



**UNIVERSIDADE CATÓLICA DO SALVADOR
CENTRO DE ENGENHARIAS E ARQUITETURA
CURSO DE BACHARELADO EM ENGENHARIA QUÍMICA**

LUCAS OLIVEIRA CARDOSO

**SIMULAÇÃO DINÂMICA DE UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO EM
UMA UNIDADE DE PRODUÇÃO DE ETANOL HIDRATADO**

Salvador
2019

LUCAS OLIVEIRA CARDOSO

**SIMULAÇÃO DINÂMICA DE UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO EM
UMA UNIDADE DE PRODUÇÃO DE ETANOL HIDRATADO**

Monografia apresentada ao curso de Engenharia Química, na Universidade Católica do Salvador, como requisito para obtenção do grau de bacharel em Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. Sérgio Bello Neves.

Salvador
2019

LUCAS OLIVEIRA CARDOSO

SIMULAÇÃO DINÂMICA DE UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO EM UMA UNIDADE DE PRODUÇÃO DE ETANOL HIDRATADO

Monografia apresentada ao curso de Engenharia Química, da Universidade Católica do Salvador, como requisito obrigatório para obtenção do grau de bacharel em Engenharia Química.

Salvador, 12 de dezembro de 2019.

Banca Examinadora

Sérgio Bello Neves – Orientador

Doutor em Engenharia Química pela Universidade Estadual de Campinas,
UNICAMP, São Paulo, Brasil.
Universidade Católica do Salvador

George de Souza Mustafa

Mestre em Engenharia Química pela Universidade Federal da Bahia,
UFBa, Bahia, Brasil.
Universidade Católica do Salvador

Paula Gois de Lima

Mestra em Engenharia Industrial pela Universidade Federal da Bahia,
UFBa, Bahia, Brasil.
Universidade Católica do Salvador

AGRADECIMENTOS

Primeiramente, gostaria de agradecer a Deus por me proporcionar o dom da vida e nunca me abandonar nos meus momentos de maiores dificuldades, no qual sempre foi meu refúgio.

Além disso, agradeço aos meus pais Erondino Cardoso e Brotas Cardoso que sempre cuidaram de mim e com todos os esforços contribuíram para construir um caminho com sabedoria e conhecimento. Agradeço também aos meus irmãos Marcelo e Bruno por sempre estarem presente na minha caminhada. Agradeço também a minha família de consideração Nádia, Marcos, Rafinha e avós por todo incentivo.

Agradeço de maneira especial a Gabriela, Dona Rosa, Sr. Nivaldo e toda família por todo carinho, conselhos e incentivos. Também agradeço ao Pe. Fernando pelas palavras de apoio, sabedoria e incentivo.

Agradeço a todos os professores que compartilharam os seus ensinamentos comigo, de maneira especial, a Cléo por todo carinho e incentivo. Ao grande mestre Sérgio Bello por todo apoio, competência e orientações. Ao professor George Mustafa que me proporcionou ensinamentos, orientações e uma maneira diferente de ver a engenharia. Ao Professor Wagner Mônico por todo apoio e dedicação. A professora Edisiene Correia por toda sabedoria, conselho e dedicação.

Agradeço aos meus amigos de graduação, em especial, Diogo Cardoso, Jéssica Sousa e Ana Luiza que me apoiaram e contribuíram durante toda essa caminhada.

Por fim, agradeço a todos meus familiares, amigos e professores que contribuíram para minha formação.

LISTA DE FIGURAS

| | |
|--|----|
| Figura 1 Fluxograma do processo de destilação..... | 27 |
| Figura 2 Coluna de destilação..... | 29 |
| Figura 3 Aplicação do método de Tolliver e McCune | 33 |
| Figura 4 Curva de reação para malha fechada | 41 |
| Figura 5 Curva de reação para o sistema de primeira ordem. | 44 |
| Figura 6 Estratégia 1 | 50 |
| Figura 7 Estratégia 2 | 51 |
| Figura 8 Estratégia 3 | 51 |
| Figura 9 Estratégia 4 | 52 |
| Figura 10 Estratégia 5 | 52 |
| Figura 11 Estratégia 6 | 53 |
| Figura 12 Diagrama T-x-y com regressão | 59 |
| Figura 13 Diagrama T-x-y sem regressão..... | 60 |
| Figura 14 Fluxograma do modelo estacionário | 61 |
| Figura 15 Estudo do prato sensível para composição de 94,6% m/m..... | 65 |
| Figura 16 Estudo do prato sensível para composição de 93,6% m/m..... | 66 |
| Figura 17 Estudo do prato sensível para composição de 92,5% m/m..... | 66 |
| Figura 18 Estudo do prato sensível para composição de 90% m/m..... | 67 |
| Figura 19 Estudo do prato sensível para composição de 80% m/m..... | 67 |
| Figura 20 Estratégia 1 a 92,5% m/m - Perturbação em F1 | 72 |
| Figura 21 Estratégia 1 a 93,6% m/m - Perturbação em F1 | 72 |
| Figura 22 Estratégia 1 a 94,6% m/m - Perturbação em F1 | 73 |
| Figura 23 Estratégia 2 a 92,5% m/m - Perturbação em F1 | 74 |
| Figura 24 Estratégia 2 a 93,6% m/m - Perturbação em F1 | 74 |
| Figura 25 Estratégia 2 a 94,6% m/m - Perturbação em F1 | 75 |
| Figura 26 Estratégia 3 a 92,5% m/m - Perturbação em F1 | 76 |
| Figura 27 Estratégia 3 a 93,6% m/m - Perturbação em F1 | 76 |
| Figura 28 Estratégia 3 a 94,6% m/m - Perturbação em F1 | 77 |
| Figura 29 Estratégia 4 a 92,5% m/m - Perturbação em F1 | 77 |
| Figura 30 Estratégia 4 a 93,6% m/m - Perturbação em F1 | 78 |
| Figura 31 Estratégia 4 a 94,6% m/m - Perturbação em F1 | 78 |

| | |
|--|----|
| Figura 32 Estratégia 5 a 92,5% m/m - Perturbação em F1 | 80 |
| Figura 33 Estratégia 5 a 93,6% m/m - Perturbação em F1 | 80 |
| Figura 34 Estratégia 5 a 94,6% m/m - Perturbação em F1 | 81 |
| Figura 35 Estratégia 6 a 92,5% m/m - Perturbação em F1 | 81 |
| Figura 36 Estratégia 6 a 93,6% m/m - Perturbação em F1 | 82 |
| Figura 37 Estratégia 6 a 94,6% m/m - Perturbação em F1 | 82 |
| Figura 38 Estratégia 1 a 92,5% m/m - Perturbações nas alimentações | 84 |
| Figura 39 Estratégia 1 a 93,6% m/m - Perturbações nas alimentações | 84 |
| Figura 40 Estratégia 1 a 94,6% m/m - Perturbações nas alimentações | 85 |
| Figura 41 Estratégia 2 a 92,5% m/m - Perturbações nas alimentações | 85 |
| Figura 42 Estratégia 2 a 93,6% m/m - Perturbações nas alimentações | 86 |
| Figura 43 Estratégia 2 a 94,6% m/m - Perturbações nas alimentações | 86 |
| Figura 44 Estratégia 3 a 92,5% m/m – Perturbações nas alimentações | 87 |
| Figura 45 Estratégia 3 a 93,6% m/m – Perturbações nas alimentações | 88 |
| Figura 46 Estratégia 3 a 94,6% m/m – Perturbações nas alimentações | 88 |
| Figura 47 Estratégia 4 a 92,5% m/m – Perturbações nas alimentações | 89 |
| Figura 48 Estratégia 4 a 93,6% m/m – Perturbações nas alimentações | 89 |
| Figura 49 Estratégia 4 a 94,6% m/m – Perturbações nas alimentações | 90 |
| Figura 50 Estratégia 5 a 92,5% m/m - Perturbações nas alimentações | 91 |
| Figura 51 Estratégia 5 a 93,6% m/m - Perturbações nas alimentações | 91 |
| Figura 52 Estratégia 5 a 94,6% m/m - Perturbações nas alimentações | 92 |
| Figura 53 Estratégia 6 a 92,5% m/m - Perturbações nas alimentações | 92 |
| Figura 54 Estratégia 6 a 93,6% m/m - Perturbações nas alimentações | 93 |
| Figura 55 Estratégia 6 a 94,6% m/m - Perturbações nas alimentações | 93 |

LISTA DE TABELAS

| | |
|---|----|
| Tabela 1 Especificação do etanol anidro de referência (EAR). | 17 |
| Tabela 2 Especificação do etanol hidratado de referência (EHR). | 18 |
| Tabela 3 Dados de Equilíbrio Líquido-Vapor à vácuo. | 23 |
| Tabela 4 Dados de Equilíbrio Líquido-Vapor à pressão de 1 atmosférica absoluto .. | 24 |
| Tabela 5 Dados de Equilíbrio Líquido-Vapor pressurizado. | 25 |
| Tabela 6 Dados experimentais da região de azeotropia para mistura etanol-água... | 26 |
| Tabela 7 Aplicações típicas dos controladores P, PI e PID..... | 40 |
| Tabela 8 Parâmetros dos controladores PID - Ziegler e Nichols..... | 42 |
| Tabela 9 Parâmetros dos controladores PID - Tyreus e Luyben..... | 42 |
| Tabela 10 Parâmetros de sintonia - Ziegler e Nichols..... | 45 |
| Tabela 11 Parâmetros de sintonia - Cohen e Coon | 45 |
| Tabela 12 Parâmetros de sintonia - IMC..... | 46 |
| Tabela 13 Constantes para cálculo de sintonia PID - ITAE..... | 46 |
| Tabela 14 Dados experimentais do Dechema de Equilíbrio Líquido-Vapor. | 55 |
| Tabela 15 Pressão de vapor para etanol e água (Continua). | 56 |
| Tabela 16 Comparação entre dados do DECHEMA e do modelo NRTL com e sem regressão..... | 58 |
| Tabela 17 Comparação do ponto de azeotropia. | 59 |
| Tabela 18 Resumo dos estágios de alimentações. | 61 |
| Tabela 19 Resultados das entradas e saídas da coluna para 92,5% m/m..... | 62 |
| Tabela 20 Dados da coluna de destilação para composição de 92,5% m/m | 62 |
| Tabela 21 Resultados das entradas e saídas da coluna para 93,6% m/m..... | 63 |
| Tabela 22 Dados da coluna de destilação para composição de 93,6% m/m | 63 |
| Tabela 23 Resultados das entradas e saídas da coluna para 94,6% m/m..... | 64 |
| Tabela 24 Dados da coluna de destilação para composição de 94,6% m/m | 64 |
| Tabela 25 Resultado do melhor prato para controle baseado no método de inclinação dos pratos para composição de 94,6% m/m | 68 |
| Tabela 26 Resultado do melhor prato para controle baseado no método de inclinação dos pratos para composições de 93,6%, 92,5%, 90% e 80% m/m.... | 69 |
| Tabela 27 Resumo da seleção do melhor prato de controle | 70 |
| Tabela 28 Perturbações na corrente de alimentação (F1). | 71 |

| | |
|---|----|
| Tabela 29 Perturbações nas correntes de alimentações. | 83 |
| Tabela 30 Resumo para composição de 92,5% m/m no destilado..... | 94 |
| Tabela 31 Resumo para composição de 93,6% m/m no destilado..... | 94 |
| Tabela 32 Resumo para composição de 94,6% m/m no destilado..... | 95 |

RESUMO

O etanol caracteriza-se como uma substância de vasta aplicabilidade no Brasil. Dessa maneira, é possível destacar o etanol hidratado, este que é utilizado como combustível para veículos, na indústria farmacêutica, álcoolquímica e de bebidas. Neste sentido, a purificação do etanol hidratado torna-se uma etapa importante para suas aplicações. Sendo assim, para o desenvolvimento da purificação do etanol hidratado utilizou-se uma destilação convencional para separar fisicamente misturas miscíveis entre si. Ademais, com a finalidade de verificar a dinâmica das colunas de destilação recorreu-se ao Aspen Plus *Dynamics* para avaliar seis estratégias de controle e quatro métodos de sintonia para três colunas de destilação, de maneira a verificar a melhor estratégia e dinâmica para obtenção do etanol hidratado à 92,5%, 93,6% e 94,6% em massa de etanol, conforme a ANP. Desta forma, a partir do estudo dinâmico utilizando o Aspen Plus *Dynamics* tornou-se possível verificar que os métodos de Ziegler-Nichols, Cohen Coon e ITAE apresentaram bons resultados, sendo eles semelhantes, no qual optou pela seleção do método de Ziegler-Nichols. E dentre as estratégias de controle, as de composições duplas apresentaram melhores resultados aos distúrbios realizados nas vazões e composições das alimentações.

Palavras-chave: Etanol; destilação; Aspen Plus *Dynamics*; controle; métodos de sintonia.

ABSTRACT

The Ethanol is characterized like a substance of wide applicability in the Brazil. Based on that, its possible to highlight hydrous ethanol, which is used as fuel for vehicles, the pharmaceutical industry, alcohol and beverages. However, the purification of hydrous ethanol becomes an important step for its applications. Therefore, for the development of hydrous ethanol purification a conventional distillation was used to physically separate miscible mixtures from each other. In order, to verify the dynamics of the distillation columns, Aspen Plus Dynamics was used to evaluate six control strategies and four tuning rules for three distillation columns, in order to verify the best strategy and apply to hydrous ethanol 92.5%, 93.6% and 94.6% by mass of ethanol, according to ANP. Thus, from the dynamic study using Aspen Plus Dynamics, it was possible to verify that the Ziegler-Nichols, Cohen Coon and ITAE methods showed good results, being similar, in which they chose to select the Ziegler-Nichols method. And among the control strategies, the double compositions presented better results to the disturbances performed in the flow and feed composition.

Keywords: Ethanol; distillation; Aspen Plus Dynamics; control; Tuning rules.

SUMÁRIO

| | |
|---|----|
| 1 INTRODUÇÃO | 14 |
| 1.1 OBJETIVO GERAL | 16 |
| 1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS | 16 |
| 2 REVISÃO DA LITERATURA | 17 |
| 2.1 ÁLCOOL ETÍLICO..... | 17 |
| 2.2 MODELO TERMODINÂMICO..... | 19 |
| 2.2.1 Equações de estado | 19 |
| 2.2.1.1 <i>Equações de estado do tipo virial</i> | 19 |
| 2.2.1.2 <i>Equações de estado cúbicas</i> | 20 |
| 2.2.2 Modelos de propriedades em excesso | 21 |
| 2.3 EQUILÍBRIO LÍQUIDO-VAPOR – ELV | 22 |
| 2.4 SISTEMA EM ESTUDO | 27 |
| 2.5 DESTILAÇÃO | 28 |
| 2.6 LOCALIZAÇÃO DO MELHOR PRATO DE CONTROLE | 32 |
| 2.7 MODELAGEM DINÂMICA | 33 |
| 2.8 SIMULADORES DE PROCESSO..... | 35 |
| 2.9 CONTROLE DE PROCESSOS..... | 36 |
| 2.9.1 Controle em colunas de destilação | 37 |
| 2.9.1.1 <i>Composição de entrada</i> | 37 |
| 2.9.1.2 <i>Vazão de carga</i> | 38 |
| 2.9.1.3 <i>Subresfriamento do refluxo</i> | 38 |
| 2.9.1.4 <i>Entalpia da carga</i> | 38 |
| 2.9.1.5 <i>Pressão da coluna</i> | 38 |
| 2.9.1.6 <i>Carga térmica do refeedor</i> | 38 |
| 2.10 CONTROLADORES PID | 39 |
| 2.11 IDENTIFICAÇÃO E SINTONIZAÇÃO DOS CONTROLADORES | 40 |
| 2.11.1 Sintonia dos controladores em malha fechada | 41 |
| 2.11.2 Sintonia dos controladores em malha aberta | 43 |
| 2.11.2.1 <i>Ziegler e Nichols</i> | 44 |
| 2.11.2.2 <i>Cohen e Coon</i> | 45 |
| 2.11.2.3 <i>Método do Modelo Interno - IMC</i> | 46 |
| 2.11.2.4 <i>Método da Integral do erro - ITAE</i> | 46 |

| | |
|---|----|
| 3 METODOLOGIA | 47 |
| 3.1 REGRESSÃO DE DADOS EXPERIMENTAIS NO SIMULADOR ASPEN PLUS 47 | |
| 3.2 MODELO ESTACIONÁRIO NO ASPEN PLUS..... | 47 |
| 3.3 ESTUDO DO MELHOR PRATO PARA CONTROLE DE TEMPERATURA..... | 49 |
| 3.3.1 Tolliver e McCune | 49 |
| 3.3.2 Luyben | 49 |
| 3.4 ASPEN PLUS <i>DYNAMICS</i> | 49 |
| 3.5 IDENTIFICAÇÃO DO PROCESSO..... | 53 |
| 3.5.1 Malha aberta | 53 |
| 3.5.2 Malha fechada | 53 |
| 3.6 APLICAÇÃO DOS MÉTODOS DE SINTONIA..... | 54 |
| 3.6.1 Malha aberta | 54 |
| 3.6.2 Malha fechada | 54 |
| 4 RESULTADOS E DISCUSSÃO | 55 |
| 4.1 REGRESSÃO DE DADOS EXPERIMENTAIS - EQUILÍBRIO LÍQUIDO-VAPOR 55 | |
| 4.2 DESENVOLVIMENTO DO MODELO ESTACIONÁRIO NO ASPEN PLUS..... | 61 |
| 4.2.1 Composição de destilado de 92,5% m/m | 62 |
| 4.2.2 Composição de destilado de 93,6% m/m | 63 |
| 4.2.3 Composição de destilado de 94,6% m/m | 64 |
| 4.3 ESTUDO DO MELHOR PRATO PARA CONTROLE..... | 65 |
| 4.4 ASPEN PLUS <i>DYNAMICS</i> | 70 |
| 4.4.1 Distúrbio na vazão de alimentação (F1) | 71 |
| 4.4.1.1 <i>Estratégia 1: Controle de composição indireto</i> | 72 |
| 4.4.1.2 <i>Estratégia 2: Controle de composição direto</i> | 74 |
| 4.4.1.3 <i>Estratégia 3: Controle de composição duplo atuando na vazão de destilado e carga térmica do reboiler</i> | 76 |
| 4.4.1.4 <i>Estratégia 4: Controle de composição duplo atuando na vazão de refluxo e carga térmica do reboiler</i> | 77 |
| 4.4.1.5 <i>Estratégia 5: Controle indireto de temperatura</i> | 79 |
| 4.4.1.6 <i>Estratégia 6: Controle direto de temperatura</i> | 81 |
| 4.4.2 Distúrbio nas vazões e composições das alimentações | 83 |
| 4.4.2.1 <i>Estratégia 1: Controle de composição indireto</i> | 84 |
| 4.4.2.2 <i>Estratégia 2: Controle de composição direto</i> | 85 |

| | |
|---|-----|
| 4.4.2.3 <i>Estratégia 3: Controle de composição duplo atuando na vazão de destilado e carga térmica do reboiler</i> | 87 |
| 4.4.2.4 <i>Estratégia 4: Controle de composição duplo atuando na vazão de refluxo e carga térmica do reboiler</i> | 89 |
| 4.4.2.5 <i>Estratégia 5: Controle indireto de temperatura</i> | 91 |
| 4.4.2.6 <i>Estratégia 6: Controle direto de temperatura</i> | 92 |
| 5 CONCLUSÕES | 96 |
| 6 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS | 98 |
| REFERÊNCIAS | 99 |
| APÊNDICE A | 102 |
| APÊNDICE B | 112 |
| ANEXO | 130 |

1 INTRODUÇÃO

O etanol é uma substância orgânica, cuja fórmula molecular é C_2H_6O , sendo um combustível ecologicamente correto, obtido a partir da cana-de-açúcar, isto que contribui a redução do gás carbônico na atmosfera através da fotossíntese nos canaviais (PETROBRÁS, 2019).

Segundo Chieppe Junior (2012), o etanol possui como aplicação o combustível de motores de explosão, constituindo um mercado em ascensão para um combustível obtido de maneira renovável e estabelecendo uma indústria química de base sustentada na utilização da biomassa de origem agrícola e renovável.

Na produção industrial emprega-se a destilação convencional, de modo a resultar no etanol hidratado, enquanto para a obtenção de etanol anidro utiliza-se um processo extra para originar o etanol com menor quantidade de água. Portanto, para obter o etanol hidratado é utilizada a destilação convencional, e para tal feito faz-se necessário estudar a dinâmica da coluna, de forma que o produto desejado permaneça especificado, mesmo sofrendo alguma perturbação.

Dessa maneira, a dinâmica pode ser conceituada como o estudo de determinados elementos que variam no tempo e nas causas que induzem a essas variações, e que possui como objetivo compreender e prever o comportamento de um certo sistema (GARCIA, 1997) proporcionando melhorias ao processo.

Neste contexto, devido a demanda de mercado, as empresas têm buscado melhorias incessantes para aumentar a produtividade e segurança das suas plantas. Sendo assim, uma das áreas tecnológicas indispensáveis para expandir a rentabilidade das unidades é a de controle, automação e otimização de processos (CAMPOS; TEIXEIRA, 2006).

Segundo Stephanopoulos (1984), as unidades industriais objetivam converter certas matérias primas e separações utilizando fontes de energias de maneira econômica de forma a atender várias regras impostas, como por exemplo, segurança, especificação de produtos, regulamentações ambientais, restrições operacionais e economia.

