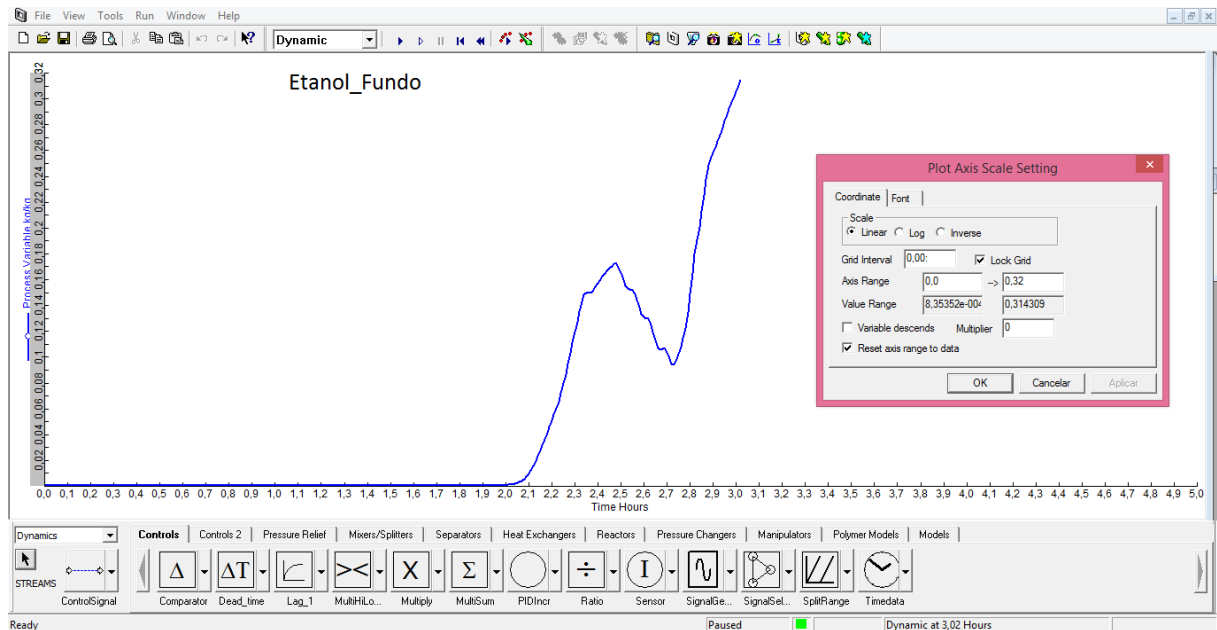
**Figura 51.** Dinâmica da temperatura do prato sensível – Estratégia 4.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

A temperatura do prato sensível variou bastante, de 92°C a 109°C, aproximadamente. Na Figura 51, é possível verificar a atuação do controlador na variável manipulada (vazão de

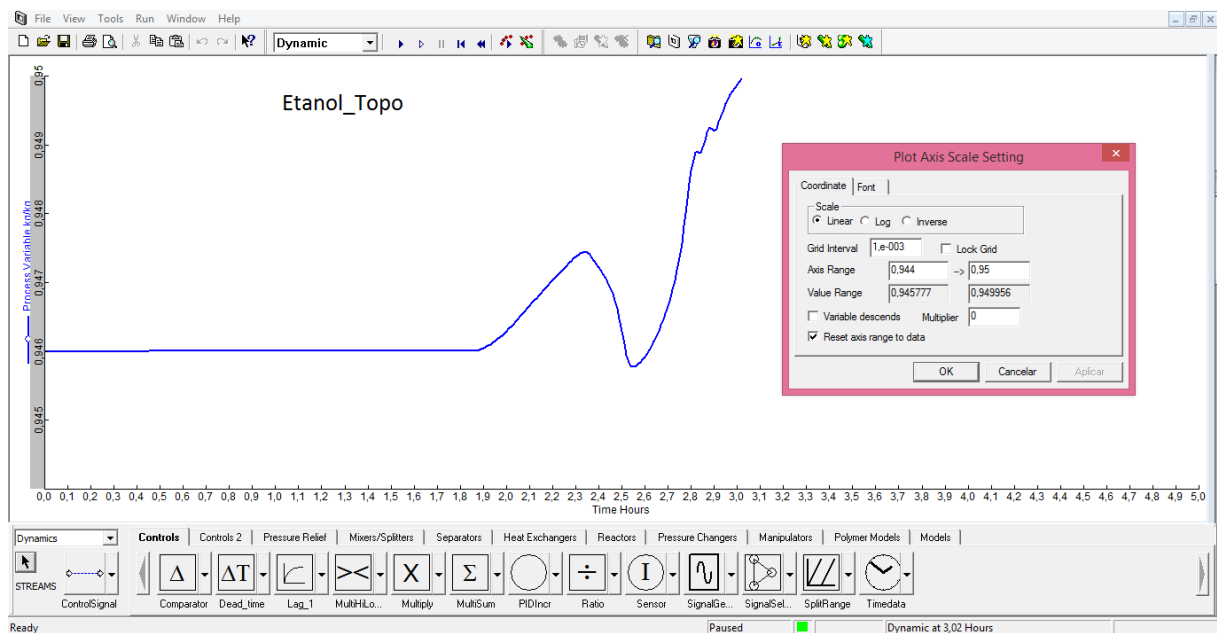
refluxo). Ao detectar que houve um acréscimo na temperatura, o controlador emite o sinal para que a vazão de refluxo aumente.

As Figuras 52 e 53 mostram a variação das composições de etanol nas correntes de destilado e de fundo. Pode-se notar que os produtos se encontram fora da especificação exigida. Na composição de fundo, por exemplo, o processo chegou a perder cerca de 30% wt de etanol, quando esta composição deveria ser de, no máximo, 0,1%.