Portanto, para investigar o comportamento de um sistema específico variando com o tempo, tornam-se necessários desenvolver uma modelagem e um controle para o processo garantindo que os objetivos operacionais sejam satisfeitos na presença de perturbações em constante mudança (STEPHANOPOULOS, 1984).

Destarte, a necessidade de controlar plantas integradas com várias unidades de processos e resolver um grande conjunto de equações tornam-se um grande desafio tornam-se um grande desafio devido à complexidade da modelagem dos sistemas, desse modo o uso de simuladores, tais como Aspen Plus (AspenTech), ChemCad (Chemstations), HYSYS (Hyprotech) e PRO / II (SimSci-Esscir) permite o controle dessas unidades (JANA, 2009).

Desse modo, em razão da necessidade de processar diversas unidades e variáveis, o uso de simuladores torna-se importante para a modelagem de sistemas, por isso, o Aspen Plus *Dynamics* é uma ferramenta poderosa e utilizada para uma ampla variedade de processos, especificamente químicos/petroquímicos, refino de petróleo e polímero, que permite ser utilizada para estudo de dinâmica e controle em circuito fechado oferecendo uma alta precisão (JANA, 2009).

O simulador apresenta vantagem na sua flexibilidade, nos testes e perturbações no sistema de controle, esse que não afeta a produção (CAMPOS; TEIXEIRA, 2006) e em particular, o Aspen Plus Dynamics possibilita a identificação da característica do processo além de permitir a sintonia de controladores Proporcional – Integral – Derivativo (PID), sendo esse tipo de controle o mais tradicional na indústria, possibilitando que o sistema de controle opere em um ponto ideal, proporcionando segurança, minimização de custos e maximização da produção da unidade.

Neste sentido, alguns métodos de sintonia são apresentados na literatura, tais como Ziegler-Nichols, Cohen-Coon, Método do Modelo Interno (IMC), o Método da Integral do erro (ITAE) para malha aberta e Ziegler-Nichols e Tyreus-Luyben para malha fechada, onde esses métodos permitem obter os parâmetros do controlador PID.

1.1 OBJETIVO GERAL

O objetivo geral deste trabalho é avaliar os efeitos na dinâmica da coluna de destilação a partir das mudanças nas vazões e composições das alimentações nas estratégias de controle de uma coluna de destilação, em uma Unidade de Produção de Etanol Hidratado, utilizando o simulador Aspen Plus *Dynamics*, da Aspen Technology®, de modo a obter o etanol hidratado, conforme a ANP.

1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Os objetivos específicos são:

- Regredir dados experimentais de equilíbrio líquido-vapor;
- Desenvolver modelo estacionário no Aspen Plus para obtenção de etanol hidratado;
- Estudar o melhor prato para controle de temperatura;
- Realizar a identificação do processo;
- Realizar estudo comparativo entre os métodos de sintonia disponíveis na literatura; e
- Desenvolver estratégias de controle no simulador Aspen Plus *Dynamics* com distúrbios realizados nas vazões e composições das alimentações.

2 REVISÃO DA LITERATURA

2.1 ÁLCOOL ETÍLICO

O álcool etílico, ou etanol é uma substância química que apresenta fórmula molecular (C_2H_6O), este que pode ser obtido por intermédio de diversos processamentos, os quais são possíveis destacar a fermentação de cana de açúcar, milho, beterraba, batata, entre outros. O etanol é um biocombustível utilizado em substituição à gasolina em motores de combustão interna com ignição por centelha (Ciclo Otto) em contra partida a outros combustíveis fósseis (ANP, 2019).

Entretanto, na produção do etanol torna-se necessário diferenciar o etanol anidro do etanol hidratado, cuja distinção é realizada pela avaliação do teor alcoólico (CHIEPPE JUNIOR, 2012).

De acordo com a resolução Nº 764, de 20 de Dezembro de 2018 da Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis – ANP, estabelece as especificações do etanol anidro e hidratado, conforme apresentado na Tabela 1 e Tabela 2.

Tabela 1 Especificação do etanol anidro de referência (EAR).

| Característica | Limites | | Unidade | Normas |
|---------------------------------|----------|--------|-------------------|--------------------------------------|
| | Mínimo | Máximo | | |
| Aspecto | LIMP (1) | Visual | - | - |
| Cor | Incolor | Visual | - | - |
| Massa específica a 20 °C | - | 791,5 | kg/m ³ | NBR 5992 NBR 15639 ASTM D4052 |
| Teor alcoólico | 99,3 | - | % m/m | NBR 5992 NBR 15639 |
| Condutividade elétrica | - | 300 | µS/m | NBR 10547 ISO 17308 |
| Teor de etanol (2) | 98 | - | % v/v | NBR 16041 ASTM D5501 NBR 15531 |
| Teor de água (2) | - | 0,7 | % m/m | NBR 15888 ASTM E203 ASTM E1064 |

Fonte: Adaptado da ANP (2018)

(1) Límpido e isento de material particulado, conforme condições determinadas nos métodos especificados para avaliação do Aspecto.

(2) Requerido quando o etanol anidro combustível de referência for originado de importação, em caso de dúvida ou de não concordância entre as partes, bem como quando houver possibilidade de contaminação por álcoois superiores.

Tabela 2 Especificação do etanol hidratado de referência (EHR).

| Característica | Limites | | Unidade | Normas |
|---------------------------------|----------|--------|-------------------|-------------------------------------|
| | Mínimo | Máximo | | |
| Aspecto | LIMP (1) | Visual | - | - |
| Cor | Incolor | Visual | - | - |
| Massa específica a 20 °C | 805,2 | 811,2 | kg/m ³ | NBR 5992 NBR 15639 ASTM D4052 |
| Teor alcoólico | 92,5 | 94,6 | % m/m | NBR 5992 NBR 15639 |
| Condutividade elétrica | - | 300 | µS/m | NBR 10547 ISO 17308 |
| Teor de etanol (2) | 94,5 | - | % v/v | NBR 16041 ASTM D5501 |
| Teor de água (2) | - | 7,5 | % m/m | NBR 15531 NBR 15888 ASTM E203 |

Fonte: Adaptado da ANP (2018)

(1) Límpido e isento de material particulado, conforme condições determinadas nos métodos especificados para avaliação do Aspecto.

(2) Requerido quando o etanol hidratado combustível de referência for originado de importação, em caso de dúvida ou de não concordância entre as partes, bem como quando houver possibilidade de contaminação por álcoois superiores (Modificado)

Assim, verifica-se que a principal diferença está no teor alcoólico, no qual o etanol anidro apresenta o teor de, no mínimo, 99,3 % m/m, enquanto o etanol hidratado vendido apresenta teor alcoólico de, no mínimo, 92,5% m/m e de, no máximo, 94,6% m/m, conforme apresentado na Tabela 1 e Tabela 2.

A purificação do etanol é um importante desafio devido a sua alta aplicabilidade, no qual Chieppe Junior (2012), destaca que o etanol anidro é utilizado como combustíveis para veículo, ao ser consubstanciado com a gasolina, e também como matéria prima na indústria de tintas, solventes e vernizes, enquanto o hidratado é

empregado como combustível para veículos, na indústria farmacêutica, produtos de limpeza, álcoolquímica e de bebidas.

2.2 MODELO TERMODINÂMICO

Os cálculos de propriedades são fundamentais para gerar resultados precisos para as operações unitárias, vez que o impacto pode ser enorme economicamente, em que pode estar superdimensionado, ou seja, apresentar uma configuração além do necessário ou estar subdimensionado, apresentando uma configuração abaixo do necessário, não sendo capaz assim de desempenhar a sua função.

Desta forma a seleção adequada do modelo matemático torna-se indispensável para dimensionamento ou otimização de processos, por isso existem métodos que representam o comportamento real do processo onde pode ser baseado em equações de estado ou modelos de propriedades em excesso.

2.2.1 Equações de estado

Uma equação algébrica na qual correlaciona as variáveis fundamentais de estado de um fluido pressão (P), volume (V) e temperatura (T), é denominada como equação de estado (DIMIAN; BILDEA; KISS, 2014). Sendo também N o número de mols e R a constante universal dos gases ideais.

No século XIX, a partir das observações de Charles e Gay-Lussac com foram combinadas com a hipótese de Avogadro, a fim de formar a lei dos gases ideais (POLING; PRAUSNITZ; OCONNELL, 2001) expressa pela Equação 1, onde assume que as moléculas não têm tamanho e que não há interações intermoleculares.

$$PV = NRT \quad (1)$$

Devido a lei dos gases ideais não prever as não idealidades e afim de corrigir essa ausência, surgem as equações de estado do tipo virial e equações de estados cúbicas, onde descreve as propriedades de fluidos, sólidos sob determinadas condições físicas.

2.2.1.1 Equações de estado do tipo virial

A equação de estado do tipo viral é uma série polinomial em pressão ou no inverso do volume, sendo que os coeficientes é função apenas de T para um fluido puro (POLING; PRAUSNITZ; OCONNELL, 2001).

Segundo Smith, Van Ness e Abbott (2007) uma propriedade termodinâmica muito útil é definida pela Equação 2, no qual, avalia o desvio da idealidade.

$$Z \equiv \frac{PV}{RT} \quad (2)$$

Sendo;

- Z: Fator de compressibilidade
- P: Pressão
- V: Volume molar
- R: Constante universal do gás ideal
- T: Temperatura

A equação do tipo virial é obtida a partir da lei dos gases ideais e a expansão de Z, na qual avalia as não-idealidades, em uma série de potências de (1/V), a determinada temperatura, no qual pode ser expressão pela Equação 3.

$$PV = nRT \left[1 + \frac{B(T)}{V} + \frac{C(T)}{V^2} + \frac{D(T)}{V^3} + \dots \right] \quad (3)$$

Os parâmetros B, C e D são os coeficientes do tipo virial e são somente em função da temperatura (SMITH; VAN NESS; ABBOTT, 2007) posto que podem ser determinados experimentalmente.

2.2.1.2 Equações de estado cúbicas

Devido à dificuldade da determinação dos coeficientes do tipo virial (HÜBNER, 2015), as equações que são cúbicas no volume molar, apresentam um compromisso entre a generalidade e simplicidade, o que torna adequado a muitas aplicações (SMITH; VAN NESS; ABBOTT, 2007).

Conforme apresentado por Smith, Van Ness e Abbott (2007), a primeira equação cúbica útil foi proposta por J.D. van der Waals em 1873, na qual os parâmetros a e b, conforme apresentado na Equação 4 são constantes e positivas pertencente a cada substância, sendo que quando elas são nulas, a equação do gás ideal é obtida.

Sendo que o parâmetro “a” representa a contribuição atrativa enquanto o parâmetro “b” representa a contribuição repulsiva.

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V^2} \quad (4)$$

Apesar de a equação de van der Waals prever qualitativamente a existência simultânea das fases, essa equação apresenta limitações importantes do ponto de vista quantitativo, devido à precisão restringe-se à fase vapor e ainda para pequena quantidade de substâncias, como é o caso de hidrocarbonetos leves. Sendo assim, muitos trabalhos foram desenvolvidos e os mais conhecidos e aplicados são os modelos de Soave-Redlich-Kwong (1972) e Peng-Robinson (1976), nos quais através da modificação do termo atrativo da equação de van der Waals foram possíveis a predição de propriedades de gases, vapores e, em algumas circunstâncias, da fase líquida (SILVEIRA JUNIOR, 2008).

As equações de Soave-Redlich-Kwong (1972) e Peng-Robinson (1976) são apresentadas pelas Equações 5 e 6, respectivamente.

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V-b)} \quad (5)$$

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V+b)+b(V-b)} \quad (6)$$

2.2.2 Modelos de propriedades em excesso

Com as restrições dos modelos para a determinação de misturas líquidas, tornaram-se necessário estudos de modelos capazes de determinar com precisão propriedades de misturas líquidas (SILVEIRA JUNIOR, 2008), sendo assim, estudos baseados em energia de Gibbs em excesso foram desenvolvidos.

Dentre os modelos clássicos baseados em propriedades em excesso pode-se destacar Margules e van Laar, que ainda são aplicados quando a precisão não é tão crucial ou para ajuste local em modelos de simulação dinâmica (DIMIAN; BILDEA; KISS, 2014). No entanto, desenvolvimentos teóricos na termodinâmica molecular do comportamento de soluções líquidas estão frequentemente baseados no conceito de composição local, em que são supostamente responsáveis pelas orientações moleculares não-aleatórias e interações de curto alcance, em que acarretam diferenças no tamanho e nas forças intermoleculares (SMITH; VAN NESS; ABBOTT, 2007).

O conceito de composição local foi inserido por G.M. Wilson em 1964, com a publicação do modelo conhecido como a equação de Wilson, o qual em seguida teve-se o desenvolvimento de composição local alternativas, onde pode-se destacar a

equação *Non-Random-Two-Liquid* – NRTL, de Reno e Prausnitz, equação *Universal Quasi-Chemical* - UNIQUAC de Abrams e Prausnitz e um desenvolvimento baseado na equação UNIQUAC, sendo o método UNIFAC, no qual os coeficientes de atividade são calculados a partir de contribuições de vários grupos que formam as moléculas de uma solução (SMITH; VAN NESS; ABBOTT, 2007).

Os modelos baseados em propriedades em excesso apresentam bons comportamentos para misturas de líquidos, enquanto para fase gasosa é comumente utilizado as equações de estado cúbicas ou do tipo virial com poucos coeficientes, pois reduz o trabalho numérico e reproduz bons resultados (SILVEIRA JUNIOR, 2008).

2.3 EQUILÍBRIO LÍQUIDO-VAPOR – ELV

Consoante Smith, Van Ness e Abbott (2007), o equilíbrio é uma condição estática em que as propriedades macroscópicas de um sistema não sofrem alterações com o tempo, no qual um sistema isolado, constituído de fases líquida e vapor em contato direto, após um determinado tempo atinge um estado final onde não possui tendência para mudanças em seu interior, sendo que a temperatura, a pressão e a composição das fases atingem valores finais e permanecem fixos.

Entretanto, a base física para processos de separação que utilizam equipamento multiestágio é a diferença de composições das fases em equilíbrio, como por exemplo, na destilação, onde uma fase vapor entra em contato com uma fase líquida, em geral, os mesmos componentes, mas em quantidades relativas diferentes permitindo assim a transferência simultânea de massa do líquido pela vaporização e do vapor pela condensação (FOUST, 1982).

No sistema etanol-água, a purificação do etanol pode ser realizada a partir de uma coluna de destilação onde o etanol é enriquecido no vapor e encaminhado ao topo da coluna, enquanto a água permanece na fase líquida, mas por destilação convencional é possível obter, no máximo, 95,6% m/m de etanol devido ao ponto de azeotropia (McCabe, Smith e Harriot, 1993), onde nesse ponto o líquido e o vapor possuem a mesma composição, ou seja, estão em equilíbrio não permitindo mais a transferência de massa e assim não sendo possível obtenção de uma maior concentração do etanol.

A seguir, destaca-se trabalhos desenvolvidos por Beebe et al. (1942), Orjuela et al. (2010) e Othmer et al. (1951), onde apresentam dados experimentais para o sistema etanol-água à vácuo, atmosférica e pressurizado, respectivamente.

Tabela 3 Dados de Equilíbrio Líquido-Vapor à vácuo.

| Composição molar - P= 90 mmHg | | | Composição molar - P= 190 mmHg | | | Composição molar - P= 380 mmHg | | |
|----------------------------------|-------------------|-----------------|-----------------------------------|-------------------|-----------------|-----------------------------------|-------------------|-----------------|
| Temp. [°C] | Fase líquida % | Fase vapor % | Temp. [°C] | Fase líquida % | Fase vapor % | Temp. [°C] | Fase líquida % | Fase vapor % |
| 50,6 | 0,35 | 2,05 | 62,0 | 1,60 | 14,60 | 78,1 | 1,60 | 14,70 |
| 50,3 | 0,45 | 2,75 | 60,0 | 3,70 | 27,55 | 76,0 | 3,15 | 25,05 |
| 48,1 | 1,75 | 13,15 | 57,2 | 6,50 | 36,50 | 72,4 | 6,00 | 37,65 |
| 45,1 | 5,85 | 30,50 | 55,3 | 9,00 | 41,25 | 69,3 | 8,55 | 43,00 |
| 43,1 | 6,80 | 36,15 | 52,2 | 15,80 | 50,15 | 67,7 | 14,65 | 50,05 |
| 41,7 | 9,35 | 41,10 | 53,0 | 20,90 | 54,55 | 67,5 | 20,60 | 54,15 |
| 40,5 | 16,50 | 52,00 | 52,4 | 23,85 | 56,50 | 67,1 | 23,60 | 56,00 |
| 40,0 | 21,25 | 54,55 | 50,1 | 35,35 | 60,45 | 65,3 | 34,95 | 59,45 |
| 39,3 | 24,10 | 56,75 | 49,8 | 47,05 | 64,45 | 64,7 | 46,75 | 64,10 |
| 37,5 | 36,15 | 60,60 | 48,9 | 49,70 | 65,40 | 64,3 | 48,75 | 64,25 |
| 35,9 | 47,40 | 65,05 | 50,5 | 58,05 | 69,25 | 64,4 | 58,00 | 68,90 |
| 36,2 | 49,85 | 65,55 | 48,5 | 65,25 | 72,60 | 64,2 | 65,25 | 72,50 |
| 37,2 | 58,15 | 69,70 | 49,8 | 70,00 | 75,50 | 63,8 | 70,00 | 74,95 |
| 36,5 | 64,60 | 72,90 | 48,7 | 72,00 | 76,85 | 63,2 | 71,75 | 76,80 |
| 36,0 | 65,40 | 73,10 | 50,2 | 78,95 | 81,52 | 63,8 | 78,90 | 81,11 |
| ... | 70,10 | 76,10 | 49,1 | 84,16 | 85,02 | 62,7 | 84,20 | 84,88 |
| 34,6 | 72,30 | 77,60 | 49,0 | 87,35 | 87,90 | 62,5 | 87,49 | 87,68 |
| 37,3 | 79,00 | 82,00 | 49,8 | 89,70 | 89,90 | 63,6 | 89,67 | 89,73 |
| 36,2 | 83,70 | 85,20 | 49,5 | 94,85 | 94,66 | 63,5 | 94,83 | 94,40 |
| 36,7 | 87,31 | 88,17 | 47,6 | 96,00 | 95,80 | 63,0 | 97,27 | 96,92 |
| 36,3 | 88,30 | 88,85 | 50,3 | 97,19 | 97,00 | | | |
| 36,0 | 88,80 | 89,30 | 48,6 | 98,12 | 97,98 | | | |
| 37,0 | 89,73 | 90,12 | | | | | | |
| 36,3 | 94,89 | 95,02 | | | | | | |
| 37,4 | 97,07 | 97,15 | | | | | | |
| 35,4 | 98,25 | 98,35 | | | | | | |

Fonte: Beebe et al. (1942)

Conforme dados apresentados de ELV na Tabela 3, percebe-se com a redução da pressão o deslocamento do ponto de azeotropia, onde na pressão de 380 mmHg o ponto de azeotropia está entre as composições da fase líquida de 89,67% e 94,83%

molar e por meio de interpolação linear percebe-se que a composição do azeótropo é de 90,3% molar, o que corresponde aproximadamente 95,97% em massa.

Ao reduzir à pressão de 190 mmHg, o azeótropo está no intervalo de 89,70% e 94,85 % molar da composição na fase líquida, onde realizou-se uma interpolação linear e a composição do azeótropo foi de 92,34% molar, o que corresponde aproximadamente 96,86% em massa.

E na pressão de 90 mmHg, conforme apresentado na Tabela 3 percebe-se que é capaz a obtenção de etanol 98,35% molar, o que corresponde a 99,35% em massa, sendo assim possível a obtenção de etanol anidro conforme especificação da ANP por destilação convencional, não precisando utilizar a destilação extrativa para obtenção de etanol anidro.

A interpolação linear não é uma boa maneira para inferir a composição do azeótropo, porém esse método foi utilizado para ter-se um valor aproximado e verificar que com a redução da pressão permite uma obtenção do etanol mais puro.

E em seguida é apresentado dados de ELV a pressão de 1 atmosfera absoluto na Tabela 4, onde percebe-se que a composição do azeótropo por meio de interpolação linear é de 88,26% molar de etanol, o que corresponde 95% em massa.

Tabela 4 Dados de Equilíbrio Líquido-Vapor à pressão de 1 atmosférica absoluto

| Temperatura (K) | Fração molar do etanol na fase líquida | Fração molar do etanol na fase vapor |
|-----------------|--|--------------------------------------|
| 373,2 | 0,001 | 0,0047 |
| 371,8 | 0,0061 | 0,0721 |
| 369,7 | 0,0145 | 0,1539 |
| 367,4 | 0,0237 | 0,2301 |
| 365,7 | 0,031 | 0,2851 |
| 363,5 | 0,049 | 0,3559 |
| 361,5 | 0,0652 | 0,4181 |
| 359,6 | 0,0968 | 0,4534 |
| 357,6 | 0,1394 | 0,5314 |
| 354,7 | 0,3261 | 0,6047 |
| 353,4 | 0,4635 | 0,6518 |
| 352,7 | 0,5413 | 0,6751 |
| 351,8 | 0,6856 | 0,7451 |
| 351,6 | 0,7760 | 0,8005 |
| 351,4 | 0,8403 | 0,8457 |
| 351,5 | 0,9037 | 0,9010 |
| 351,6 | 0,9725 | 0,9721 |
| 351,7 | 0,9804 | 0,9774 |

Fonte: Orjuela et al. (2010)

Dados de ELV para o sistema etanol-água a pressão superior a 1 atmosfera absoluta foi estudado por Othmer et al. (1951) e apresentado na Tabela 5.

Tabela 5 Dados de Equilíbrio Líquido-Vapor pressurizado.

| P [lb/in ² man] | Temp (°C) | Etanol na fase líquida | | Etanol na fase vapor | | |
|----------------------------|-----------|------------------------|---------|----------------------|---------|------|
| | | % massa | % molar | % massa | % molar | |
| 27 | 127,6 | 1,9 | 0,7 | 20,5 | 9,2 | |
| | 125,9 | 2,5 | 1,2 | 23,7 | 11,0 | |
| | 120,6 | 11,8 | 5,0 | 55,4 | 32,7 | |
| | 114,0 | 26,0 | 12,1 | 68,0 | 45,4 | |
| | 112,0 | 31,0 | 14,9 | 70,0 | 47,8 | |
| | 112,5 | 39,4 | 20,3 | 71,8 | 50,0 | |
| | 110,5 | 54,2 | 31,6 | 78,1 | 58,2 | |
| | 107,8 | 75,3 | 54,4 | 83,4 | 66,3 | |
| | 107,5 | 78,0 | 58,2 | 84,4 | 68,0 | |
| | - | 78,3 | 58,6 | 84,2 | 67,6 | |
| | 107,3 | 85,9 | 70,5 | 89,0 | 76,1 | |
| | 107,3 | 87,3 | 72,9 | 90,0 | 77,9 | |
| | 107,0 | 91,1 | 81,7 | 93,0 | 83,9 | |
| | 104,8 | 98,4 | 96,0 | 98,4 | 96,0 | |
| 60,0 | 141,8 | 6,7 | 2,7 | 41,9 | 22,1 | |
| | 133,2 | 29,3 | 13,9 | 69,3 | 44,6 | |
| | 131,2 | 36,1 | 18,1 | 70,1 | 47,8 | |
| | 128,0 | 48,2 | 26,7 | 74,5 | 53,3 | |
| | 128,9 | 49,9 | 28,1 | 74,6 | 53,5 | |
| | 127,2 | 66,4 | 43,6 | 79,4 | 60,1 | |
| | 126,3 | 74,5 | 53,3 | 82,0 | 64,0 | |
| | 125,0 | 86,3 | 71,1 | 89,0 | 76,0 | |
| | 125,0 | 88,4 | 74,9 | 89,8 | 77,5 | |
| | 124,6 | 98,3 | 95,8 | 98,0 | 95,0 | |
| | 124,7 | 99,7 | 99,2 | 99,2 | 98,2 | |
| | 90,0 | 151,8 | 12,3 | 5,3 | 51,5 | 29,3 |
| | | 150,7 | 12,8 | 5,5 | 54,0 | 28,9 |
| 146,0 | | 28,7 | 13,6 | 66,4 | 43,6 | |
| 145,0 | | 31,0 | 14,9 | 67,6 | 44,9 | |
| 142,8 | | 42,6 | 22,5 | 71,1 | 49,0 | |
| 140,5 | | 55,0 | 32,3 | 75,1 | 54,1 | |
| 140,2 | | 56,1 | 33,1 | 75,5 | 54,6 | |
| 137,1 | | 81,2 | 62,8 | 85,3 | 69,4 | |
| 137,6 | | 87,6 | 73,4 | 89,3 | 76,5 | |
| 136,0 | | 89,5 | 76,9 | 90,5 | 78,9 | |
| 135,8 | | 99,3 | 98,2 | 99,2 | 98,0 | |
| 125,0 | | 158,8 | 23,7 | 10,8 | 62,6 | 39,5 |
| | | 153,5 | 38,1 | 19,4 | 69,2 | 46,7 |
| | 151,3 | 52,5 | 30,2 | 72,5 | 50,7 | |
| | 150,7 | 54,5 | 32,8 | 74,5 | 53,3 | |
| | 150,6 | 53,4 | 33,6 | 74,3 | 53,0 | |
| | 148,0 | 78,1 | 58,2 | 83,2 | 65,9 | |
| | 147,5 | 81,6 | 63,4 | 84,7 | 68,4 | |
| | 147,3 | 89,3 | 76,5 | 90,4 | 78,6 | |

Fonte: Othmer et al. (1951)

Percebeu-se com o aumento da pressão a possibilidade de obtenção de etanol superior a 95% em massa até a pressão de 90 lb/in² man, o que representa uma

tendência inversa onde o aumento de pressão deveria prejudicar a separação ao invés de favorecer, enquanto na pressão de 125 lb/in² man não pôde ter maiores conclusões devido à falta de maiores dados experimentais. Por isso, deve-se ter cuidado com a utilização desses dados, onde recomenda-se fazer um estudo termodinâmico e verificar se essa tendência inversa é possível para o sistema etanol-água.

Tabela 6 Dados experimentais da região de azeotropia para mistura etanol-água

| Nº | Fração molar – Etanol Líquido | Fração molar – Etanol Vapor | Temperatura (K) | Pressão total (N/m ²) | Referência |
|----|----------------------------------|--------------------------------|--------------------|--------------------------------------|----------------------------------|
| 1 | 98,2 | 98,2 | 303,1 | 10473 | Pemberton, Mash, J. Chem (1978) |
| 2 | 98,3 | 98,4 | 308,6 | 11999 | Beeber et al. (1942) |
| 3 | 89,7 | 89,9 | 323,0 | 25331 | Beeber et al. (1942) |
| | 94,9 | 94,7 | 322,7 | 25331 | |
| 4 | 97,2 | 97,2 | 333,8 | 48263 | Jones, Schoenborn, Colbum (1943) |
| 5 | 89,7 | 89,7 | 336,8 | 50663 | Beeber et al. (1942) |
| | 94,8 | 94,4 | 336,7 | | |
| 6 | 84,0 | 84,6 | 351,4 | 101325 | Orjuela et al. (2010) |
| | 90,4 | 90,1 | 351,5 | | |
| 7 | 89,0 | 89,0 | 363,1 | 158987 | Pemberton, Mash, J. Chem (1978) |
| 8 | 96,0 | 96,0 | 378,0 | 287483 | Othmer et al. (1951) |
| 9 | 74,9 | 77,5 | 398,2 | 515009 | Othmer et al. (1951) |
| | 95,8 | 95,0 | 397,8 | | |
| 10 | 76,9 | 78,9 | 409,2 | 721851 | Othmer et al. (1951) |
| | 98,2 | 98,0 | 409,0 | | |
| 11 | 86,2 | 86,2 | 423,0 | 985950 | Barr e Dodge (1959) |
| 12 | 75,6 | 75,6 | 523,0 | 7170000 | Barr e Dodge (1959) |
| 13 | 35,0 | 35,0 | 573,0 | 12893200 | Barr e Dodge (1959) |

Fonte: Autoria própria (2019)

A Tabela 6, expõe um resumo de alguns dados experimentais de equilíbrio líquido-vapor para a mistura binária etanol-água onde Pemberton, Mash, J. Chem (1978) e Othmer et al. (1951) apresenta resultados com pressão e composição acima da atmosfera, mostrando uma tendência inversa, onde com o aumento da pressão a composição do azeótropo deveria diminuir, dificultando assim, a obtenção de altas purezas.

Desse modo, pode-se perceber a partir de dados experimentais realizados por Pemberton, Mash, J. Chem (1978), Beebe et al. (1942) e Jones, Schoenborn, Colbum

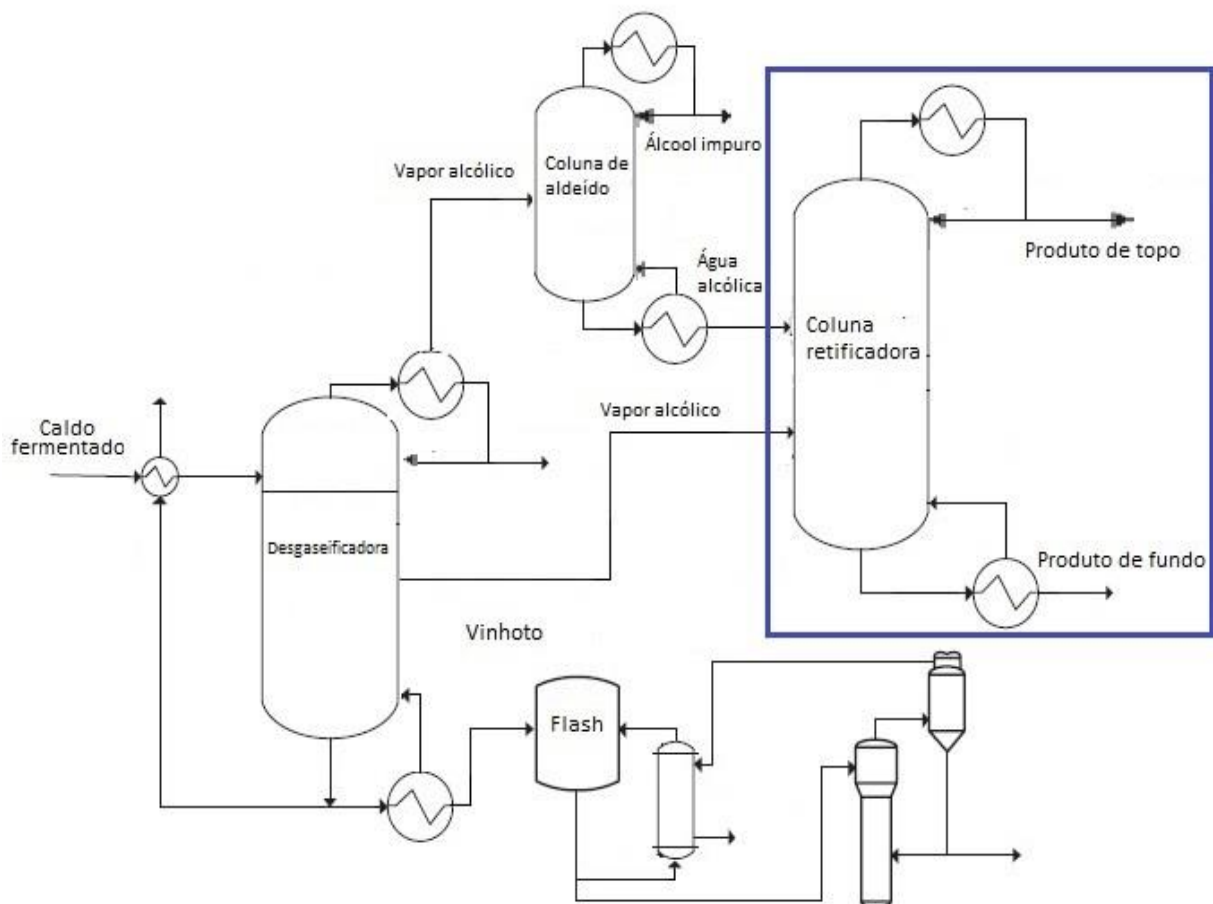
(1943) que a partir da realização do vácuo é possível obter composições superior a 98,35% molar, podendo assim, obter por destilação convencional etanol anidro.

Entretanto, devido as divergências apresentadas pelas referências recomenda-se realizar um estudo termodinâmico e obtenção de mais dados experimentais para que possa ser validado e aplicado o estudo da melhor maneira.

2.4 SISTEMA EM ESTUDO

O presente trabalho baseou-se no estudo desenvolvido por Bastidas et al. (2012), tendo como base a purificação do etanol, de modo a obter o etanol hidratado nas composições 92,5%, 93,6% e 94,6% m/m, conforme a ANP, onde foi desenvolvido estudos para aplicação da melhor estratégia de controle e sintonização dos controladores PID.

Figura 1 Fluxograma do processo de destilação.



Fonte: Adaptado de Bastidas et al. (2012)

O processo na unidade de produção do etanol hidratado, dar-se início quando o caldo fermentado é pré-aquecido e entra na primeira coluna, onde é denominada desgaseificação, onde os componentes mais leves, tais como CO₂, acetaldeído, metanol e outros subprodutos da fermentação são removidos e recuperados no topo da coluna juntamente com uma fração de etanol. Enquanto na parte inferior da coluna é obtida o vinhoto ou vinhaça, sendo esse um resíduo pastoso e malcheiroso, sendo uma parte da vazão usada para pré-aquecer o vinho antes de ser reciclado para o processo de fermentação e a outra parte da corrente é concentrada em um efeito duplo sistema de evaporação a ser enviado para a usina de compostagem.

Na primeira coluna existe uma saída lateral de vapor alcoólico rico em etanol, onde varia 40% a 45% m/m que é encaminhado para a coluna retificadora, onde será uma das alimentações juntamente com a corrente de água alcoólica da coluna de aldeído, que apresenta composição mássica de 15% de etanol. A coluna de aldeído apresenta duas correntes, sendo a inferior a água alcoólica e a de topo o álcool impuro que é obtida composição mássica de 95%.

A terceira coluna, a retificadora, ocorre o estudo para a obtenção do etanol hidratado no topo, de maneira atender as especificações da ANP. E a corrente de fundo desta coluna apresentará um teor máximo de 0,1% m/m de etanol, de modo a não ter grande perda de etanol no fundo da coluna.

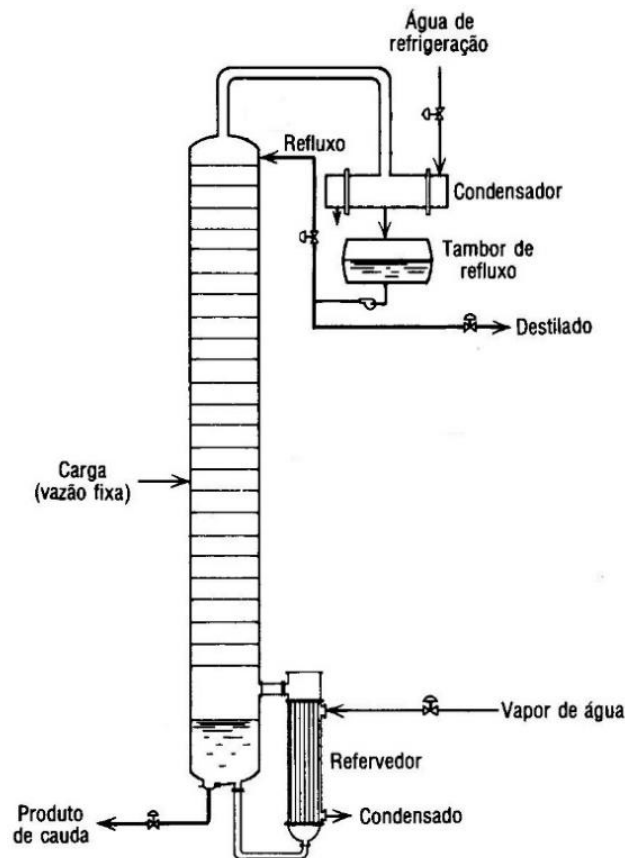
2.5 DESTILAÇÃO

Destilação é uma operação unitária antiga aplicada para separar fisicamente misturas de dois ou mais componentes com diferentes pontos de ebulição (KISTER, 1992).

A separação dos componentes está baseada na diferença de volatilidade (FOUST et al., 1982) no qual por meio do fornecimento de calor à mistura, a substância com menor temperatura de ebulição, isto é, a mais volátil é vaporizada e encaminhada ao topo da coluna, enquanto a menos volátil, ou seja, com ponto de ebulição mais alto tende a permanecer na fase líquida, sendo encaminhada ao fundo da coluna (CAMPOS; TEIXEIRA, 2006; KISTER, 1992).

Nessa separação ocorre transferência de massa do líquido através da vaporização e do vapor pela condensação e como efeito ocorre o aumento da concentração do mais leve no topo da coluna e do mais pesado no fundo da coluna (FOUST et al., 1982).

Figura 2 Coluna de destilação



Fonte: Adaptado de Foust et al. (1982)

Uma medida de tendência de uma espécie química muito utilizada é a razão de equilíbrio K_i , onde uma dada espécie tem preferência entre a fase líquida ou vapor, e essa razão de equilíbrio pode ser definida como (SMITH; VAN NESS; ABBOTT, 2007):

$$K_i \equiv \frac{y_i}{x_i} \quad (7)$$

Sendo:

- y_i : Fração molar do componente i na fase vapor;
- x_i : Fração molar do componente i na fase líquida.

Segundo Smith, Van Ness e Abbott (2007), embora esse valor de K não adicione conhecimento termodinâmico do Equilíbrio Líquido-Vapor (ELV), ela é bastante utilizada como uma medida de leveza e verificar a sua tendência na fase vapor, onde K_i maior que a unidade, a espécie i apresenta uma maior concentração na fase vapor, enquanto se K_i apresentar um valor menor que a unidade, a espécie i explicita uma maior concentração na fase líquida.

Uma outra medida é a volatilidade relativa, que segundo Kister (1992) é uma medida da facilidade de separação, onde apresenta a razão entre dois componentes a tendência de vaporizar. Se a volatilidade relativa for alta, um componente tem uma tendência muito a vaporizar do que o outro e a separação por destilação torna-se viável. Em contrapartida, se a volatilidade relativa é a unidade os componentes são difíceis de separar por destilação, pois cada componente é tão volátil em relação ao outro.

A volatilidade relativa do componente i em relação ao componente j é definido:

$$\alpha_{i-j} = \frac{\text{Valor de K do componente i}}{\text{Valor de K do componente j}} \quad (8)$$

Sendo assim, a volatilidade relativa é um parâmetro muito importante para a viabilidade da separação por destilação, onde volatilidade relativa menor que 1,1 torna-se inviável por destilação.

Então, para o projeto de uma coluna de destilação deve-se levar em consideração a razão de refluxo, pois a separação é teoricamente possível se as retas de balanço material dos componentes se cruzarem em um ponto abaixo da curva do equilíbrio e nesse ponto é chamado de refluxo mínimo e sendo necessário um número infinito de estágios. No refluxo mínimo, o *pinch*, ocorre na interseção da reta de balanço material do componente e da linha-q quando a curva de equilíbrio não tem pontos de inflexão (KISTER, 1992).

A razão de refluxo afeta o custo da torre, tanto no número de pratos quanto no diâmetro, assim como, no custo de operação onde está incluso custos de vapor, sistema de frio e energia para bomba de refluxo (WALLAS, 1990).

Sendo assim, a melhor escolha para uma razão de refluxo ótima é por meio econômico. Segundo Kister (1992), a partir de regras práticas, a razão de refluxo ótima é 1,2 a 1,3 vezes a razão de refluxo mínima quando os condensadores são refrigerados a água ou a ar, mas segundo Wallas (1990) a razão de refluxo ótima é cerca de 1,2 vezes a mínima.

Outra importante avaliação no projeto é o de pratos da coluna de destilação, onde inicialmente calcula-se o número teórico de estágios. Segundo Kister (1992) o estágio ideal é um dispositivo que atende a determinados critérios, onde são:

- Opera em estado estacionário e possui um produto líquido e um vapor;

- Todo vapor e líquido que entram no estágio estão perfeitamente misturados;
- O vapor total que sai do estágio está em equilíbrio com o líquido total que sai do estágio.

Entretanto os estágios apresentam não idealidades, por isso calcula o número de estágios reais a partir da divisão do estágio teórico pela eficiência do estágio.

$$N_{Reais} = \frac{N_{Ideais}}{\eta} \quad (9)$$

Sendo:

- N_{Reais} = Número de estágios reais;
- N_{Ideais} = Número de estágios ideais;
- η = Eficiência

Conforme apresentado por Kister (1992), para o cálculo da eficiência pode ser realizada a partir da correlação de O'Connell, onde é baseada em dados de 31 plantas, incluindo colunas de hidrocarbonetos, hidrocarbonetos clorados e separação alcoólica, a qual também inclui sistemas de alta volatilidade relativa.

A correlação de O'Connell é expressa por:

$$\eta_{O'Connell} = 0,492 \cdot (\alpha_{i,j} \cdot \mu_{liq})^{-0,245} \quad (10)$$

Sendo:

- $\eta_{O'Connell}$: Eficiência de O'Connell;
- $\alpha_{i,j}$: Volatilidade relativa dos componentes i e j;
- μ_{liq} : Viscosidade dinâmica na fase líquida [cP].

A destilação, de maneira geral, propicia o melhor e o mais barato método para separar uma mistura líquida de seus componentes, exceto quando apresenta (Kister, 1992):

- Relação entre as volatilidades dos componentes pequena;
- Quando deseja recuperar uma quantidade pequena do componente alimentado com alto ponto de ebulição, pois a destilação exige que toda a alimentação seja vaporizada para recuperar essa pequena quantidade;
- Composto termicamente instável, mesmo sob condições de vácuo;
- Mistura extremamente corrosiva ou altamente incrustante.

2.6 LOCALIZAÇÃO DO MELHOR PRATO DE CONTROLE

A temperatura é muito utilizada como substituto para a análise de composição do produto, vez que o controle de temperatura apresenta o meio menos custoso, mais célebre e muito mais popular, em que essa modalidade de controle usa elemento de medição de alta confiabilidade e baixa manutenção, sendo que sofre de pouco atraso dinâmico e tempo de inatividade (KISTER, 1990).

A utilização do controle de temperatura não é efetivo em colunas com baixa volatilidade relativa, pois a separação torna-se difícil por causa das pequenas variações na temperatura de pratos para pratos (LUYBEN, 2006).

A temperatura fornece informações correspondente a concentração dos principais produtos, em que um aumento na temperatura de controle na seção de retificação representa um aumento na concentração do componente pesado no produto de topo (KISTER, 1992).