**Figura 52.** Dinâmica da composição de fundo – Estratégia 4.

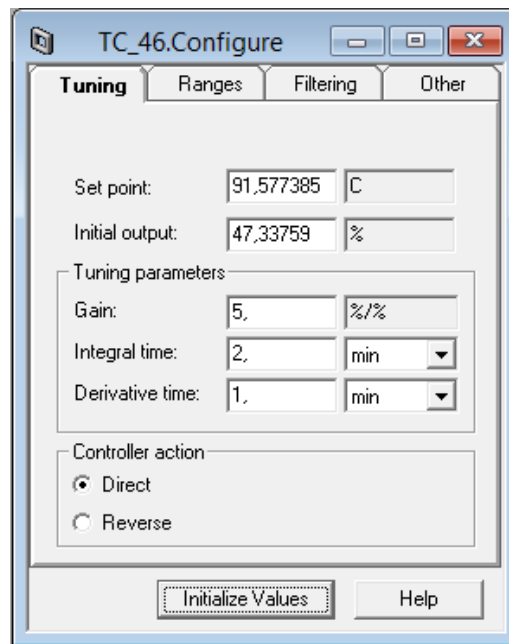
**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).



**Figura 53.** Dinâmica da composição de topo – Estratégia 4.

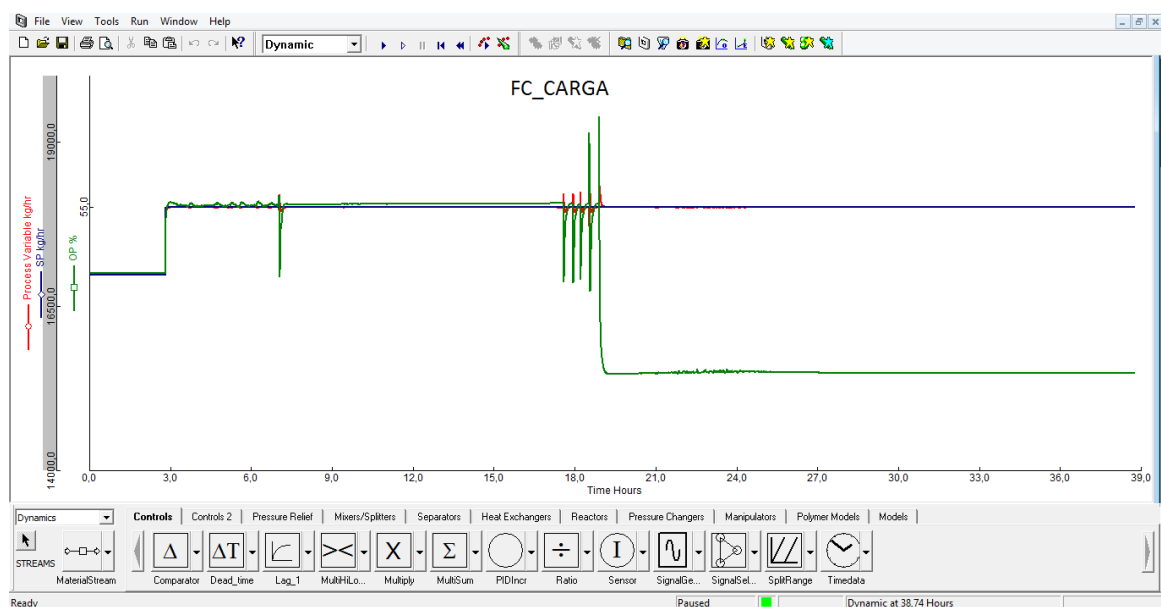
**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

A estratégia 5 consistiu no controle direto da temperatura do prato sensível sem cascata. Porém, por inexperiência da operadora, a ação do controlador de temperatura foi ajustada de maneira incorreta. Se a temperatura do prato sensível estiver mais alta do que o valor desejado, o sinal emitido para a válvula da corrente de destilado deveria ser de fechamento. Porém, o controlador foi ajustado para ter uma ação direta (Figura 54), o que acabou comprometendo a dinâmica do processo, levando o sistema para fora de especificação.



**Figura 54.** Configuração errada do controlador de temperatura do prato sensível – Estratégia 5.

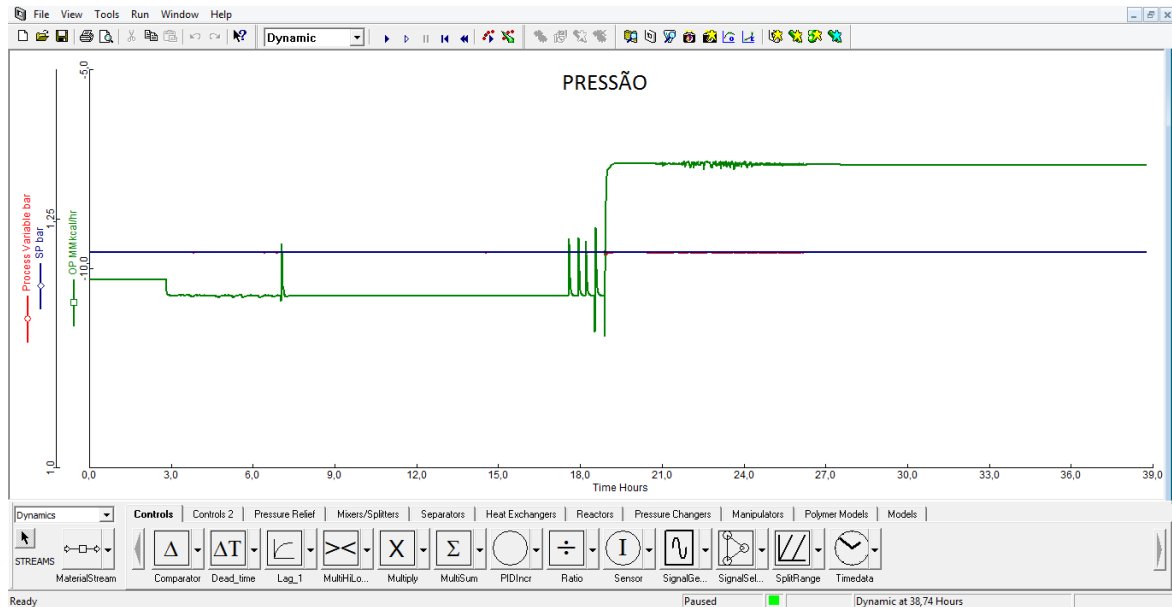
**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).