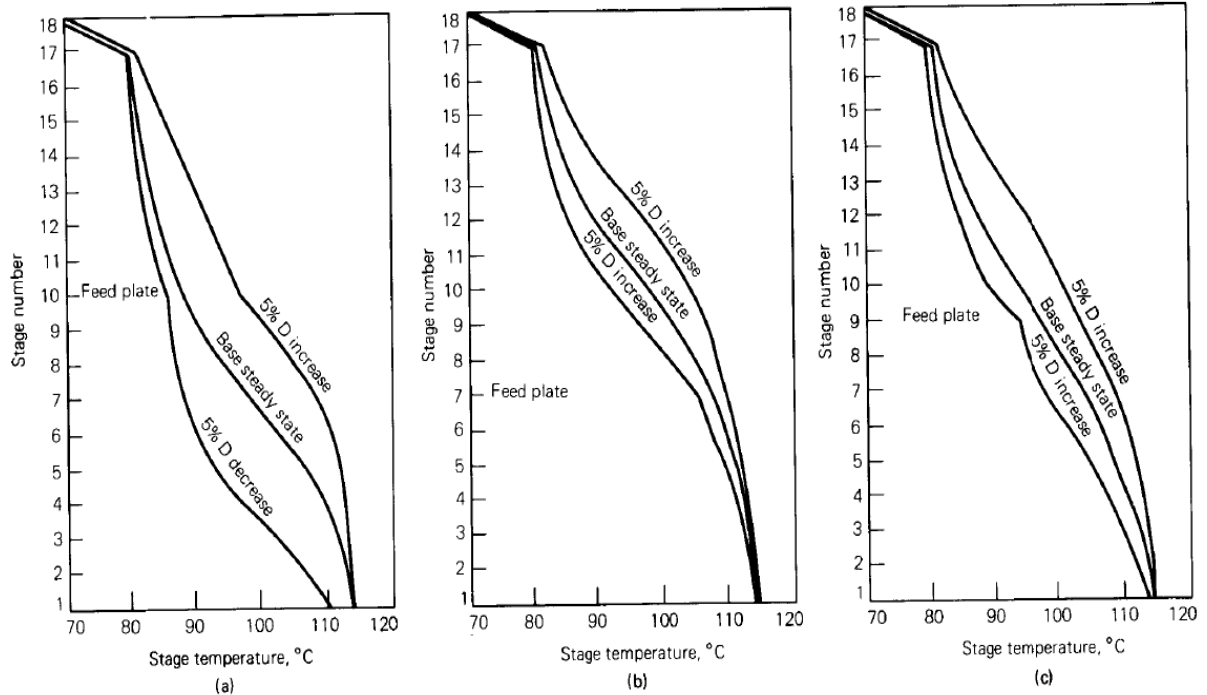
Na literatura apresenta alguns métodos para seleção do melhor prato de controle, ou chamado de prato sensível devido apresentar sensibilidade a mudanças na variável manipulada, pode-se destacar o de Tolliver e McCune (apud KISTER, 1990) e o Método da Inclinação dos Pratos proposto por Luyben (2013).

O método de Tolliver e McCune citado por Kister (1990) propuseram um procedimento aprimorado, onde realiza-se um estudo de sensibilidade do perfil de temperatura da coluna com variações do balanço material. São realizadas variações nas proporções de destilado/alimentação (D/F), em $\pm 0,1\%$ para colunas que realizam separações de alta pureza e $\pm 5\%$ para a maioria das unidades, enquanto que vazão de refluxo ou a carga térmica do refeedor permanece constante. Com isso, o prato ótimo para realização do controle de temperatura é o que apresenta maiores variações de temperaturas e mais simétricos.

Na Figura 3 é a aplicação do método de Tolliver e McCune para a seleção do melhor prato de controle para colunas de benzeno-toluene com diferentes pontos de alimentação e composições, sendo (a) 65% em mol de benzeno para o prato 10; (b) 15% em mol de benzeno para o prato 7; (c) 35% em mol de benzeno para o prato 9.

Entretanto, este procedimento poderá escolher um prato de controle da seção de fundo, mesmo quando o destilado é o mais importante ou a seleção da seção de topo, mesmo que o produto de fundo seja o mais importante. Nesse caso, é questionável se seria a melhor escolha (KISTER, 1990).

Figura 3 Aplicação do método de Tolliver e McCune



Fonte: Kister (1990)

Enquanto isso, o Método da Inclinação dos Pratos é o procedimento mais fácil e aplicado com maior frequência (LUYBEN, 2013). Nessa metodologia é plotado o perfil de temperatura nas condições de projeto e plotado a “inclinação” de modo a examinar a bandeja onde essa inclinação é a maior, sendo feito a diferença de temperatura entre os pratos T_{N+1} e T_N . Mudanças de temperatura entre pratos indicam uma região onde as composições dos componentes importantes estão mudando, então é importante o cuidado para que os leves caiam no fundo e os pesados seja direcionado ao topo (LUYBEN, 2006).

Esses métodos citados, utilizam o perfil de temperatura no estado estacionário, por isso, utiliza-se simuladores de processo, como o Aspen Plus, para gerar o perfil de temperatura da coluna e assim aplicar as metodologias para a seleção do prato sensível.

2.7 MODELAGEM DINÂMICA

O uso do modelo dinâmico propõe melhorar o entendimento do processo, procurando seu comportamento sem os gastos com a operação do processo real e sem os eventuais riscos envolvidos nessa atividade, bem como auxiliar na criação de manuais de detecção, localização e correção de falhas em equipamentos/ componentes da planta (GARCIA, 1997).

Um sistema pode ser caracterizado a partir de diversas maneiras e por isso pode ter vários modelos matemáticos que representem, na qual depende do nível de complexidade adotado, sendo que a maneira de visualizar o comportamento do sistema é a partir da sua dinâmica, permitindo observar o desempenho ao longo do tempo (OGATA, 2010).

Contudo, os sistemas são regidos pelas leis físicas, termodinâmicas, entre outras, nas quais permitem construir sistemas de equações diferenciais importantes e adequados para análise de todo o sistema (OGATA, 2010).

Os modelos matemáticos podem ser classificados a partir das formulações utilizadas, ou a partir da característica do sistema. E dessas classificações podem destacar o sistema estacionário e o dinâmico, sendo que no estacionário as variáveis permanece constante ao longo do tempo tendo a representação nos sistemas de equações algébricas, enquanto o dinâmico varia ao longo do tempo sendo resolvida a partir de sistemas de equações diferenciais (GARCIA, 1997).

E conforme GARCIA (1997) a obtenção dos modelos pode ser obtida a partir de três maneiras:

- Teórico ou analítico: desenvolvido utilizando os princípios da Física e da Química;
- Empírico ou Heurístico: a partir de observações dos dados do processo correlacionando os dados de entrada/saída do processo;
- Analogia: utilizando equações que descrevem um sistema semelhante, com variáveis identificadas por analogia em base individual.

Conforme Felício (2010), um sistema é um conjunto de componentes, sem limitação de quantidade, que está contida em uma fronteira imaginária escolhida convenientemente pelo analista, onde levará a facilidade da resolução do processo, evitando um fator crítico para a modelagem.

Por tanto, a obtenção da dinâmica é importante para a compreensão e melhoramento do processo, apresentando informações que permita operar com maior segurança e com menor gasto.

2.8 SIMULADORES DE PROCESSO

A definição de simulação é expressa por:

Simulação é um processo de projetar um sistema de modelo operacional conduzindo experimentos com o propósito de compreender o comportamento do sistema ou avaliação de estratégias alternativas para o desenvolvimento ou operação do sistema. Tem que ser capaz de reproduzir aspectos selecionados do comportamento do sistema modelado com um grau de precisão aceito. (Tradução nossa) [1]

A simulação surgiu devido à complexidade na resolução de modelos mais robustos e o interesse de obter informações mais exatas do problema, por isso utiliza-se computadores para avaliar um modelo numericamente, a fim de estimar características do modelo desejado (LAW; KELTON, 1991).

Por isso, em 1970, pesquisadores do Instituto de Tecnologia de Massachusetts – MIT com o financiamento do departamento de energia dos Estados Unidos criaram um empreendimento conhecido como *Advanced System for Process Engineering - ASPEN* e foi originalmente concebido para projetar software de simulação não linear (JANA, 2009).

O simulador Aspen foi desenvolvido para uma ampla variedade de processos e devido a sua grande biblioteca de propriedades e modelos, permite interligar várias operações unitárias e realizar dimensionamento de equipamentos e estratégias de controle nas unidades devido ao bloco dinâmico integrado ao Aspen Plus (JANA, 2009).

Jana (2009) apresenta resumidamente algumas características dos simuladores Aspen Plus e Aspen Dinâmico.

- Aspen Plus - É utilizada para simulação em estado estacionário de produtos químicos, petroquímicos e indústrias de petróleo, sendo também usado para monitoramento, projeto, otimização e planejamento de negócios.
- Aspen Dinâmico – É amplamente utilizada para estudo de dinâmica e *loop* fechado para controle de diversas indústrias de processo, onde está integrado ao Aspen Plus.

[1] “Simulation is a process of designing an operational model of a system and conducting experiments with this model for the purpose either of understanding the behavior of the system or of evaluating alternative strategies for the development or operation of the system. It has to be able to reproduce selected aspects of the behavior of the system modeled to an accepted degree of accuracy.”(Thome, 1992 apud Haydary, 2019, p. 43).

Devido à vantagem da simulação, nesse trabalho será utilizado o Aspen Plus e o Aspen Plus Dinâmico para a análise do desempenho de uma coluna de destilação, pois nestes serão possíveis o desenvolvimento do modelo estacionário, a identificação do processo, sintonização e avaliação da dinâmica da coluna.

2.9 CONTROLE DE PROCESSOS

Segundo Campos e Teixeira (2006), o termo “controle de processos” é geralmente empregado para referir-se a sistemas que possui por objetivo manter determinadas variáveis de uma planta industrial, entre os seus limites operacionais desejáveis, no qual estes sistemas podem necessitar constantemente de intervenções humana ou serem automatizados.

Sendo assim, o sistema pode ser classificado como malha aberta ou malha fechada, no qual a diferença está na atuação direta do operador, onde na malha aberta o operador é o responsável direto na manipulação de modo a obter o valor necessário, enquanto na malha fechada surge o controlador, no qual compara o valor desejado e o valor medido e se constatar um desvio entre estes valores intervém na sua saída de forma a eliminar este desvio.

E de acordo com Campos e Teixeira (2006) dentre os diversos ganhos nos processos industriais com o controle, pode-se destacar:

- Ampliação da confiabilidade dos sistemas, permitindo que os equipamentos atuem em regiões de máxima eficiência e segurança;
- Maior segurança da unidade onde o controle poderá atuar em caso de desequilíbrio do processo;
- Minimização da necessidade de reprocessamento, garantindo que os produtos fiquem nas especificações desejadas evitando gastos com energia.

Entretanto, algumas terminologias básicas precisam ser definidas, que segundo Ogata (2010) podem ser:

- 1) Variável controlada: É uma grandeza ou condição onde é medida e controlada.
- 2) Sinal de controle ou variável manipulada: É a grandeza ou condição modificada pelo controlador, de maneira que interfira no valor da variável controlada;

- 3) Sistema: É a combinação de componentes que trabalham em conjunto para alcançar um objetivo comum;
- 4) Distúrbio: É um sinal que tende afetar de maneira adversa o valor da variável de saída de um sistema, sendo que se ocorrer internamente será chamado de distúrbio interno, enquanto um distúrbio externo é aquele gerado fora do sistema e que tem um comportamento de um sinal de entrada no sistema.

2.9.1 Controle em colunas de destilação

A coluna de destilação é um equipamento mais importante para a separação de uma mistura de líquidos miscíveis e um dos mais empregados na indústria química e petroquímica (CAMPOS, TEIXEIRA, 2006; KALID, 2013).

Estes equipamentos são responsáveis por grande parte do custo operacional de uma refinaria ou de uma central petroquímica, em conformidade do alto consumo energético solicitado para aquecimento e resfriamento das correntes (CAMPOS; TEIXEIRA, 2006). Entretanto, mesmo com sua ampla aplicação, é baixo os cuidados ao sistema de controle de colunas de destilação, onde isso não deveria ocorrer, pois, na maioria das indústrias de transformação, 80% do custo operacional energético é devido a essa operação unitária (KALID, 2013).

Caso a sintonia ou a estrutura de controle definida para a coluna não sejam efetuadas corretamente, o consumo de energia no refeedor e/ou no condensador, as vazões internas de líquido e/ou de vapor da coluna podem estar muito acima do requerido, fazendo com que o custo operacional seja maior que o ideal e com uma pequena produção, sendo assim, a melhoria do sistema de controle simultaneamente minimizará os custos e maximizará a produção da unidade (KALID, 2013).

Segundo Riggs (1998) citado por Fuchs (2010) em um processo auto regulatório em estado estacionário na ausência de perturbações não seria necessário um sistema de controle, entretanto, processos reais apresentam muitos distúrbios, o que provoca muitas variações nas composições dos produtos, onde pode-se destacar as principais variáveis que afetam a operação de uma coluna.

2.9.1.1 Composição de entrada

Esse distúrbio representa o fator mais significante que o sistema de controle de destilação deve lidar, onde uma variação na composição da carga deslocará o perfil de composição na coluna, ocasionando um distúrbio na composição dos produtos (Riggs, 1998 apud Fuchs, 2010).

2.9.1.2 *Vazão de carga*

Quando a vazão da carga é constante, logo o balanço global na coluna e a vazão de resíduo é conhecida (KALID, 2013), portanto, uma perturbação na vazão de alimentação gera impactos na dinâmica da coluna e para isso a manipulação das razões das variáveis com a carga, como por exemplo, destilação em razão da carga, refluxo em relação a carga, entre outros são os meios mais efetivos de controlar os distúrbios na vazão de alimentação do que o uso direto das variáveis manipuladas (FUCHS, 2010).

2.9.1.3 *Subresfriamento do refluxo*

Em caso da temperatura cair abruptamente, ocasionando um aumento rápido no refluxo interno, deve-se diminuir o refluxo externo para manter o interno constante, reduzindo assim, a perturbação do subresfriamento por toda a coluna e o distúrbio na composição do produto. Esse fator ocorre devido o refluxo subresfriado entrar no topo da coluna condensando uma parte do vapor, onde esse aumenta a temperatura do refluxo resultando o ponto de bolha do respectivo prato (FUCHS, 2010);

2.9.1.4 *Entalpia da carga*

Para baixa razões de refluxo, variações na entalpia da alimentação poderá acarretar variações na taxa de líquido e vapor dentro da coluna, causando um deslocamento do perfil de composição, afetando os produtos. Este distúrbio pode ser difícil a identificação, devido a temperatura de alimentação geralmente não ser medida ou ser uma mistura de duas fases (FUCHS, 2010).

2.9.1.5 *Pressão da coluna*

Segundo Riggs (1998) apud Fuchs (2010), a pressão da coluna tem efeito direto sobre a volatilidade relativa dos principais componentes, então as variações na pressão pode afetar significativamente a composição do produto.

2.9.1.6 *Carga térmica do refeedor*

Determinadas colunas que operam com válvula de controle da vazão de vapor para o *reboiler* quase que totalmente aberta, poderá ter um decréscimo da capacidade do refeedor devido a uma queda abrupta da pressão no *header* de vapor gerando impurezas nos produtos após determinado tempo (FUCHS, 2010).

2.10 CONTROLADORES PID

De acordo Aström e Hägglund (1995) conforme citado por Campos e Teixeira (2006), o controlador Proporcional – Integral - Derivativo (PID) é seguramente o algoritmo de controle mais tradicional na indústria, onde observou-se a partir de uma pesquisa que mais de 11.000 malhas de controle analisadas em diversas plantas (refinarias, plantas químicas, de papel, etc.), cerca de 97% eram controladas com o PID.

A vantagem dos controles PID está na sua vasta aplicabilidade a maioria dos sistemas de controle (OGATA, 2010), onde o controlador PID calcula o “erro” entre a sua variável controlada e o seu valor desejado no *setpoint*, no qual a parte do “erro” calculado gera um sinal de controle de maneira a eliminar este desvio (CAMPOS; TEIXEIRA, 2006).

Segundo Campos e Teixeira (2006), os principais controladores encontrados na prática são os seguintes:

- Controlador Proporcional (P);
- Controlador Proporcional e Integral (PI);
- Controlador Proporcional e Derivativo (PD);
- Controlador Proporcional, Integral e Derivativo (PID).

A ação proporcional tem como finalidade agir através do erro calculado entre a entrada e a saída do sistema, por isso o ganho K_p possui a ação de reduzir o tempo de resposta, quando comparado a controle *on-off*, mas esse termo irá reduzir, mas não eliminará jamais o erro do estado estacionário. O controlador Integral T_i irá eliminar completamente o erro do estado estacionário, porém poderá ter uma resposta mais lenta e ter um *overshoot*. O controlador derivativo T_d é geralmente utilizado para diminuir o tempo de resposta a estabilidade do sistema, porém sistema com ruídos poderá levar para a instabilidade.

Por fim, a Tabela 7 mostra um resumo das principais aplicações dos algoritmos do tipo P, PI e PID na indústria.

Tabela 7 Aplicações típicas dos 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". | Controle 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)

2.11 IDENTIFICAÇÃO E SINTONIZAÇÃO DOS CONTROLADORES

A sintonização é o procedimento que pretende ajustar os parâmetros do controlador de realimentação para obter uma resposta desejada de malha fechada (SMITH; CORRÍPIO, 2012). Portanto, deve-se ajustar os parâmetros dos controladores, de maneira que leve a estabilidade do sistema, mas para isso é desejável a obtenção da característica dinâmica que pode ser obtido a partir de dados analíticos, empíricos ou analogia.

Em vista disso, a identificação de sistemas tem como finalidade construir modelos matemáticos a partir da dinâmica da planta, o qual está interessado apenas nas relações entre as entradas e saídas do processo, e não nos mecanismos internos (CAMPOS; TEIXEIRA, 2006). A abordagem experimental possui vantagem quando é muito complexo modelar a partir dos princípios básicos (LUYBEN, 1996).

A maneira mais direta na obtenção do modelo dinâmico empírico de um processo é na determinação dos parâmetros dinâmicos, como o ganho, constante de tempo e tempo morto que se ajustam aos dados da respostas obtidos experimentalmente (LUYBEN, 1996), onde apresentam vantagem em sistemas complexos onde é mais rápido e prático na obtenção da dinâmica do processo, entretanto a desvantagem é que apresenta apenas a validade local, ou seja, em torno do ponto de operação, onde deve-se ter cuidado com grande extrapolações (CAMPOS; TEIXEIRA, 2006).

Portanto, existem dois métodos para obtenção das características dinâmicas do processo, onde pode ser em malha aberta, a partir do teste em degrau unitário ou método em malha fechada provocando perturbações controladas.

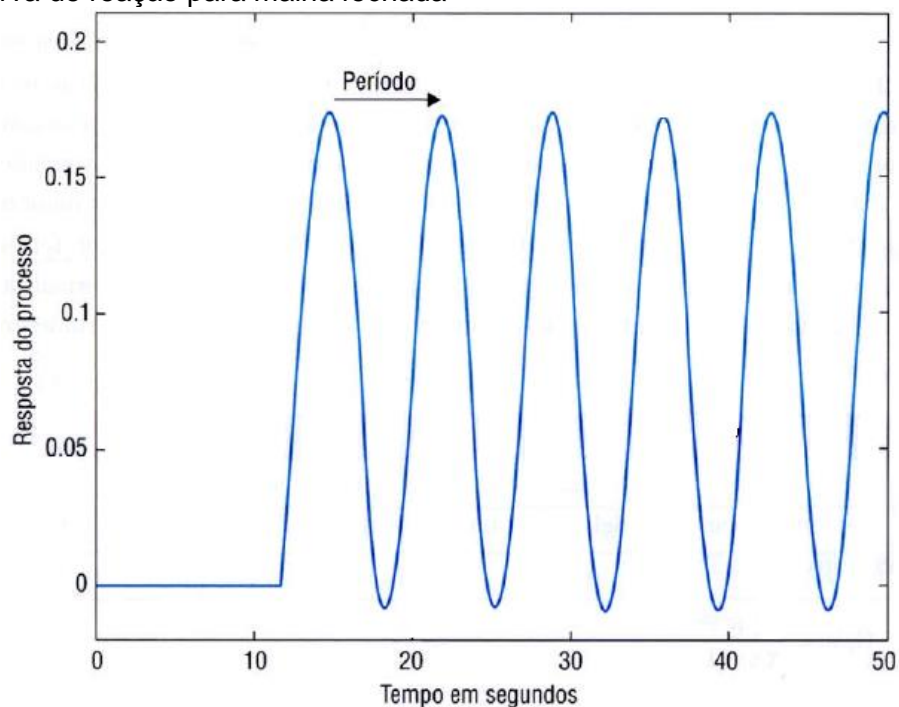
2.11.1 Sintonia dos controladores em malha fechada

Segundo Smith e Corríprio (2012), a primeira metodologia sintonia de controladores PID foi em malha fechada proposta por Ziegler e Nichols em 1942, onde consiste em dois passos:

Passo 1: A determinação das características dinâmicas ou personalidade da malha de controle;

Passo 2: A estimativa de parâmetros de sintonização do controlador que produzem uma resposta desejada para as características dinâmicas.

Figura 4 Curva de reação para malha fechada



Fonte: Campos e Teixeira (2006)

Isto posto, as características dinâmicas do processo são obtidas pelo ganho último do controlador e o período último de oscilação da malha (SMITH; CORRÍPIO, 2012). Sendo que para a obtenção deve-se aumentar o ganho proporcional gradativamente para obtenção de uma resposta oscilatória com amplitude constante. Onde neste posto, determina-se o ganho último (K_u) e o período último de oscilação (P_u) (CAMPOS; TEIXEIRA, 2006).