**Figura 55.** Dinâmica da Carga 1 – Estratégia 5.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

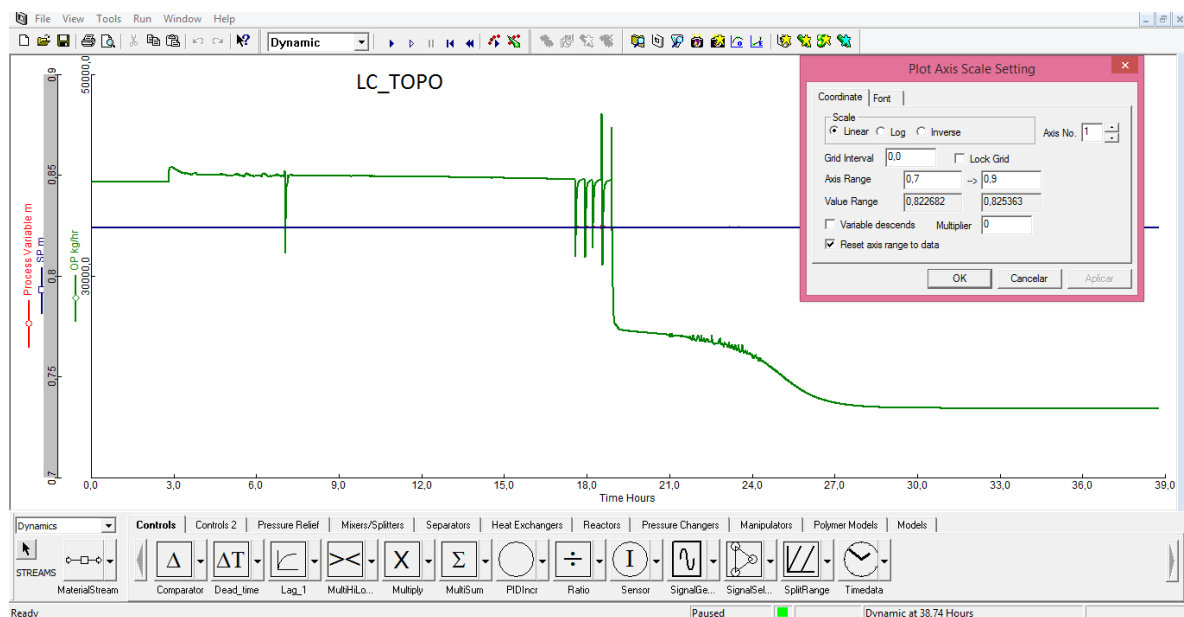
A Figura 55 ilustra o momento em que ocorreu a perturbação na Carga 1, próximo às 3 horas de simulação. A resposta do controle à perturbação é imediata, podendo ser vista pela abertura da válvula de controle. Após algumas horas de simulação, o sistema sofreu uma nova perturbação que pode ser sido provocada pela lenta resposta do controle de temperatura. A pressão se manteve constante durante toda a simulação (Figura 56).



**Figura 56.** Dinâmica da pressão do condensador – Estratégia 5.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

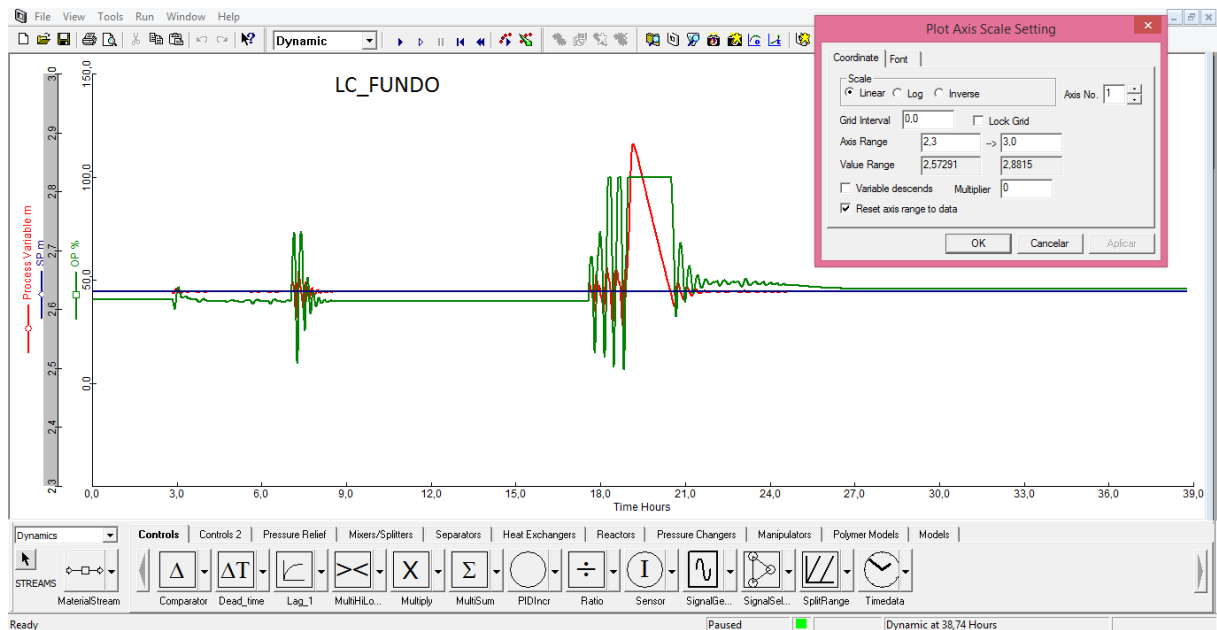
O nível do vaso de refluxo também se manteve bem estável, com um range de 0,8227m a 0,8254m (Figura 57).