Para a resposta em malha fechada, Ziegler e Nichols (1942) especificaram uma razão de decaimento de um quarto, como sendo aquele que leva a um desempenho ótimo dos controladores, onde a razão de decaimento é a razão entre as amplitudes

de duas oscilações sucessivas (SMITH; CORRÍPIO, 2012 e CAMPOS; TEIXEIRA, 2006).

Do ponto de vista prático, este procedimento pode levar o processo a uma região insegura, em que não possui garantia da variável controlada esteja entre os limites especificados, por isso este teste não é muito aplicado nas plantas industriais (CAMPOS; TEIXEIRA, 2006).

Além do mais, outro método em malha fechada é o de Tyreus-Luyben, onde busca descobrir o ganho e o período último variando o ganho do controlador. Porém, este método calcula apenas os parâmetros para controladores PI e PID (LOPES, 2019).

Segundo Ibrahim; Yahaya e SAAD (2016), Skogestad (2002) citado por Lopes (2019), os parâmetros de Ziegler-Nichols são mais agressivos de maneira em geral, então para uma sintonia mais conservativa, utiliza-se o método de Tyreus-Luyben.

Os parâmetros dos controladores PID para os métodos de Ziegler-Nichols e Tyreus-Luyben são apresentados nas Tabela 8 e Tabela 9, respectivamente.

Tabela 8 Parâmetros dos controladores PID - Ziegler e Nichols

| Controlador | Kp | Ti | Td |
|-------------|---------|--------|------|
| P | 0,5 Ku | - | - |
| PI | 0,45 Ku | Pu/1,2 | |
| PID | 0,6 Ku | Pu/2 | Pu/8 |

(Ku= Ganho último; Pu= Período último)

Fonte: Campos e Teixeira (2006)

Tabela 9 Parâmetros dos controladores PID - Tyreus e Luyben

| Controlador | Kp | Ti | Td |
|-------------|---------|---------|---------|
| PI | Kcu/3,2 | 2,2 Pcu | |
| PID | Kcu/2,2 | 2,2 Pcu | Pcu/6,3 |

(Kcu= Ganho último crítico; Pcu= Período último crítico)

Fonte: Adaptado de Campestrini (2006)

Não obstante, este procedimento é muito lento devido não se ter um conhecimento prévio do sistema, onde o ganho necessita ser aumentado de um valor pequeno a fim de evitar uma instabilidade. E como o ganho K está no limite da estabilidade, um erro pequeno no aumento do ganho pode desestabilizar o sistema (CAMPESTRINI, 2006).

Desta forma Aström e Hägglund, 1984 conforme Campos e Teixeira (2006) propuseram um método para a sintonia de controladores utilizando "relés" em malha fechada, provando oscilações limitadas e controladas no processo a partir da amplitude ("a") e do período das oscilações ("P") provocadas pelo relé, pode-se ter uma estimativa do ganho último (Ku) e do período último de oscilação (Pu) do processo.

Este método é similar ao proposto por Ziegler e Nichols para obtenção do ganho último, com a vantagem de ser um teste mais controlado, onde a amplitude da perturbação no processo é limitada (CAMPOS; TEIXEIRA, 2006).

O ganho último (Ku) e o período último (Pu) pode ser obtido conforme expresso abaixo:

$$Ku \cong \frac{4 \times h}{a \times \pi} \quad (11)$$

Sendo:

- h: Sinal do ganho estático
- a: amplitude
- π : 3,1416

$$Pu \cong P \quad (12)$$

Sendo:

- P: Período

2.11.2 Sintonia dos controladores em malha aberta

O teste em malha aberta ou em degrau unitário, tem como objetivo a obtenção da característica do processo a partir de uma variação na variável manipulada (VM), onde após o processo chegar no regime permanente, coloca-se o controlador no modo manual e aplica um pequeno distúrbio do tipo degrau a ponto que seja possível mensurar o sinal do transmissor, mas que não desestabilize o processo. E segundo Campos e Teixeira (2006) pode-se aplicar uma variação de $\pm 1\%$.

Na obtenção da resposta da planta, deve-se aproximar a curva de reação do processo a um modelo simples, como o sistema de primeira ordem mais tempo morto, onde com esses parâmetros determina-se a função transferência.

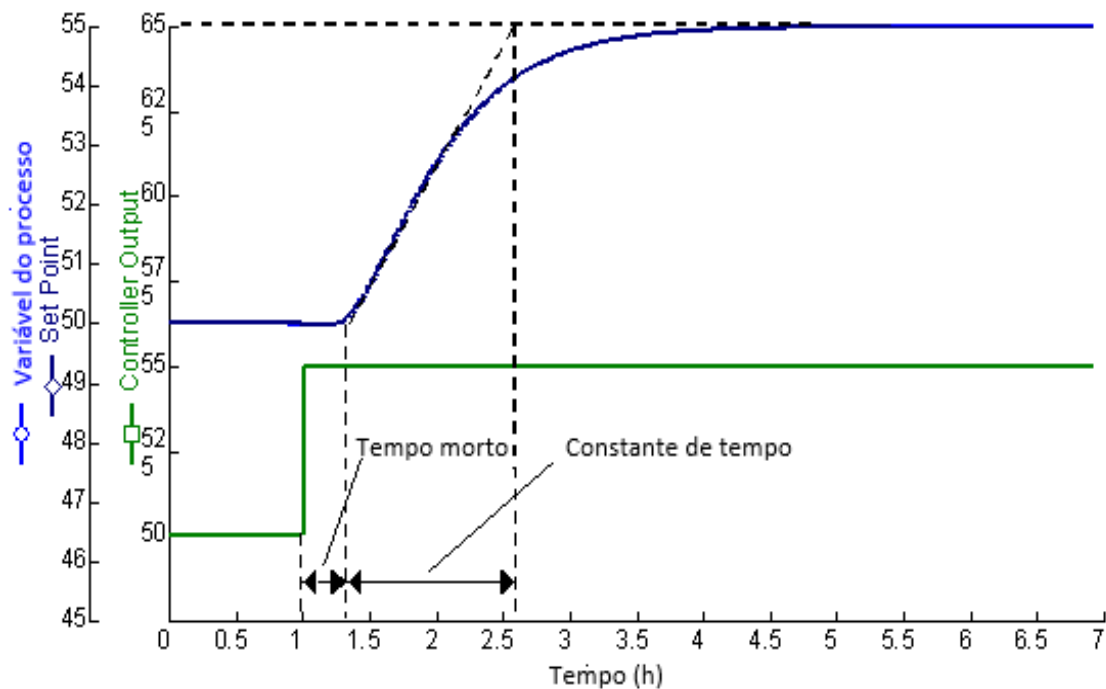
Este modelo de primeira ordem, apresenta na maioria das vezes apenas uma aproximação da realidade, pois um processo real raramente é linear e de primeira ordem. Apesar disso, esta aproximação da dinâmica da planta industrial é aceitável para ajustar e definir muitos controles na prática.

$$G(s) = \frac{Ke^{-\theta s}}{\tau s + 1} \quad (13)$$

Sendo:

- K: Ganho no estado estacionário $K = \frac{\Delta \text{variável do processo}}{\Delta \text{variável manipulada}}$
- τ : Constante de tempo
- θ : Tempo morto

Figura 5 Curva de reação para o sistema de primeira ordem.



Fonte: Adaptado de Aspen Plus *Dynamics* (2019)

2.11.2.1 Ziegler e Nichols

O método em malha aberta proposto por Ziegler e Nichols (1943) mostra a sintonia do controlador PID em função dos parâmetros do modelo de primeira ordem com o tempo morto (CAMPOS; TEIXEIRA, 2006), conforme Tabela 10.

Tabela 10 Parâmetros de sintonia - Ziegler e Nichols

| Controlador | Kp | Ti | Td |
|-------------|------------------------------------|----------------------|---------------------|
| P | $\frac{\tau}{K \times \theta}$ | - | - |
| PI | $0,9 \frac{\tau}{K \times \theta}$ | $3,33 \times \theta$ | - |
| PID | $1,2 \frac{\tau}{K \times \theta}$ | $2 \times \theta$ | $0,5 \times \theta$ |

Fonte: Adaptado de Campos e Teixeira (2006)

2.11.2.2 Cohen e Coon

O método de Cohen e Coon proposto em 1953 apresenta parâmetros que podem ser obtidos por um modelo de primeira ordem, para aplicação de sintonia de controladores PID, onde esses parâmetros podem ser visto segundo a Tabela 11.

Tabela 11 Parâmetros de sintonia - Cohen e Coon

| Controlador | Kp | Ti | Td |
|-------------|---|---|---|
| P | $(1,03 + 0,35 \times \left(\frac{\theta}{\tau}\right)) \times \frac{\tau}{K \times \theta}$ | - | - |
| PI | $(0,9 + 0,083 \times \left(\frac{\theta}{\tau}\right)) \times \frac{\tau}{K \times \theta}$ | $\frac{(0,9 + 0,083 \times \left(\frac{\theta}{\tau}\right))}{(1,27 + 0,6 \times \left(\frac{\theta}{\tau}\right))} \times \theta$ | - |
| PID | $(1,35 + 0,25 \times \left(\frac{\theta}{\tau}\right)) \times \frac{\tau}{K \times \theta}$ | $\frac{(1,35 + 0,25 \times \left(\frac{\theta}{\tau}\right))}{(0,54 + 0,33 \times \left(\frac{\theta}{\tau}\right))} \times \theta$ | $\frac{0,5 \times \theta}{(1,35 + 0,25 \times \left(\frac{\theta}{\tau}\right))}$ |

Fonte: Campos e Teixeira (2006)

Este método foi elaborado para processos onde obtém tempos mortos mais elevados (SARAIVA, 2011) e segundo Rivera et al. (1986) citado por Campos e Teixeira (2006), o método do Cohen e Coon apresenta um desempenho moderado caso os valores do fator de incontrolabilidade do processo (θ/τ) entre 0,6 e 4,5 e ruins para valores do fator de incontrolabilidade do processo menores que 2, onde este método tinha como objetivo de sintonia para processos com maiores tempos mortos do que estudados por Ziegler e Nichols.

2.11.2.3 Método do Modelo Interno - IMC

O Método do Modelo Interno – IMC proposto por Rivera, Morari e Skogestad para a sintonia de controladores PID tem objetivo a partir do modelo e de uma especificação de desempenho (λ) especificar um controlador adequado, onde foram analisados para várias dinâmicas diferentes para os processos (CAMPOS; TEIXEIRA, 2006), onde os parâmetros podem ser visto na Tabela 12.

Neste método, quanto maiores as não-linearidades do sistema ou maiores os erros de modelagem do processo, a especificação de desempenho (λ) deve ser maior, de maneira a estabilizar o sistema. Outro fator é se o tempo morto (θ) for alto, onde maior será a dificuldade do controle, no qual deve ser refletido em um λ maior.

Tabela 12 Parâmetros de sintonia - IMC

| Controlador | Kp | Ti | Td | Sugestão para desempenho |
|-------------|---|---------------------------|---|--------------------------------|
| PID | $\frac{2\tau + \theta}{K \times (2\lambda + \theta)}$ | $\tau + \frac{\theta}{2}$ | $\frac{\tau \times \theta}{(2\tau + \theta)}$ | $\frac{\lambda}{\theta} > 0,8$ |
| PI | $\frac{(2\tau + \theta)}{K \times 2\lambda}$ | $\tau + \frac{\theta}{2}$ | - | $\frac{\lambda}{\theta} > 1,7$ |

Fonte: Campos e Teixeira (2006)

2.11.2.4 Método da Integral do erro - ITAE

O Método da Integral do Erro baseia-se na redução do índice de desempenho do sistema a ser controlado (BATISTA; FERNANDES; MAIA, 2014), onde baseia-se na integral do produto do tempo pelo valor absoluto do erro entre a variável e o SP em um horizonte de análise (CAMPOS; TEIXEIRA, 2006).

O método ITAE é o que leva a parâmetros mais conservativos (LOPES, 2019) e segundo (Lopez, 1967, Rovira, 1969, Lopez, 1969) citado por Saraiva (2011) comprovaram serem um dos melhores métodos para sintonia de controladores baseado na integral do erro absoluto.

Tabela 13 Constantes para cálculo de sintonia PID - ITAE

| Controlador | A | B | C | D | E | F |
|-------------|-------|--------|-------|--------|-------|-------|
| PI | 0,859 | -0,977 | 0,674 | -0,68 | - | - |
| PID | 1,357 | -0,947 | 0,842 | -0,738 | 0,381 | 0,995 |

Fonte: Campos e Teixeira (2006)

$$Kp = \frac{1}{K} \times \left(A \times \left(\frac{\theta}{\tau} \right)^B \right) \quad Ti = \frac{\tau}{\left(C \times \left(\frac{\theta}{\tau} \right)^D \right)} \quad Td = \tau \times \left(E \times \left(\frac{\theta}{\tau} \right)^F \right) \quad (14)$$

3 METODOLOGIA

O presente trabalho tem como base o estudo desenvolvido por Santos (2019) no qual simulou uma coluna de destilação para obtenção a 94,6% m/m de etanol hidratado.

Entretanto, neste feito são apresentados avanços em relação ao estudo desenvolvido por Santos (2019) no qual a partir dos dados de equilíbrio realizou uma regressão de parâmetros para o modelo termodinâmico no Aspen Plus executando também o estudo do melhor prato para controle em função da composição de etanol no destilado.

E pode-se destacar que este trabalho é baseado nas recomendações de estudos sugeridas por Santos (2019), no qual realizou a identificação, de modo a obter a função transferência das malhas de controle e executou-se um estudo comparativo entre os principais métodos de sintonia disponíveis na literatura para os controladores PID.

3.1 REGRESSÃO DE DADOS EXPERIMENTAIS NO SIMULADOR ASPEN PLUS

No trabalho desenvolvido por SANTOS (2019), fez-se um estudo comparativo entre os dados de equilíbrio líquido-vapor fornecidos pelo DECHEMA (1982) e os modelos termodinâmicos disponíveis no Aspen Plus, na qual a seleção se deu através daquele que apresentou menor diferença média e máxima entre os dados de equilíbrio.

E a fim de minimizar a diferença entre os dados experimentais e o modelo do simulador, o Aspen Plus possui uma ferramenta que permite regredir dados experimentais para os modelos termodinâmicos disponíveis no simulador. Sendo assim, utilizou-se dados de equilíbrio líquido-vapor e de pressão de vapor para o sistema etanol-água e assim regredir para o modelo NRTL baseado em coeficiente de atividade.

3.2 MODELO ESTACIONÁRIO NO ASPEN PLUS

O simulador Aspen Plus foi utilizado para o desenvolvimento de três modelos do estado estacionário para obtenção de etanol hidratado para as composições de destilado 92,5%, 93,6% e 94,6% em massa.

No modelo estacionário foi realizado o cálculo da razão de refluxo mínima, refluxo de projeto, número de estágios ideais, eficiência de pratos, número de estágio reais, prato ótimo de alimentação e hidráulica.

Para o desenvolvimento do estado estacionário definiu-se inicialmente o modelo termodinâmico e posteriormente especificou as características da coluna. Para o dimensionamento da coluna utilizou-se o bloco *RadFrac*, onde inicialmente utilizou-se uma vazão de destilado previamente calculada a partir do balanço material e estimou-se uma razão de refluxo.

Em seguida, adotou um número de pratos teóricos e determinou o prato de alimentação. Como a coluna em estudo possuía duas correntes de alimentação, optou-se por alimentar no meio da coluna.

Após a primeira execução, utilizou uma ferramenta *Design Spec* onde foi utilizado para definir as composições das correntes dos produtos variando duas especificações, que no caso foi a vazão de destilado e a razão de refluxo. Nesse momento, a vazão de destilado e razão de refluxo deixou de ser fixa e passou a ser em função da definição das composições dos produtos.

Em seguida, realizou-se um *Sensitivity*, ou seja, um estudo de sensibilidade e verificou qual foi o prato ótimo para as duas cargas e anotou a vazão de refluxo mínima, onde esse procedimento foi realizado juntamente aumentando o número de estágios a uma quantidade muito alta, de modo a razão de refluxo ser a mínima.

Por conseguinte, determinou a razão de refluxo ótima sendo 30% acima da razão de refluxo mínima e em seguida reduziu o número de estágio teóricos até que a razão de refluxo chegasse a de projeto. Onde utilizou o *Sensitivity* para determinar o prato de alimentação ótima.

Logo, calculou-se a hidráulica da coluna utilizando 60% de inundação e com a perda de pressão obtida fez-se o ajuste na queda de pressão da coluna. Sendo feito isso, coletou a volatilidade relativa e a viscosidade dinâmica dos estágios da coluna e calculou-se a eficiência de O'Connell e número de estágios reais, onde no simulador foi adicionado os pratos reais e a eficiência, como sendo a de Murphee.

Neste sentido, fora feito o ajuste do prato ótimo de alimentação por meio do *Sensitivity*, ajusta a perda de pressão na coluna e realizou um processo iterativo até que a eficiência de O'Connell não ocorresse mais variação.

3.3 ESTUDO DO MELHOR PRATO PARA CONTROLE DE TEMPERATURA

3.3.1 Tolliver e McCune

Foi realizado um estudo de sensibilidade do perfil de temperatura da coluna com variações de $\pm 5\%$ na vazão de destilado, mantendo a vazão de refluxo ou a carga térmica do refeedor constante, no qual o prato ótimo para controle de temperatura foi o que apresentou maior variação de temperatura e mais simétrico.

3.3.2 Luyben

Foi utilizado o método de inclinação dos pratos proposto por Luyben (2013) onde calculou-se a diferença entre dois pratos consecutivos por toda coluna, sendo o que apresentou maior diferença na temperatura foi o melhor prato para o controle de temperatura.

3.4 ASPEN PLUS *DYNAMICS*

Antes de executar no módulo dinâmico do Aspen Plus aprontou o estado estacionário, no qual adicionou os atuadores, sendo esses válvulas e bombas. E conseguinte, dimensionou o vaso de refluxo e o reservatório da base da coluna chamado de *sump*. Utilizou-se valores condizentes de projeto como razão de comprimento e diâmetro de 3 (L/D) e tempo de residência de 10 minutos para o vaso de refluxo, enquanto para o *sump* considerou-se L/D de 1,5, sendo o D o diâmetro da coluna (SANTOS, 2019).

Anteriormente a exportação, foi feito a checagem das pressões no *Pressure Check*, para que assim fosse devidamente calculada no dinâmico. E por conseguinte, foi necessário escolher no Aspen Plus entre *Flow driven* e *Pressure driven*, onde foi acionada por vazão e pressão, respectivamente (JANA, 2009), sendo escolhido o *Pressure driven* e exportado ao Aspen Plus *Dynamics*.

Na simulação dinâmica, adicionou-se controladores do tipo PIDIncr., de modo a realizar o controle da coluna de destilação, de maneira a garantir as especificações dos produtos na planta.

Entretanto, um ponto que deve ser discutido é a diferença entre o tipo de controle e a ação do controlador.

Segundo Kister (1990), o controle pode ser classificado como direto ou indireto, sendo que o direto o controlador de qualidade (composição ou temperatura) está

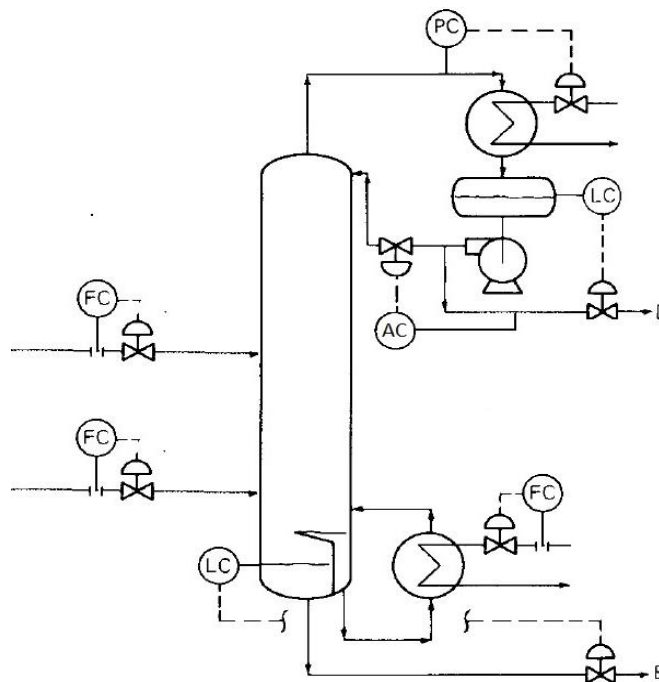
regulando as correntes de balanço material, ou seja, as correntes dos produtos. Enquanto é classificado como indireto o controle de qualidade (composição ou temperatura) esteja regulando as vazões de refluxo, de *boilup* ou condensação.

Enquanto a ação do controlador pode ser classificada como direta ou inversa, sendo que a ação direta um aumento gerado na variável controlada provoca um aumento na variável de processo, em contrapartida a ação do controlador é classificada como inversa se um aumento na variável manipulada provocar uma diminuição na variável de processo.

No Aspen Plus Dynamics foram realizadas seis estratégias de controle, conforme apresentado a seguir e podem ser vistos entre a Figura 6 e Figura 11.

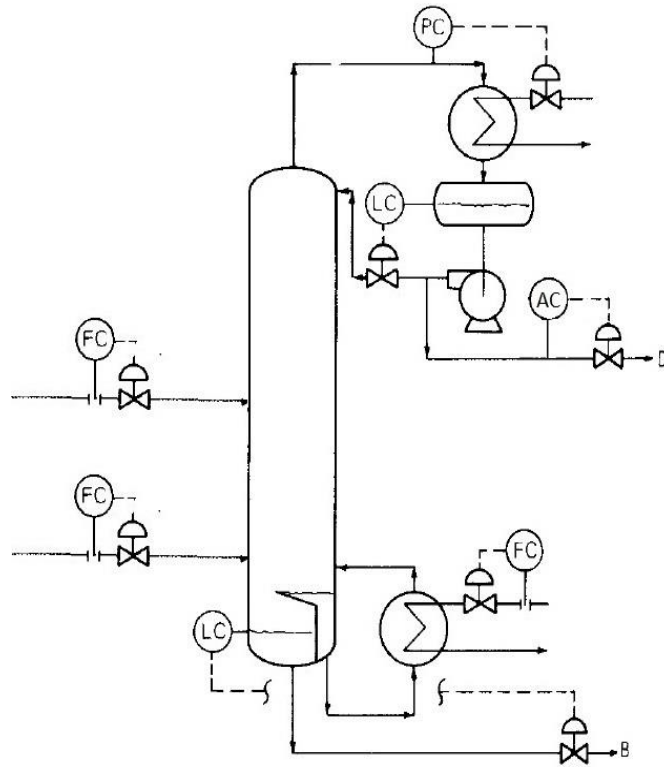
- Estratégia 1: Controle de composição indireto;
- Estratégia 2: Controle de composição direto;
- Estratégia 3: Controle duplo de composição atuando na vazão de destilado e carga térmica do *reboiler*;
- Estratégia 4: Controle duplo de composição atuando na vazão de refluxo e carga térmica do *reboiler*;
- Estratégia 5: Controle indireto de temperatura;
- Estratégia 6: Controle direto de temperatura.

Figura 6 Estratégia 1



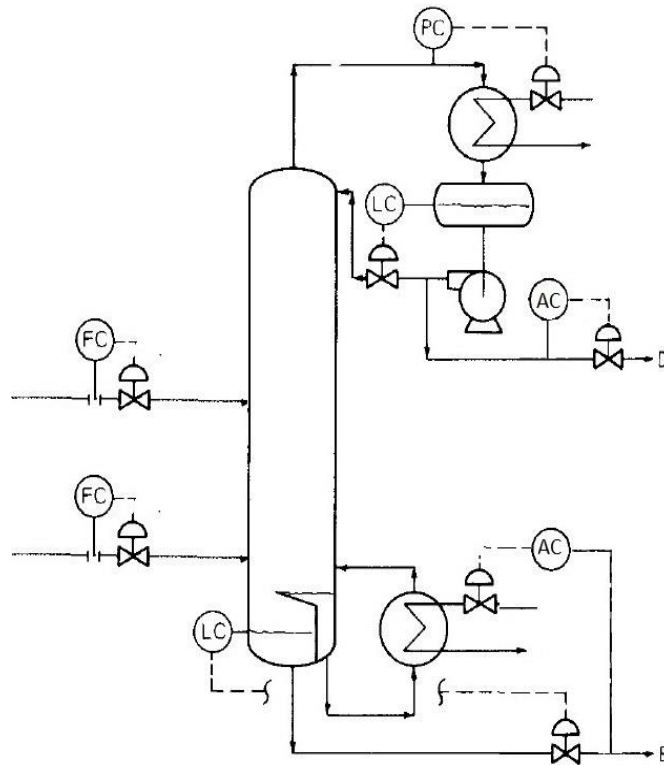
Fonte: Adaptado do Kister (1990)

Figura 7 Estratégia 2



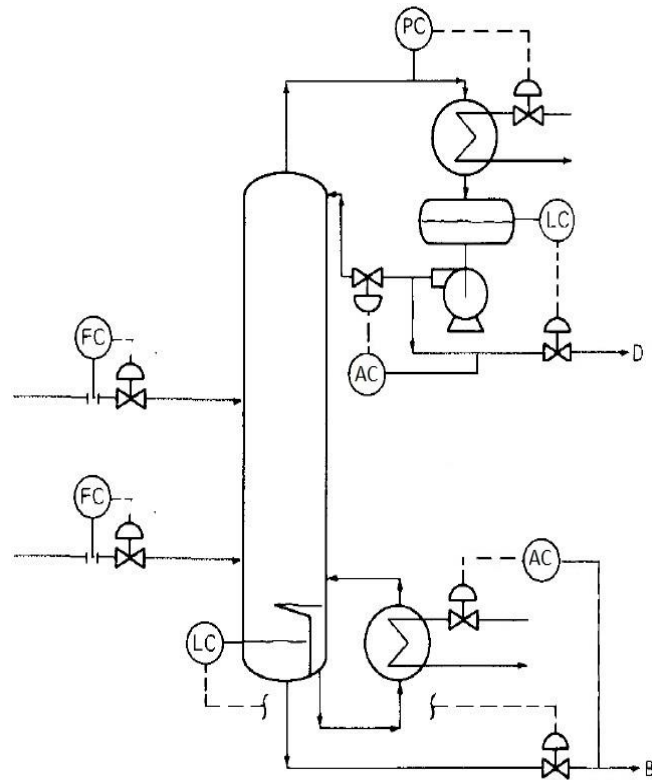
Fonte: Adaptado do Kister (1990)

Figura 8 Estratégia 3



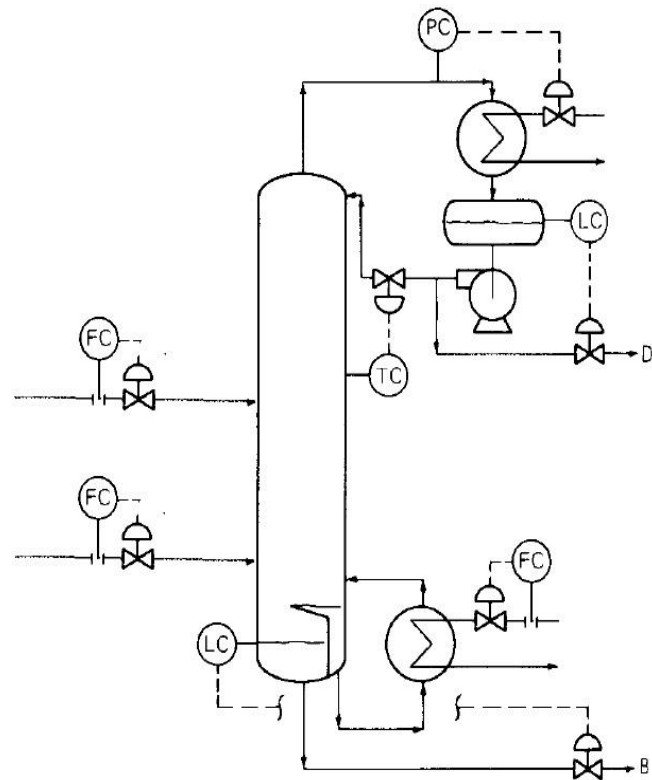
Fonte: Adaptado do Kister (1990)

Figura 9 Estratégia 4



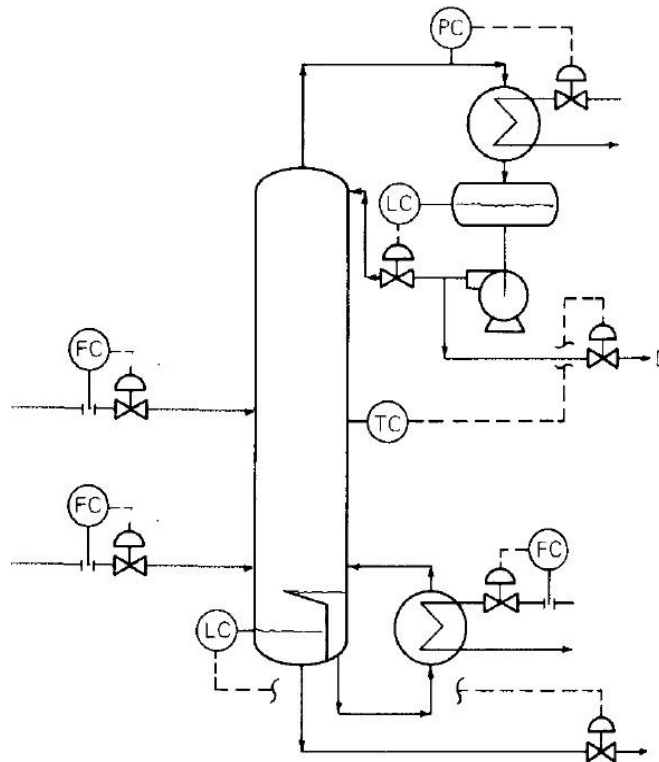
Fonte: Adaptado do Kister (1990)

Figura 10 Estratégia 5



Fonte: Adaptado do Kister (1990)

Figura 11 Estratégia 6



Fonte: Adaptado do Kister (1990)

3.5 IDENTIFICAÇÃO DO PROCESSO

3.5.1 Malha aberta

No controlador PIDInc. na janela *Tune*, foi selecionado o modo em malha aberta para as malhas de vazão, composição, pressão e temperatura e para isso selecionou o *Open loop*, no qual aplicou-se um degrau unitário de 1% na variável manipulada iniciou o teste ao clicar em *Start test* e aguardou-se até chegar ao novo estado estacionário onde finalizou-se clicando em *finish test* obtendo a característica do sistema, como o ganho do estado estacionário, a constante de tempo e o tempo morto.

3.5.2 Malha fechada

No controlador PIDInc. na janela *Tune*, foi selecionado o modo em malha fechada para a malha de nível, no qual é baseado no método de relés onde provoca oscilações controladas e foi utilizado uma amplitude de 1%, obtendo o ganho e o período último.

3.6 APLICAÇÃO DOS MÉTODOS DE SINTONIA

3.6.1 Malha aberta

Na janela *Tuning parameters* para os controladores de vazões e pressões utilizaram o tipo PI, enquanto para os controladores de temperatura e composição utilizaram o PID em que foi aplicado um estudo comparativo entre quatro métodos de sintonia, nos quais foram Ziegler-Nichols, Cohen-Coon, IMC e ITAE a partir do ganho do estado estacionário, constante de tempo e tempo morto obtidos a partir da identificação.

3.6.2 Malha fechada

Na janela *Tuning parameters* para o controlador de nível utilizou-se o tipo PI no qual foi aplicado um estudo comparativo entre dois métodos de sintonia para malha fechada, nos quais foram Ziegler-Nichols e Tyreus-Luyben, a partir do ganho e período último obtidos a partir da identificação.

4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1 REGRESSÃO DE DADOS EXPERIMENTAIS - EQUILÍBRIO LÍQUIDO-VAPOR

Conforme apresentado por SANTOS (2019), os modelos NRTL e UNIQUAC apresentaram resultados semelhantes para o sistema etanol-água em comparação com os dados do DECHEMA (1982) a 1 atm abs, no qual optou-se pela escolha do modelo NRTL para as simulações.

Sendo assim, de maneira a minimizar a diferença entre os dados experimentais e do simulador, optou-se por utilizar uma ferramenta de regressão de parâmetros no simulador Aspen Plus para o sistema binário etanol-água no modelo termodinâmico NRTL e em acréscimo a isso regrediu-se dados de pressão de vapor do etanol e da água obtidos de Orchilles et al. (2010) e Smith, Van Ness e Abbott (2007), respectivamente.

Tabela 14 Dados experimentais do Dechema de Equilíbrio Líquido-Vapor.

| T (°C) | x1 | y1 |
|--------|--------|--------|
| 100 | 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 | 0,145 | 0,4805 |
| 83,5 | 0,177 | 0,5095 |
| 80,59 | 0,4034 | 0,612 |
| 79,35 | 0,5733 | 0,6849 |
| 78,63 | 0,7152 | 0,7607 |
| 78,43 | 0,7715 | 0,7961 |
| 78,32 | 0,816 | 0,8246 |
| 78,31 | 0,818 | 0,8322 |
| 78,28 | 0,8386 | 0,845 |
| 78,24 | 0,878 | 0,8789 |
| 78,22 | 0,9167 | 0,9117 |
| 78,37 | 0,991 | 0,9892 |
| 78,46 | 1 | 1 |

Fonte: DECHEMA (1982) apresentado por Santos (2019)

Tabela 15 Pressão de vapor para etanol e água (Continua).

| Água | | Etanol | |
|-----------------|---------------------------|-----------------|---------------------------|
| Temperatura [K] | Pressão de vapor [Pa abs] | Temperatura [K] | Pressão de vapor [Pa abs] |
| 298,15 | 3166 | 325,48 | 33000 |
| 299,15 | 3360 | 326,03 | 33900 |
| 300,15 | 3564 | 326,48 | 34600 |
| 301,15 | 3778 | 326,93 | 35300 |
| 302,15 | 4004 | 327,33 | 36000 |
| 303,15 | 4241 | 327,80 | 36800 |
| 304,15 | 4491 | 328,26 | 37600 |
| 305,15 | 4753 | 328,73 | 38400 |
| 306,15 | 5029 | 329,18 | 39200 |
| 307,15 | 5318 | 329,62 | 40000 |
| 308,15 | 5622 | 330,11 | 40900 |
| 309,15 | 5940 | 330,62 | 41900 |
| 310,15 | 6274 | 331,16 | 42900 |
| 311,15 | 6624 | 331,66 | 43900 |
| 312,15 | 6991 | 332,17 | 44900 |
| 313,15 | 7375 | 332,68 | 45900 |
| 314,15 | 7777 | 333,15 | 46900 |
| 315,15 | 8198 | 333,86 | 48400 |
| 316,15 | 8639 | 334,55 | 49900 |
| 317,15 | 9100 | 335,17 | 51300 |
| 318,15 | 9580 | 335,84 | 52800 |
| 319,15 | 10090 | 336,28 | 53850 |
| 320,15 | 10610 | 336,81 | 55130 |
| 321,15 | 11160 | 337,31 | 56320 |
| 322,15 | 11740 | 337,86 | 57690 |
| 323,15 | 12340 | 338,32 | 58870 |
| 324,15 | 12960 | 338,97 | 60490 |
| 325,15 | 13610 | 339,47 | 61820 |
| 326,15 | 14290 | 339,99 | 63190 |
| 327,15 | 15000 | 340,47 | 64470 |
| 328,15 | 15740 | 340,82 | 65480 |
| 329,15 | 16510 | 341,18 | 66450 |
| 330,15 | 17310 | 341,68 | 67910 |
| 331,15 | 18150 | 342,01 | 68920 |
| 332,15 | 19020 | 342,53 | 70350 |
| 333,15 | 19920 | 343,05 | 71880 |
| 334,15 | 20860 | 343,54 | 73350 |
| 335,15 | 21840 | 343,97 | 74680 |
| 336,15 | 22860 | 344,41 | 76080 |
| 337,15 | 23910 | 344,93 | 77680 |
| 338,15 | 25010 | 345,30 | 78950 |
| 339,15 | 26150 | 345,77 | 80440 |
| 340,15 | 27330 | 346,17 | 81820 |

Tabela 15 Pressão de vapor para etanol e água (Continuação).

| Água | | Etanol | |
|-----------------|---------------------------|-----------------|---------------------------|
| Temperatura [K] | Pressão de vapor [Pa abs] | Temperatura [K] | Pressão de vapor [Pa abs] |
| 341,15 | 28560 | 346,75 | 83740 |
| 342,15 | 29840 | 347,17 | 85170 |
| 343,15 | 31160 | 347,51 | 86380 |
| 344,15 | 32530 | 347,91 | 87780 |
| 345,15 | 33960 | 348,29 | 89170 |
| 346,15 | 35430 | 348,62 | 90340 |
| 347,15 | 36960 | 349,03 | 91820 |
| 348,15 | 38550 | 349,36 | 93080 |
| 349,15 | 40190 | 349,67 | 94240 |
| 350,15 | 41890 | 350,05 | 95680 |
| 351,15 | 43650 | 350,44 | 97160 |
| 352,15 | 45470 | 350,82 | 98630 |
| 353,15 | 47360 | 351,17 | 100020 |
| 354,15 | 49310 | 351,51 | 101380 |
| 355,15 | 51330 | 351,76 | 102370 |
| 356,15 | 53420 | 352,07 | 103640 |
| 357,15 | 55570 | 352,45 | 105170 |
| 358,15 | 57800 | 352,79 | 106590 |
| 359,15 | 60110 | 353,15 | 108080 |
| 360,15 | 62490 | 353,50 | 109580 |
| 361,15 | 64950 | 353,79 | 110800 |
| 362,15 | 67490 | 354,14 | 112360 |
| 363,15 | 70110 | 354,46 | 113750 |
| 364,15 | 72810 | 354,82 | 115350 |
| 365,15 | 75610 | 355,15 | 116810 |
| 366,15 | 78490 | 355,51 | 118440 |
| 367,15 | 81460 | 355,85 | 120010 |
| 368,15 | 84530 | 356,22 | 121680 |
| 369,15 | 87690 | 356,54 | 123230 |
| 370,15 | 90940 | 356,81 | 124460 |
| 371,15 | 94300 | 357,16 | 126160 |
| 372,15 | 97760 | 357,48 | 127680 |
| 373,15 | 101330 | 357,89 | 129670 |
| 375,15 | 108780 | | |
| 377,15 | 116680 | | |
| 379,15 | 125040 | | |
| 381,15 | 133900 | | |
| 383,15 | 143270 | | |

Fonte: Orchilles et al. (2010) e Smith, Van Ness e Abbott (2007)

Tabela 16 Comparação entre dados do DECHEMA e do modelo NRTL com e sem regressão.

| NRTL – Sem regressão | | | | NRTL – Com regressão | | | |
|----------------------|--------|-----------------------------|-----------------------------|----------------------|--------|-----------------------------|-----------------------------|
| T (°C) | y1 | Módulo da Diferença de T | Módulo da Diferença de y | T (°C) | y1 | Módulo da Diferença de T | Módulo da Diferença de y |
| 100,02 | 0,0000 | 0,02 | 0,0000 | 100,00 | 0,0000 | 0,00 | 0,0000 |
| 98,46 | 0,0589 | 0,16 | 0,0103 | 98,66 | 0,0518 | 0,04 | 0,0032 |
| 97,96 | 0,0774 | 0,10 | 0,0022 | 98,20 | 0,0688 | 0,14 | 0,0064 |
| 95,69 | 0,1580 | 0,28 | 0,0138 | 96,01 | 0,1475 | 0,04 | 0,0033 |
| 92,81 | 0,2532 | 0,14 | 0,0103 | 92,98 | 0,2475 | 0,03 | 0,0046 |
| 87,40 | 0,4147 | 0,33 | 0,0162 | 87,21 | 0,4151 | 0,14 | 0,0166 |
| 85,94 | 0,4555 | 0,27 | 0,0042 | 85,79 | 0,4528 | 0,12 | 0,0015 |
| 84,63 | 0,4917 | 0,10 | 0,0105 | 84,61 | 0,4841 | 0,08 | 0,0029 |
| 84,34 | 0,4996 | 0,10 | 0,0191 | 84,36 | 0,4908 | 0,12 | 0,0103 |
| 83,43 | 0,5251 | 0,07 | 0,0156 | 83,56 | 0,5122 | 0,06 | 0,0027 |
| 80,48 | 0,6219 | 0,11 | 0,0099 | 80,62 | 0,6086 | 0,03 | 0,0034 |
| 79,26 | 0,6888 | 0,09 | 0,0039 | 79,22 | 0,6841 | 0,13 | 0,0008 |
| 78,54 | 0,7630 | 0,09 | 0,0023 | 78,44 | 0,7614 | 0,19 | 0,0007 |
| 78,34 | 0,7990 | 0,09 | 0,0029 | 78,24 | 0,7974 | 0,19 | 0,0013 |
| 78,23 | 0,8307 | 0,09 | 0,0061 | 78,14 | 0,8288 | 0,18 | 0,0042 |
| 78,23 | 0,8322 | 0,08 | 0,0000 | 78,14 | 0,8302 | 0,17 | 0,0020 |
| 78,19 | 0,8480 | 0,09 | 0,0030 | 78,11 | 0,8459 | 0,17 | 0,0009 |
| 78,16 | 0,8802 | 0,08 | 0,0013 | 78,08 | 0,8778 | 0,16 | 0,0011 |
| 78,16 | 0,9147 | 0,06 | 0,0030 | 78,11 | 0,9123 | 0,11 | 0,0006 |
| 78,28 | 0,9900 | 0,09 | 0,0008 | 78,31 | 0,9895 | 0,06 | 0,0003 |
| 78,31 | 1,0000 | 0,15 | 0,0000 | 78,35 | 1,0000 | 0,11 | 0,0000 |
| Desvio médio | | 0,12 | 0,0064 | - | | 0,11 | 0,0032 |
| Desvio máximo | | 0,33 | 0,0191 | - | | 0,19 | 0,0166 |

Fonte: Autoria própria (2019)

A Tabela 16 apresenta a comparação entre os dados experimentais de equilíbrio líquido-vapor em relação ao modelo termodinâmico NRTL com e sem regressão, onde os dados com regressão apresentou um desvio médio e desvio máximo menor em relação ao modelo padrão do Aspen Plus, onde é o sem regressão.