**Figura 57.** Dinâmica do nível de topo – Estratégia 5.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

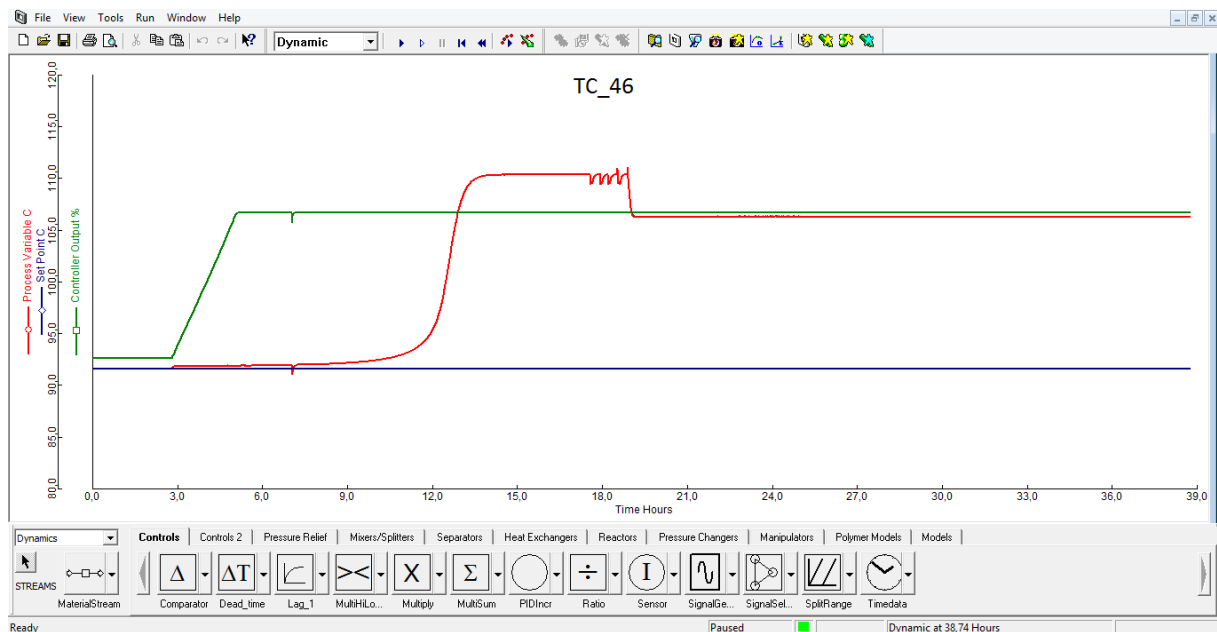
O nível de fundo já apresentou uma variação maior, já que a coluna estava retendo mais água pela ação errada do controle de temperatura (Figura 58).



**Figura 58.** Dinâmica do nível de fundo – Estratégia 5.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

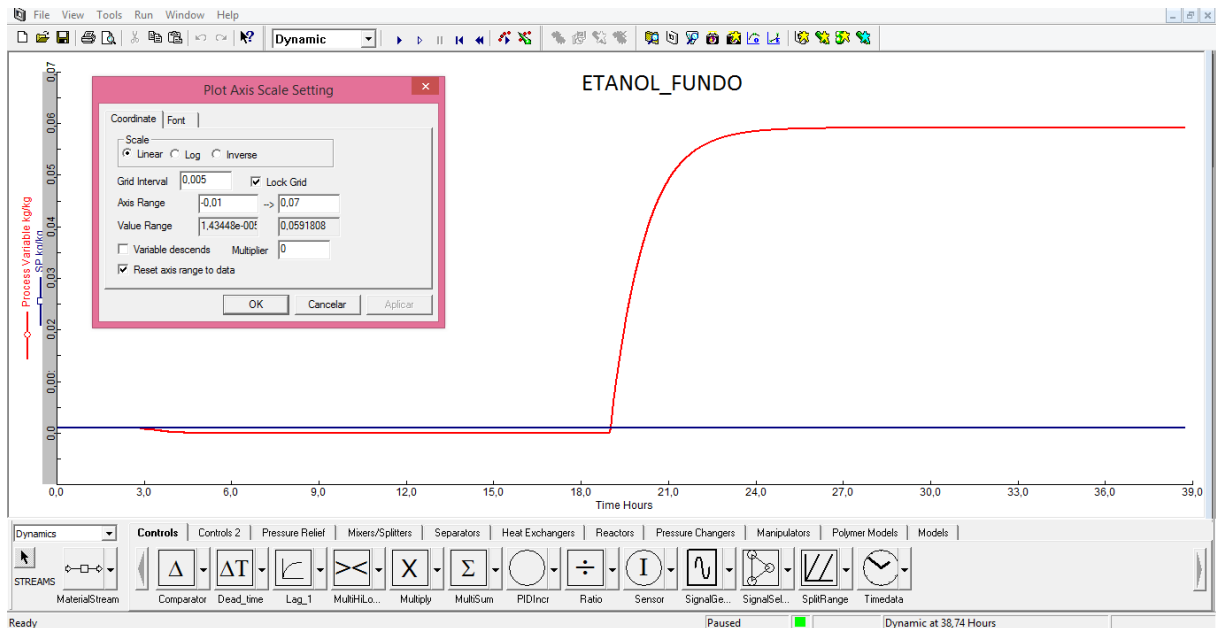
Como já era esperado, o controle da temperatura não foi eficiente, adquirindo estabilidade à uma temperatura bem diferente da esperada (Figura 59).



**Figura 59.** Dinâmica da temperatura do prato sensível – Estratégia 5.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

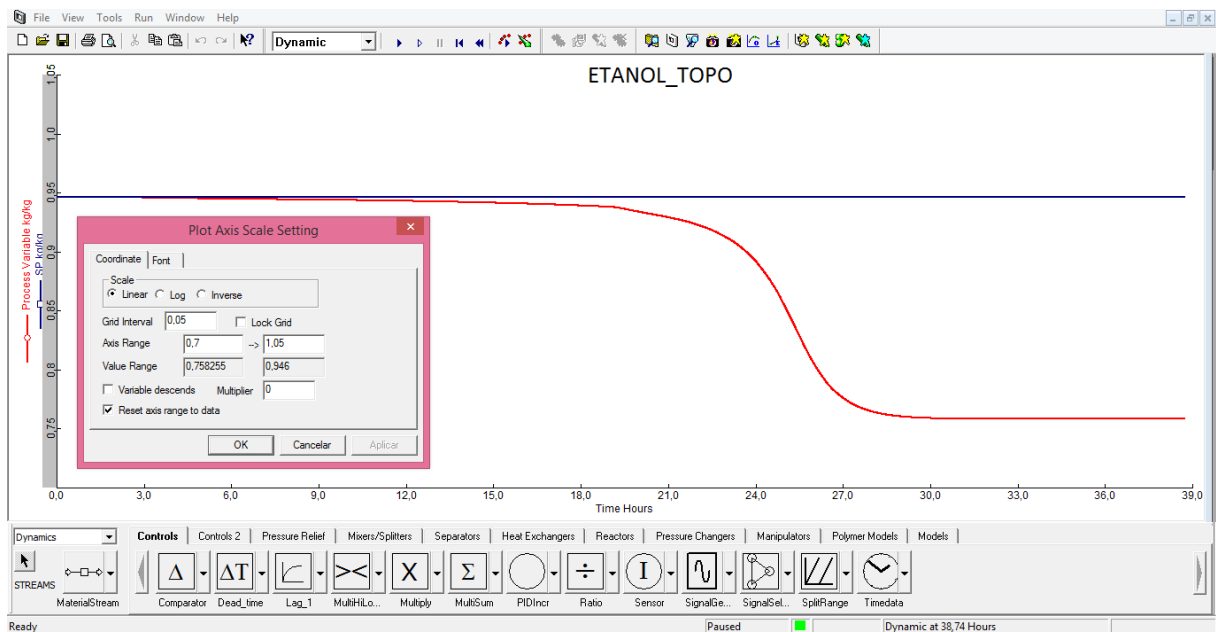
Dessa forma, as composições de etanol para as correntes de fundo e de topo ficaram fora de especificação. A Figura 60 mostra que a composição de etanol no fundo chegou a 5,9% wt.



**Figura 60.** Dinâmica de etanol da corrente de fundo – Estratégia 5.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

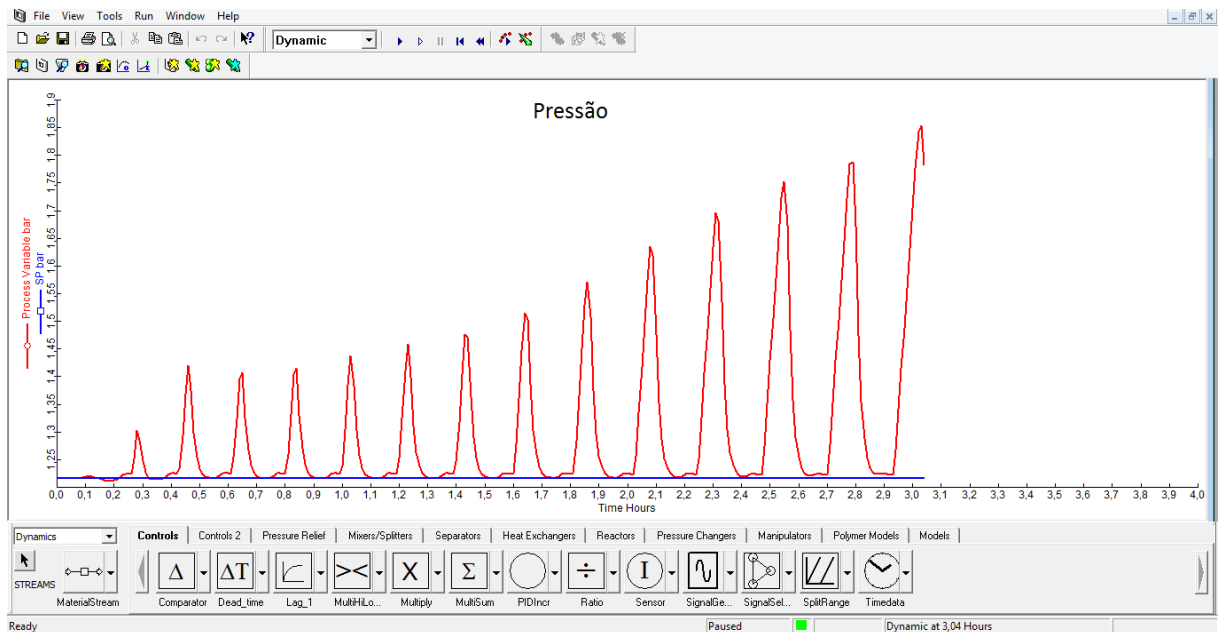
Já a composição de etanol na corrente de topo ficou bem abaixo do esperado, sendo esta de 75,8% wt (Figura 61).



**Figura 61.** Dinâmica de etanol da corrente de topo – Estratégia 5.

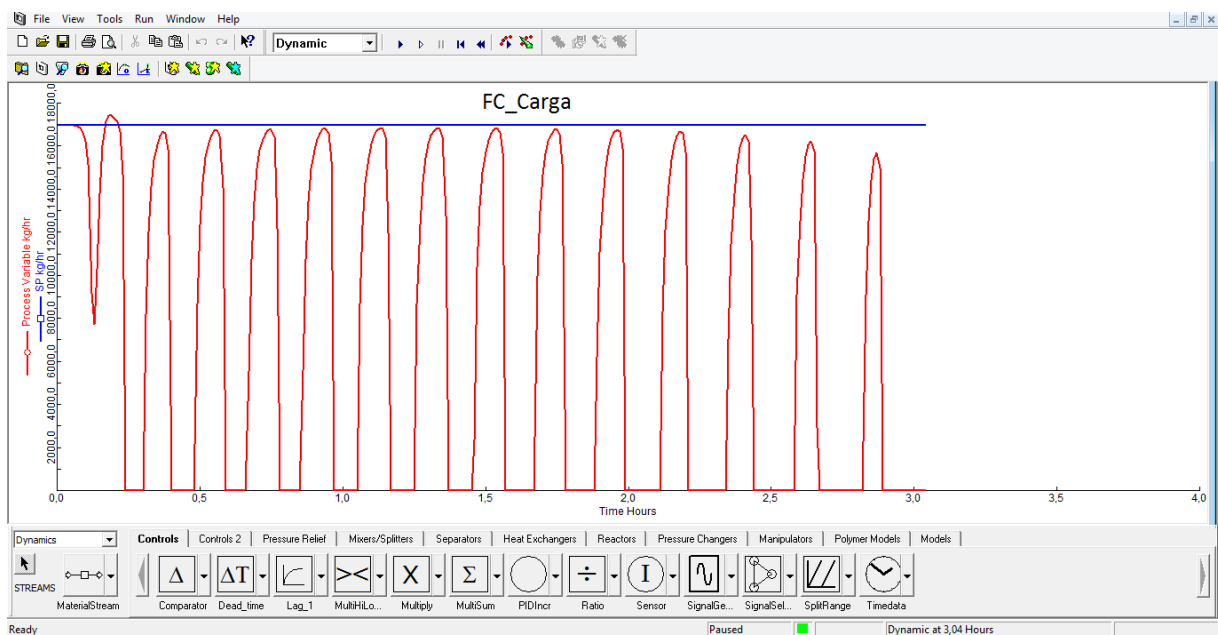
**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

A sexta estratégia foi uma tentativa para realização do controle de composição duplo. Nesse caso, não foi feita nenhuma perturbação no sistema. Como mostrado pelas Figuras 62 a 67, nenhuma das malhas conseguiu estabilizar. Como existe uma interdependência entre as variáveis de processo do sistema, uma acaba influenciando na outra. O controle de pressão (Figura 62), por exemplo, precisa estar estável para que as outras variáveis atuem corretamente, o que não acontece, apresentando uma tendência à instabilidade.