Após a regressão e a obtenção do menor desvio médio em relação aos dados experimentais, esperava-se que o sistema tivesse o melhor comportamento para o sistema etanol-água, onde ele já tinha apresentado um menor desvio para a pressão de 1 atm abs. Entretanto no simulador ao ser realizado testes para diversas pressões, conforme apresentado na Tabela 17 para o modelo NRTL com e sem regressão de parâmetros, percebeu-se que o sistema com regressão estava apresentando uma tendência inversa, em que com o aumento da pressão deveria diminuir a composição do azeótropo, devido a diminuição da volatilidade relativa, contudo com o aumento da

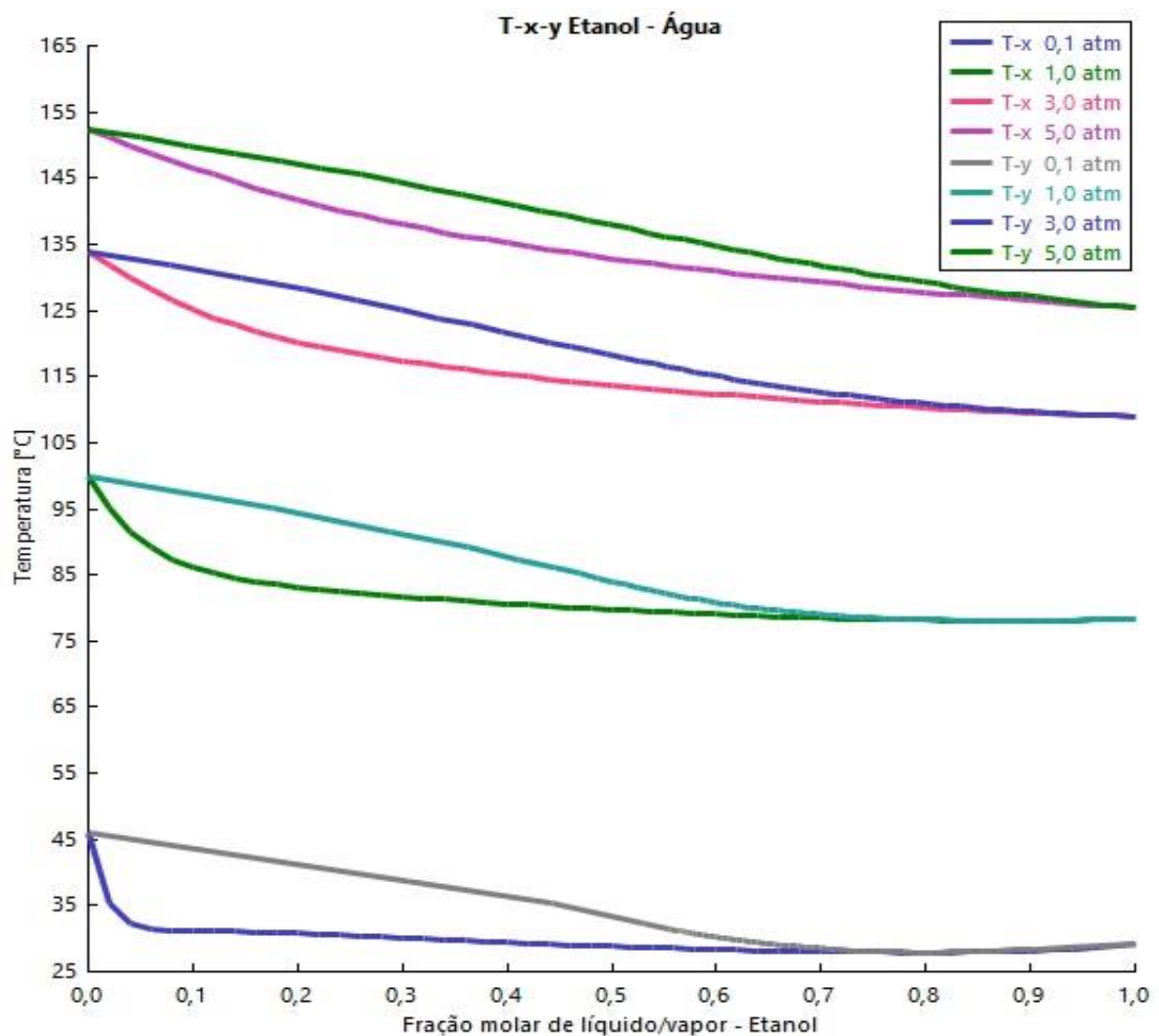
pressão a composição do azeótropo estava aumentando, nas quais com pressões mais altas não conseguiam mais prever o ponto azeotrópico.

Tabela 17 Comparação do ponto de azeotropia.

| Pressão [atm abs] | Com regressão | Sem regressão |
|----------------------|-------------------------------|---------------|
| | Composição molar do azeótropo | |
| 0,1 | 0,7973 | 0,9470 |
| 0,8 | 0,8508 | 0,9009 |
| 1,0 | 0,8768 | 0,8952 |
| 1,2 | 0,9057 | 0,8902 |
| 1,4 | 0,9378 | 0,8860 |
| 2,0 | Não prever azeotropia | 0,8756 |
| 3,0 | Não prever azeotropia | 0,8628 |
| 5,0 | Não prever azeotropia | 0,8459 |

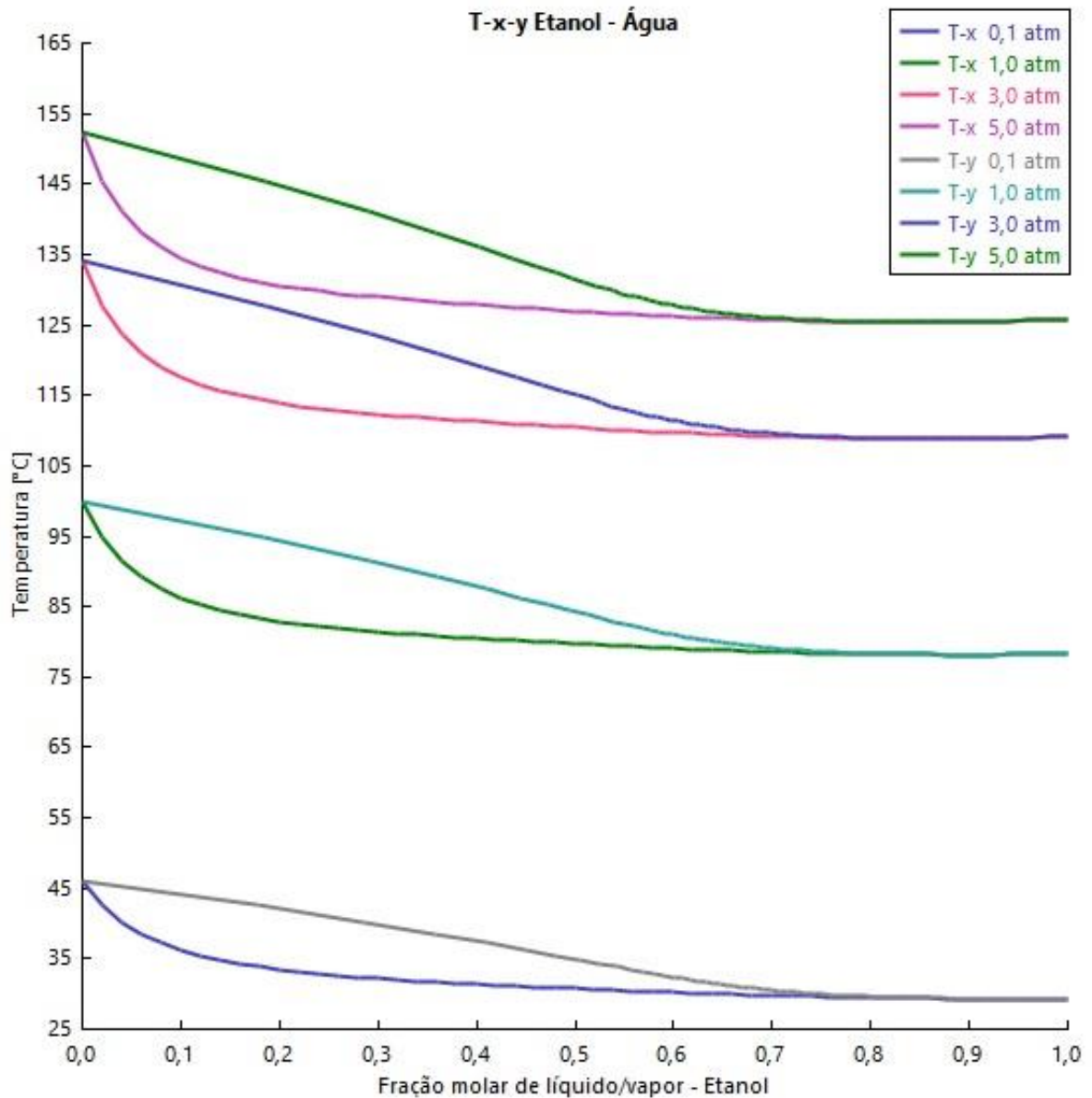
Fonte: Autoria própria (2019)

Figura 12 Diagrama T-x-y com regressão



Fonte: Aspen Plus (2019)

Figura 13 Diagrama T-x-y sem regressão



Fonte: Aspen Plus (2019)

Devido apresentação dessa tendência inversa estudou-se a possibilidade de regredir dados de equilíbrio líquido-vapor para diversas pressões, entretanto a partir de estudos alguns autores divergiram conforme foi apresentado na revisão de literatura, sendo assim optou-se por seleccionar apenas o modelo NRTL do simulador Aspen Plus conforme Santos (2019) executou no seu estudo e para uma maior análise a respeito de dados de equilíbrio líquido-vapor e modelo termodinâmico segue como recomendações para trabalhos futuros.

4.2 DESENVOLVIMENTO DO MODELO ESTACIONÁRIO NO ASPEN PLUS

Para o modelo estacionário foram realizados cinco dimensionamentos para variadas composições no topo, as quais foram 80%, 90%, 92,5%, 93,6% e 94,6% em massa de etanol no destilado, enquanto a composição de fundo foi mantida em 0,1% m/m de etanol para os cinco modelos.

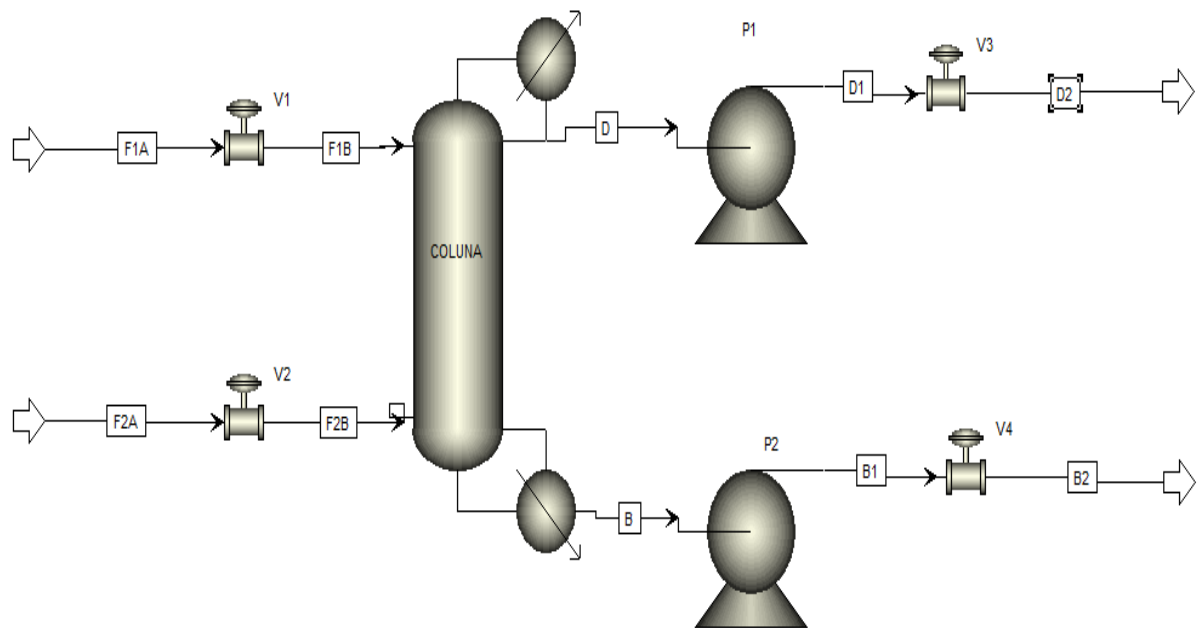
Contudo, os cinco modelos desenvolvidos foram para o estudo do melhor prato de controle, no qual analisou o perfil de temperatura em função da composição do destilado, enquanto para as estratégias de controle só foram utilizados as composições 92,5%, 93,6% e 94,6% em massa de etanol no topo.

Tabela 18 Resumo dos estágios de alimentações.

| XD = 80% | | XD = 90% | | XD = 92,5% | | XD = 93,6% | | XD = 94,6% | |
|------------------------|----|------------------------|----|------------------------|----|------------------------|----|------------------------|----|
| 18 Estágios reais | | 24 Estágios reais | | 33 Estágios reais | | 40 Estágios reais | | 80 Estágios reais | |
| Estágio de alimentação | | Estágio de alimentação | | Estágio de alimentação | | Estágio de alimentação | | Estágio de alimentação | |
| F1 | F2 | F1 | F2 | F1 | F2 | F1 | F2 | F1 | F2 |
| 8 | 7 | 15 | 14 | 27 | 26 | 34 | 33 | 73 | 73 |

Fonte: Autoria própria (2019)

Figura 14 Fluxograma do modelo estacionário



(F1= Vapor alcoólico; F2= Água alcoólica; D= Destilado; B= Fundo)

Fonte: Aspen Plus (2019)

A seguir são apresentados dados das colunas e correntes apenas para as composições de 92,5%, 93,6% e 94,6% em massa de etanol, devido essas serem as especificações para os estudos das estratégias de controle.

4.2.1 Composição de destilado de 92,5% m/m

Tabela 19 Resultados das entradas e saídas da coluna para 92,5% m/m

| | | F1B | F2B | D | B |
|--------------------------------|--------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| Vazão molar | Etanol | 147,380 | 3,554 | 150,704 | 0,229 |
| | Água | 565,323 | 51,499 | 31,247 | 585,575 |
| Fração molar | Etanol | 0,2068 | 0,0646 | 0,8283 | 0,0004 |
| | Água | 0,7932 | 0,9354 | 0,1717 | 0,9996 |
| Vazão mássica | Etanol | 6789,64 | 163,72 | 6942,80 | 10,56 |
| | Água | 10184,46 | 927,77 | 562,93 | 10549,30 |
| Fração mássica | Etanol | 0,4 | 0,15 | 0,925 | 0,001 |
| | Água | 0,6 | 0,85 | 0,075 | 0,999 |
| Vazão molar total [kmol/h] | | 712,70 | 55,05 | 181,95 | 585,80 |
| Vazão mássica total [kg/h] | | 16974,10 | 1091,49 | 7505,73 | 10559,86 |
| Temperatura [°C] | | 114,16 | 108,09 | 82,89 | 113,04 |
| Pressão [bar] | | 1,557463 | 1,551907 | 1,2159 | 1,590802 |
| Fração de vapor | | 1 | 0 | 0 | 0 |
| Fração de líquido | | 0 | 1 | 1 | 1 |
| Entalpia [cal/mol] | | -56526,94 | -66557,42 | -64840,73 | -66642,34 |
| Densidade [kg/m ³] | | 1,1519 | 871,3252 | 740,7575 | 904,0797 |
| Massa molar média [kg/kmol] | | 23,81651 | 19,82626 | 41,25124 | 18,02626 |

Fonte: Aspen Plus (2019)

Tabela 20 Dados da coluna de destilação para composição de 92,5% m/m

| Coluna de destilação | | | Condensador | | |
|----------------------------|----------|---------|------------------------|---------------------|-------------|
| Item | Valor | Unidade | Tipo do condensador | Total | - |
| Nº de estágios | 33 | - | Pressão do condensador | 1,2 | atm |
| Razão de refluxo | 4,6 | - | Temperatura | 82,89 | °C |
| Vazão mássica do destilado | 7505,734 | kg/h | Carga térmica | - | cal/s |
| Vazão de refluxo | 34539,31 | kg/h | <i>Reboiler</i> | | |
| Diâmetro | 2,6 | m | Tipo do reboiler | Kettle | |
| Fator de inundação | 0,581 | - | Carga térmica | 745335,6 | cal/s |
| Estágio de alimentação | F1B | 27 | - | Pressão no reboiler | 1,57 atm |
| | F2B | 26 | - | Temperatura | 113,0396 °C |

Fonte: Aspen Plus (2019)

4.2.2 Composição de destilado de 93,6% m/m

Tabela 21 Resultados das entradas e saídas da coluna para 93,6% m/m

| | | F1B | F2B | D | B |
|----------------------------|--------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| Vazão molar | Etanol | 147,380 | 3,554 | 150,702 | 0,231 |
| | Água | 565,323 | 51,499 | 26,351 | 590,472 |
| Fração molar | Etanol | 0,2068 | 0,0646 | 0,8512 | 0,0003913 |
| | Água | 0,7932 | 0,9355 | 0,1488 | 0,99961 |
| Vazão mássica | Etanol | 6789,64 | 163,7235 | 6942,715 | 10,6482 |
| | Água | 10184,46 | 927,7665 | 474,7156 | 10637,51 |
| Fração mássica | Etanol | 0,4 | 0,15 | 0,936 | 0,001 |
| | Água | 0,6 | 0,85 | 0,064 | 0,999 |
| Vazão molar total [kmol/h] | | 712,7031 | 55,05274 | 177,0531 | 590,7027 |
| Vazão mássica total [kg/h] | | 16974,1 | 1091,49 | 7417,431 | 10648,16 |
| Temperatura [°C] | | 114,1566 | 108,0915 | 82,85794 | 113,7158 |
| Pressão [bar] | | 1,593751 | 1,588276 | 1,2159 | 1,626601 |
| Fração de vapor | | 1 | 0 | 0 | 0 |
| Fração de líquido | | 0 | 1 | 1 | 1 |
| Entalpia [cal/mol] | | -56526,94 | -66557,42 | -64777,06 | -66628,85 |
| Densidade [kg/m³] | | 1,1787 | 871,3252 | 738,8442 | 903,3485 |
| Massa molar média | | 23,81651 | 19,82626 | 41,89381 | 18,02626 |

Fonte: Aspen Plus (2019)

Tabela 22 Dados da coluna de destilação para composição de 93,6% m/m

| Coluna de destilação | | | Condensador | | |
|----------------------------|----------|---------|----------------------------|----------|-------|
| Item | Valor | Unidade | Tipo do condensador | Total | - |
| N° de estágios | 40 | - | Pressão do condensador | 1,2 | atm |
| Razão de refluxo | 4,43 | - | Temperatura | 82,86 | °C |
| Vazão mássica do destilado | 7417,431 | kg/h | Carga térmica | - | cal/s |
| Vazão de refluxo | 32840,45 | kg/h | <i>Reboiler</i> | | |
| Diâmetro | 2,5 | m | Tipo do <i>reboiler</i> | Kettle | |
| Fator de inundação | 0,5965 | - | Carga térmica | 592375,9 | cal/s |
| Estágio de alimentação | F1B | 34 | Pressão no <i>reboiler</i> | 1,6053 | atm |
| | F2B | 33 | Temperatura | 113,72 | °C |

Fonte: Aspen Plus (2019)

4.2.3 Composição de destilado de 94,6% m/m

Tabela 23 Resultados das entradas e saídas da coluna para 94,6% m/m

| | | F1B | F2B | D | B |
|-----------------------------|--------|----------|----------|----------|----------|
| Vazão molar | Etanol | 147,3797 | 3,553873 | 150,7007 | 0,232839 |
| | Água | 565,3234 | 51,49887 | 21,99814 | 594,8242 |
| Fração molar | Etanol | 0,20679 | 0,064554 | 0,872621 | 0,000391 |
| | Água | 0,79321 | 0,935446 | 0,127379 | 0,999609 |
| Vazão mássica | Etanol | 6789,64 | 163,7235 | 6942,637 | 10,72665 |
| | Água | 10184,46 | 927,7665 | 396,3027 | 10715,92 |
| Fração mássica | Etanol | 0,4 | 0,15 | 0,946 | 0,001 |
| | Água | 0,6 | 0,85 | 0,054 | 0,999 |
| Vazão molar total [kmol/h] | | 712,7031 | 55,05274 | 172,6989 | 595,057 |
| Vazão mássica total [kg/h] | | 16974,1 | 1091,49 | 7338,94 | 10726,65 |
| Temperatura [°C] | | 114,1566 | 108,0915 | 82,84163 | 117,7004 |
| Pressão [bar] | | 1,812379 | 1,812379 | 1,2159 | 1,851208 |
| Fração de vapor | | 1 | 0 | 0 | 0 |
| Fração de líquido | | 0 | 1 | 1 | 1 |
| Entalpia [cal/mol] | | -56526,9 | -66557,4 | -64717,5 | -66548,9 |
| Densidade [kg/m³] | | 1,340 | 871,325 | 737,092 | 899,024 |
| Massa molar média [kg/kmol] | | 23,81651 | 19,82626 | 42,49559 | 18,02626 |

Fonte: Aspen Plus (2019)