**Figura 62.** Dinâmica da pressão do condensador – Estratégia 6.

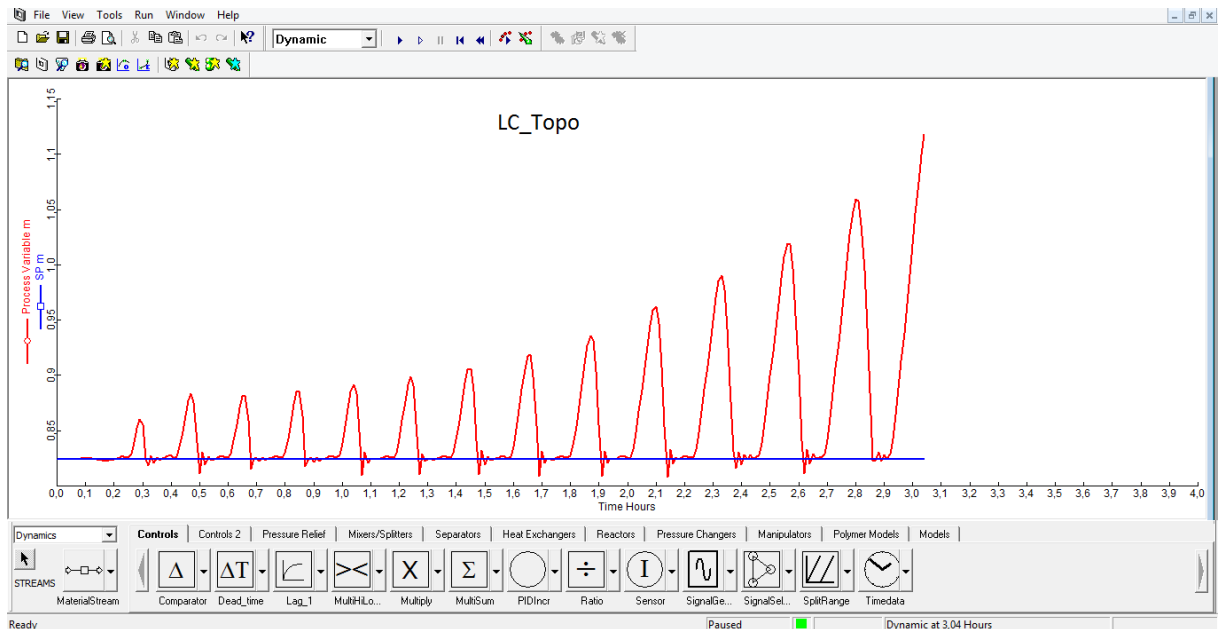
**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).



**Figura 63.** Dinâmica da Carga 1 – Estratégia 6.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

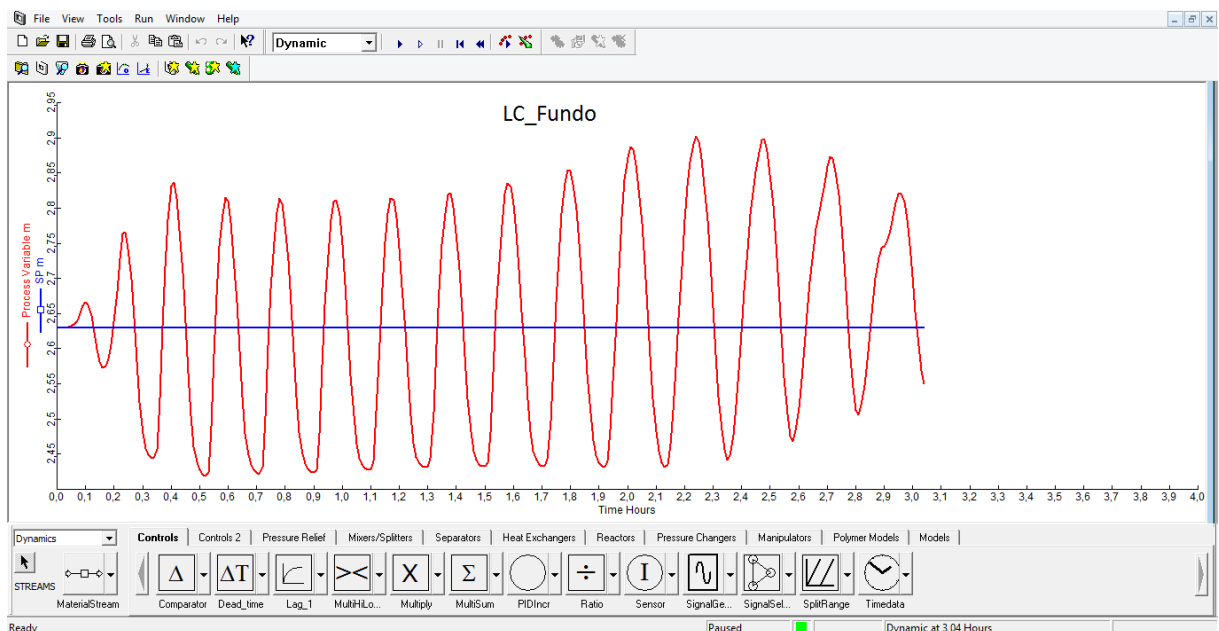
A vazão da Carga 1 ficou fora de controle, apresentando uma grande variação durante a simulação (Figura 63). O nível de topo também apresentou uma tendência à instabilidade, o que pode ser visto pela Figura 64.



**Figura 64.** Dinâmica do nível do vaso de refluxo – Estratégia 6.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

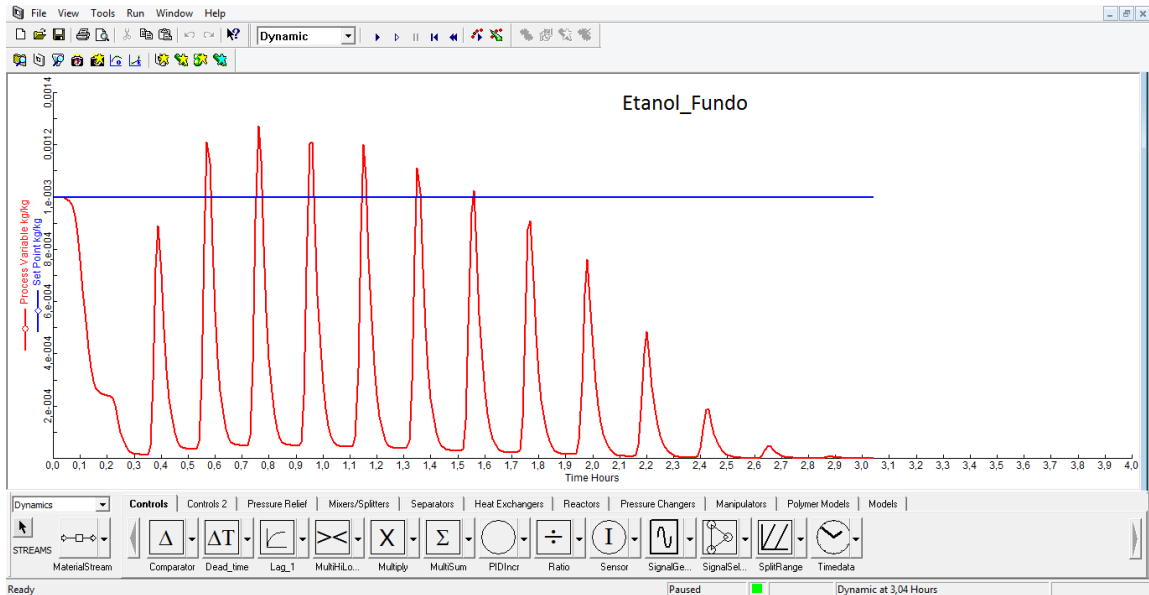
O nível da base da coluna também oscilou bastante durante o teste, não conseguindo estabilizar (Figura 65).



**Figura 65.** Dinâmica do nível da base da coluna – Estratégia 6.

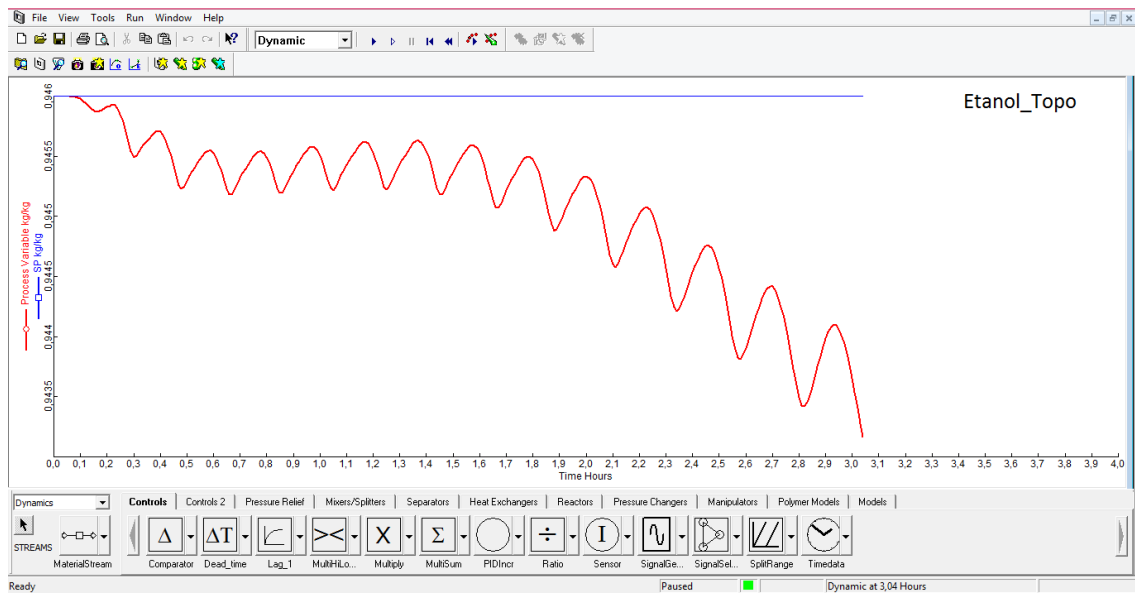
**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

Como as composições de etanol das correntes de fundo e de topo dependem também de toda dinâmica do processo, os resultados encontrados indicam que os produtos ficaram fora de especificação.



**Figura 66.** Dinâmica de etanol da corrente de fundo – Estratégia 6.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).



**Figura 67.** Dinâmica de etanol da corrente de topo – Estratégia 6.

**Fonte:** Aspen Plus Dynamics (2019).

Como citado anteriormente, quando o controle de composição duplo funciona, é o mais indicado. Na situação apresentada, a instabilidade da planta poderia ser solucionada caso houvesse uma identificação do sistema para posterior sintonização dos parâmetros de controle.

Também existem técnicas de desacoplamento em estudo que poderiam ser implementadas para garantir a estabilidade da planta.

Após a finalização do estudo da dinâmica do processo, pode-se concluir que as estratégias 1, 2 e 3 apresentaram bons resultados e certamente poderiam ser implementadas em uma unidade industrial. Dentre as três melhores estratégias, o controle em cascata foi o que apresentou melhor resultado. A Tabela 15 traz um resumo dos resultados das composições obtidos com as cinco estratégias (1, 2, 3, 4 e 6) que foram simuladas de maneira correta.

**Tabela 15.** Resultados de composição obtidos entre as estratégias.

Estratégias	Resultados de composição de etanol do topo	Resultados de composição de etanol do fundo
1 - Controle de composição indireto (sem cascata)	Oscilou entre 94,58% wt e 94,63% wt, mas estabilizou no <i>setpoint</i> .	Oscilou entre 0% wt e 2,1% wt, e estabilizou com 1,5% wt.
2 - Controle de composição direto (sem cascata)	Oscilou entre 94,55% wt e 94,63% wt, mas estabilizou no <i>setpoint</i> .	Oscilou entre 0% wt e 2,6% wt, e estabilizou com 0% wt.
3 - Controle de composição direto (com cascata)	Oscilou entre 94,59% wt e 94,61% wt, mas estabilizou no <i>setpoint</i> .	Oscilou entre 0,1% wt e 1,5% wt, e estabilizou com 1,34% wt.
4 - Controle da temperatura do prato sensível indireto (sem cascata)	Não estabilizou	Não estabilizou
6 - Controle de composição duplo	Não estabilizou	Não estabilizou

**Fonte:** Autoria própria (2019).

## 5. CONSIDERAÇÕES FINAIS

O desenvolvimento do presente estudo possibilitou a análise de diferentes estratégias de controle aplicadas à uma coluna de destilação. Para que isso fosse possível, a coluna precisou ser projetada corretamente, incluindo escolha do modelo termodinâmico, balanço material, razões de refluxo mínimo e de projeto, número de pratos teóricos e reais, além da escolha do prato de alimentação. Todo o projeto do modelo estacionário foi feito utilizando-se o Aspen Plus.

Para a simulação dinâmica, o Aspen Plus Dynamics mostrou-se um simulador muito eficiente, viabilizando flexibilidade nos testes e nas perturbações no sistema de controle, já que estas análises não afetam a produção. Além disso, pode ser considerada uma excelente ferramenta para treinamento de operadores.

Quanto às estratégias estudadas, o controle de qualidade feito através da temperatura do prato sensível não foi satisfatório. Isso pode ser explicado pela proximidade do sistema de trabalho à azeotropia. As estratégias 1, 2 e 3 apresentaram ótimos resultados. Dentre eles, destaca-se o controle em cascata, que apresentou o melhor resultado do estudo. O resultado do teste do controle de composição duplo foi o esperado, mostrando-se como uma estratégia que necessita de um método de sintonia adequado para dar certo.

O estudo mostrou a importância de escolher uma estratégia de controle adequada para garantir a estabilidade da planta, para que os produtos sejam obtidos dentro da especificação desejada.

## 6. RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Após a finalização do presente trabalho, considerando os resultados e conclusões apresentados, algumas sugestões para trabalhos futuros foram listadas:

- Desenvolver uma unidade com estrutura mais robusta, ou seja, para a simulação, indica-se selecionar a coluna RadFrac simples, que não possui condensador, reboiler e refluxos. Dessa forma, pode-se ter um controle maior sobre variáveis como vazões dos fluidos de aquecimento e refrigerante, e refluxos;
- Realizar a identificação para obtenção das características de cada processo como ganho, constante de tempo e tempo morto;
- Com os dados obtidos na identificação, realizar um estudo comparativo entre os métodos de sintonia disponíveis e aplicar o mais adequado aos controladores;
- Realizar uma análise de custos em uma unidade com o controle aprimorado para verificar se realmente gera uma economia para a indústria.

## REFERÊNCIAS

ANP. Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. Disponível em: <<http://www.anp.gov.br/wwwanp/>>.

BASTIDAS, P.; PARRA, J.; GIL, I.; RODRÍGUEZ, G. Alcohol distillation plant simulation: Thermal and hydraulic studies. *Procedia Engineering*, v. 42, n. August, p. 80–89, 2012. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.proeng.2012.07.397>>.

BUCKLEY, P. S.; LUYBEN, W. L.; SHUNTA, J. P. *Design of Distillation Column Control Systems*. 1<sup>st</sup> ed. New York: Publishers Creative Services Inc., 1985.

CAMPOS, M. C. M. M.; TEIXEIRA, H. C. G. *Controles Típicos de Equipamentos e Processos Industriais*. 1<sup>a</sup> ed. São Paulo, SP: Editora Edgard Blucher Ltda., 2006.

CHIEPPE JÚNIOR, J. B.; *Tecnologia e Fabricação do Álcool*. Inhumas: E-tec Brasil, 2012. 74 p.

GMEHLING, J.; ONKEN, U.; GRENZHEUSER, P. *Vapor Liquid Equilibrium Data Collection*. DECHEMA Chemistry Data Series, Frankfurt, 1982.

HENLEY, E. J.; SEADER, J. D. *Equilibrium-Stage Separation Operations in Chemical Engineering*. 1<sup>st</sup> ed. New York: John Wiley & Sons, Inc., 1981.

KALID, R. DE A. *Controle de Processos Químicos*. 1<sup>a</sup> ed. Salvador, BA: Laboratório de Controle e Otimização de Processos Industriais (LACOI) – Depto Engenharia Química - UFBA, 2004.

\_\_\_\_\_. *Controle de Coluna de Destilação*. 1<sup>a</sup> ed. Salvador, BA: Laboratório de Controle e Otimização de Processos Industriais (LACOI) – Depto Engenharia Química - UFBA, 2013.

KISTER, H. Z. *Distillation Operation*. 1<sup>st</sup> ed. New York: McGraw-Hill, Inc., 1990.

\_\_\_\_\_. Distillation design. 1<sup>st</sup> ed. Nova York: McGraw-Hill, Inc., 1992.

LEITE, R. C.; CORTEZ, L. A. B.; O etanol combustível no Brasil. Embrapa, 2013, 161-175.

LUYBEN, W. L. Distillation Design and Control Usign Aspen Simulation. 2<sup>nd</sup> ed. Hoboken: John Wiley & Sons, Inc., 2013.

MCCABE, W. L.; SMITH, J. C.; HARRIOTT, P. Unit operations of chemical engineering. 5<sup>th</sup> ed. New York: McGraw-Hill Chemical Engineering Series, 1993.

RAÍZEN. Tecnologia em energia renovável: Etanol de primeira geração. Disponível em: <<https://www.raizen.com.br/energia-do-futuro-tecnologia-em-energia-renovavel/etanol-de-primeira-geracao>>. Acesso em: 22 mai 2018.

RIGGS, J. R. Improve distillation column control. Chemical Engineering Progress, v. 94, n. 1, p. 31–47, 1998.

SMITH, C. A.; CORRIPIO, A. B. Princípios e Prática do Controle Automático de Processo. 3<sup>a</sup> ed. Rio de Janeiro, RJ: LTC - Livros Técnicos e Científicos Editora Ltda., 2008.

SMITH, J. M.; VAN NESS, H. C.; ABBOTT, M. M. Introdução à Termodinâmica da Engenharia Química. 7<sup>a</sup> ed. Rio de Janeiro, RJ: LTC - Livros Técnicos e Científicos Editora S.A., 2007.