Tabela 24 Dados da coluna de destilação para composição de 94,6% m/m

| Coluna de destilação | | | Condensador | | |
|----------------------------|----------|---------|-------------------------|----------------------------|-----------|
| Item | Valor | Unidade | Tipo do condensador | Total | - |
| N° de estágios | 80 | - | Pressão do condensador | 1,2 | atm |
| Razão de refluxo | 5,08 | - | Temperatura | 82,84 | °C |
| Vazão mássica do destilado | 7338,94 | kg/h | Carga térmica | - | cal/s |
| | | | | 2732534 | |
| Vazão de refluxo | 37317,19 | kg/h | <i>Reboiler</i> | | |
| Diâmetro | 2,65 | m | Tipo do <i>reboiler</i> | Kettle | |
| Fator de inundação | 0,591 | - | Carga térmica | 836442,3 | cal/s |
| Estágio de alimentação | F1B | 73 | - | Pressão no <i>reboiler</i> | 1,827 atm |
| | F2B | 73 | - | Temperatura | 117,7 °C |

Fonte: Aspen Plus (2019)

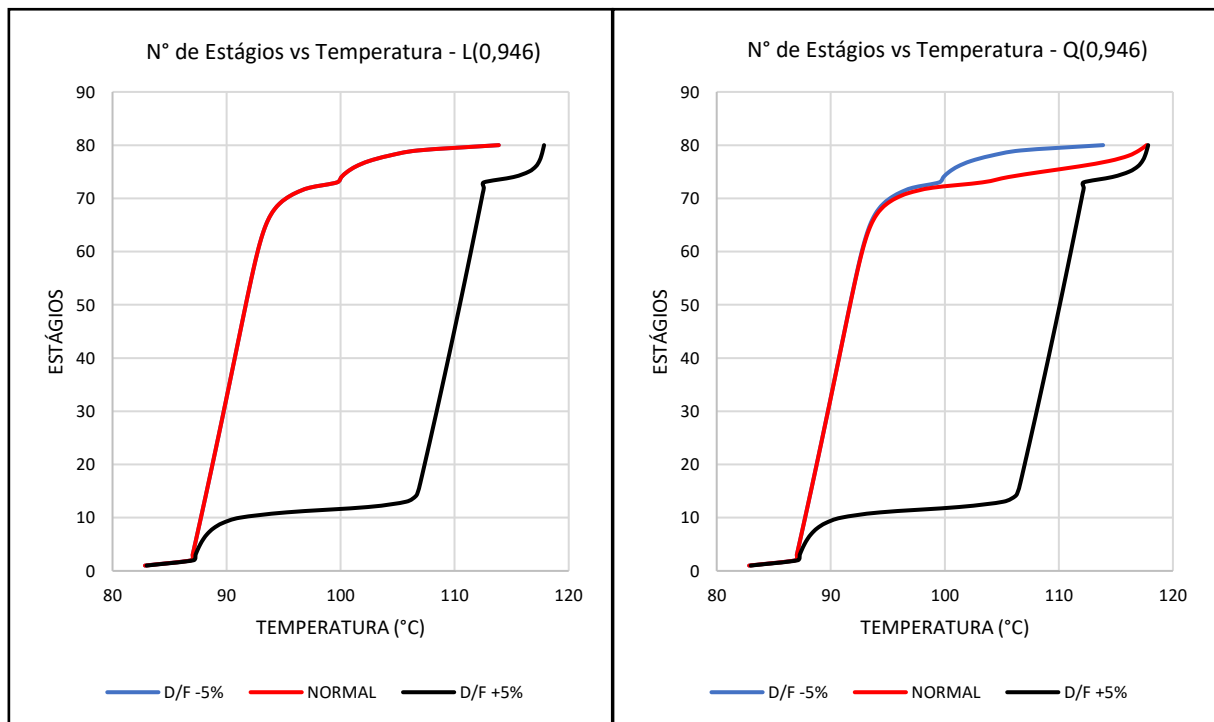
4.3 ESTUDO DO MELHOR PRATO PARA CONTROLE

A utilização da temperatura é um meio indireto muito utilizado como substituto para a análise de composição devido ao seu baixo custo e um meio muito popular. Portanto, torna-se necessário a seleção correta do melhor prato para controle de temperatura, de modo que a concentração dos principais produtos seja mantida especificada.

Sendo assim, fez-se um estudo baseado em dois métodos para seleção do melhor prato, onde é o de Tolliver e McCune (apud Kister, 1990) e o método de inclinação dos pratos proposto por Luyben (2013), sendo que o Tolliver e McCune realiza um estudo de sensibilidade a partir do perfil de temperatura com variações de $\pm 5\%$ na vazão de destilado mantendo a vazão de refluxo ou a carga térmica do refeedor constante, enquanto que o proposto por Luyben é calculado a diferença entre dois pratos seguintes por toda coluna.

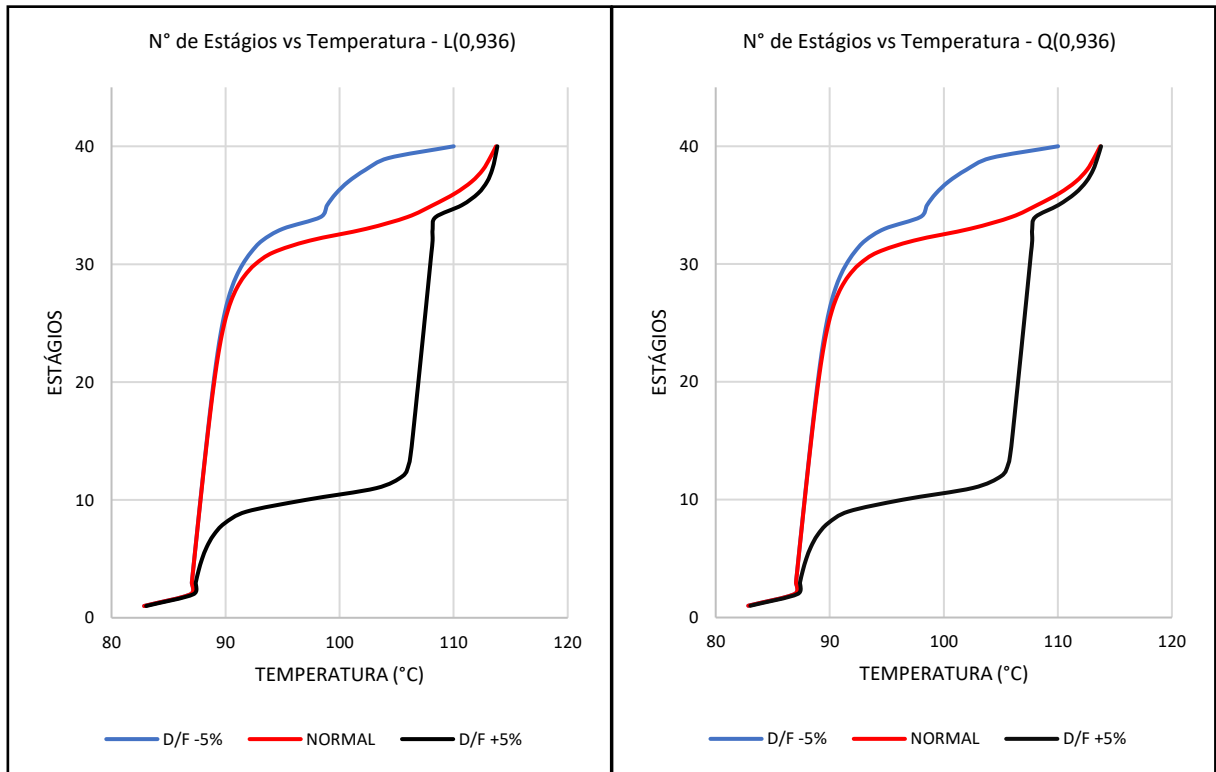
Os resultados para o método de Tolliver e McCune são mostrados entre a Figura 15 e Figura 19.

Figura 15 Estudo do prato sensível para composição de 94,6% m/m



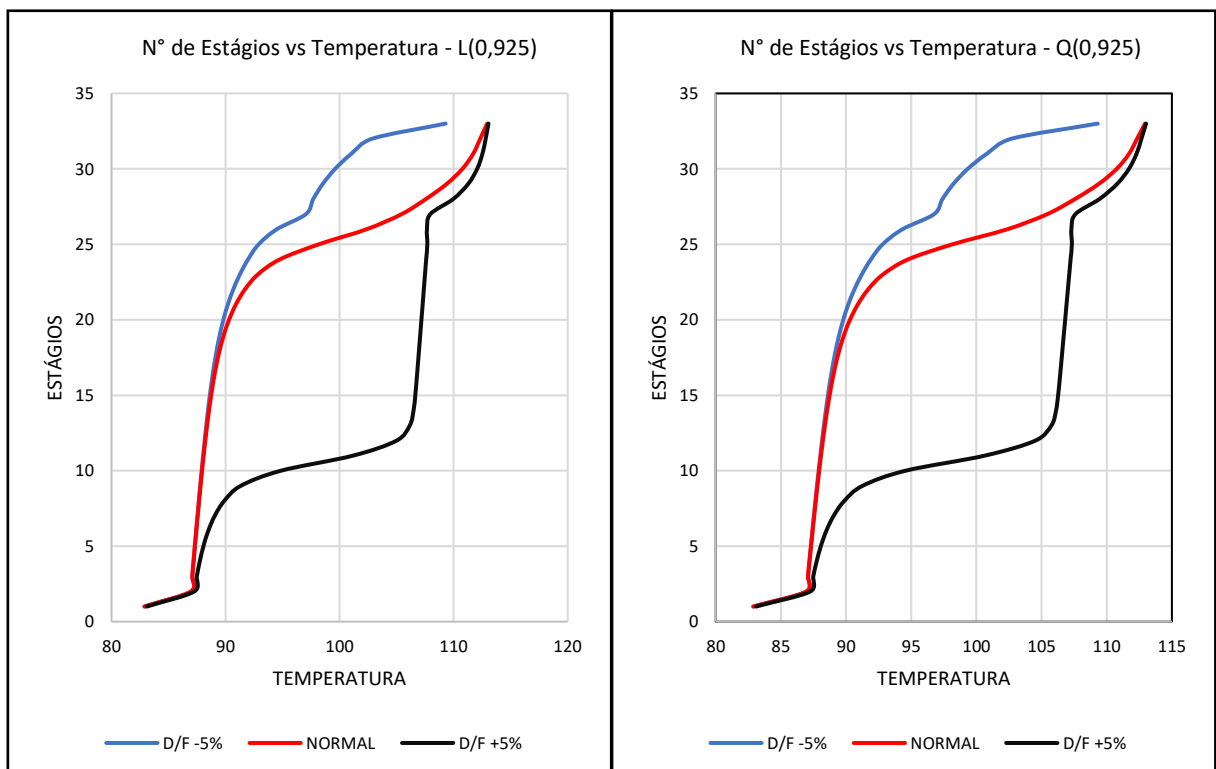
Fonte: Autoria própria (2019)

Figura 16 Estudo do prato sensível para composição de 93,6% m/m



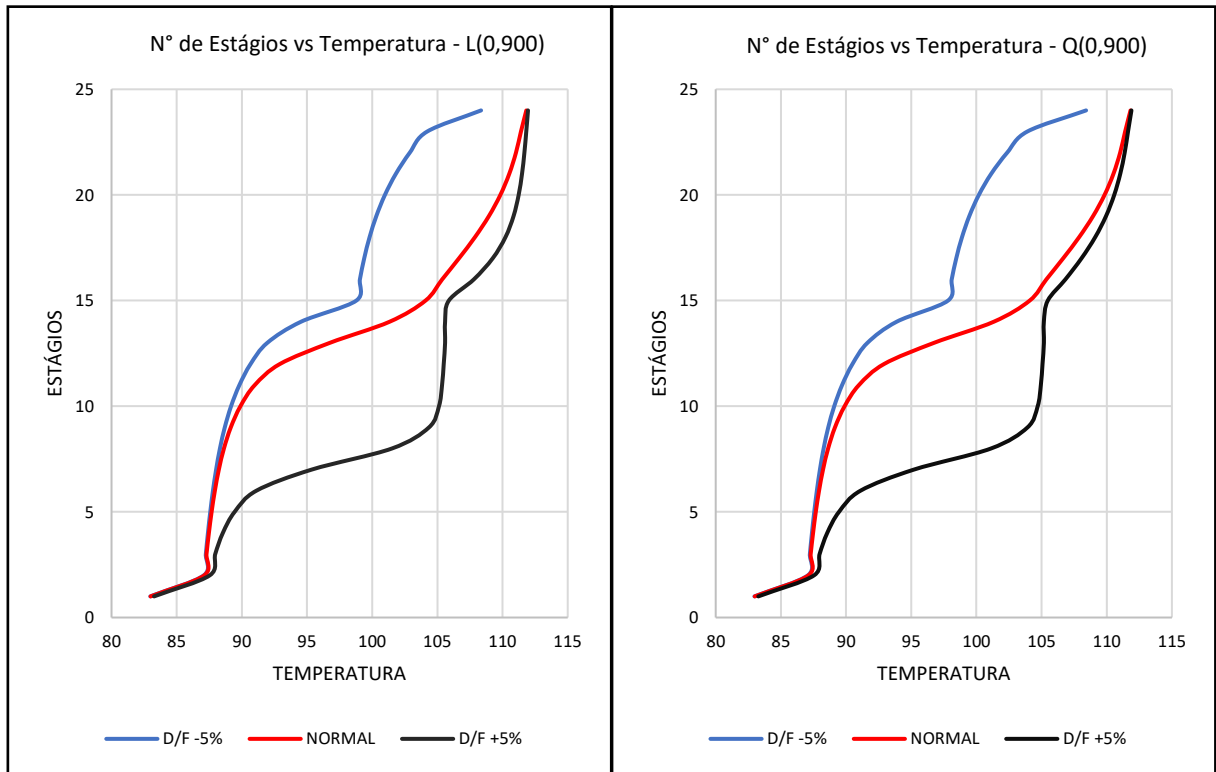
Fonte: Autoria própria (2019)

Figura 17 Estudo do prato sensível para composição de 92,5% m/m



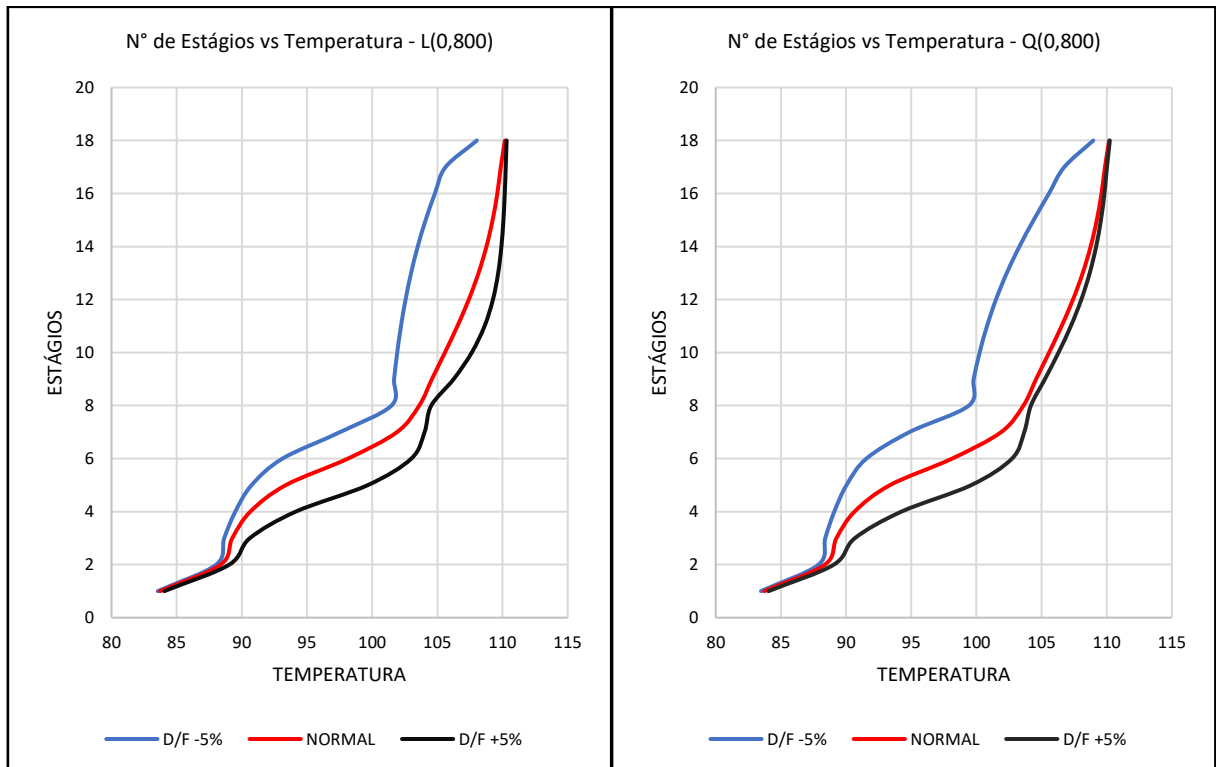
Fonte: Autoria própria (2019)

Figura 18 Estudo do prato sensível para composição de 90% m/m



Fonte: Autoria própria (2019)

Figura 19 Estudo do prato sensível para composição de 80% m/m



Fonte: Autoria própria (2019)

Tabela 25 Resultado do melhor prato para controle baseado no método de inclinação dos pratos para composição de 94,6% m/m

| 94,6% m/m | | | | | |
|-----------|------------------|-------------------------|---------|------------------|-------------------------|
| Estágio | Temperatura [°C] | Dif $T_{NT+1} - T_{NT}$ | Estágio | Temperatura [°C] | Dif $T_{NT+1} - T_{NT}$ |
| 1 | 82,8416 | - | 41 | 90,8226 | 0,0964 |
| 2 | 86,9189 | 0,1052 | 42 | 90,9190 | 0,0964 |
| 3 | 87,0241 | 0,1049 | 43 | 91,0154 | 0,0965 |
| 4 | 87,1290 | 0,1046 | 44 | 91,1119 | 0,0966 |
| 5 | 87,2336 | 0,1043 | 45 | 91,2085 | 0,0967 |
| 6 | 87,3379 | 0,1040 | 46 | 91,3052 | 0,0969 |
| 7 | 87,4418 | 0,1037 | 47 | 91,4021 | 0,0972 |
| 8 | 87,5455 | 0,1034 | 48 | 91,4993 | 0,0976 |
| 9 | 87,6489 | 0,1031 | 49 | 91,5969 | 0,0981 |
| 10 | 87,7519 | 0,1028 | 50 | 91,6950 | 0,0987 |
| 11 | 87,8547 | 0,1025 | 51 | 91,7937 | 0,0994 |
| 12 | 87,9572 | 0,1022 | 52 | 91,8931 | 0,1004 |
| 13 | 88,0594 | 0,1019 | 53 | 91,9935 | 0,1016 |
| 14 | 88,1613 | 0,1016 | 54 | 92,0951 | 0,1031 |
| 15 | 88,2629 | 0,1014 | 55 | 92,1982 | 0,1050 |
| 16 | 88,3643 | 0,1011 | 56 | 92,3032 | 0,1074 |
| 17 | 88,4653 | 0,1008 | 57 | 92,4106 | 0,1105 |
| 18 | 88,5662 | 0,1005 | 58 | 92,5211 | 0,1145 |
| 19 | 88,6667 | 0,1003 | 59 | 92,6355 | 0,1197 |
| 20 | 88,7670 | 0,1000 | 60 | 92,7552 | 0,1266 |
| 21 | 88,8670 | 0,0998 | 61 | 92,8818 | 0,1359 |
| 22 | 88,9667 | 0,0995 | 62 | 93,0177 | 0,1486 |
| 23 | 89,0662 | 0,0993 | 63 | 93,1663 | 0,1664 |
| 24 | 89,1655 | 0,0990 | 64 | 93,3327 | 0,1921 |
| 25 | 89,2645 | 0,0988 | 65 | 93,5248 | 0,2300 |
| 26 | 89,3633 | 0,0986 | 66 | 93,7548 | 0,2874 |
| 27 | 89,4618 | 0,0983 | 67 | 94,0422 | 0,3772 |
| 28 | 89,5602 | 0,0981 | 68 | 94,4194 | 0,5201 |
| 29 | 89,6583 | 0,0979 | 69 | 94,9395 | 0,7501 |
| 30 | 89,7562 | 0,0977 | 70 | 95,6896 | 1,1462 |
| 31 | 89,8539 | 0,0975 | 71 | 96,8358 | 2,0955 |
| 32 | 89,9514 | 0,0973 | 72 | 98,9312 | 4,3591 |
| 33 | 90,0487 | 0,0972 | 73 | 103,2903 | 2,2783 |
| 34 | 90,1459 | 0,0970 | 74 | 105,5686 | 2,9888 |
| 35 | 90,2429 | 0,0969 | 75 | 108,5575 | 3,1989 |
| 36 | 90,3398 | 0,0967 | 76 | 111,7564 | 2,6332 |
| 37 | 90,4365 | 0,0966 | 77 | 114,3896 | 1,7047 |
| 38 | 90,5332 | 0,0965 | 78 | 116,0942 | 0,9467 |
| 39 | 90,6297 | 0,0965 | 79 | 117,0410 | 0,6592 |
| 40 | 90,7262 | 0,0964 | 80 | 117,7002 | - |

Fonte: Autoria própria (2019)

Tabela 26 Resultado do melhor prato para controle baseado no método de inclinação dos pratos para composições de 93,6%, 92,5%, 90% e 80% m/m

| Estágio | 93,6% m/m | | 92,5% m/m | | 90% m/m | | 80% m/m | |
|---------|------------|--------------------------|------------|--------------------------|------------|--------------------------|------------|--------------------------|
| | Temp. [°C] | Dif. $T_{NT+1} - T_{NT}$ | Temp. [°C] | Dif. $T_{NT+1} - T_{NT}$ | Temp. [°C] | Dif. $T_{NT+1} - T_{NT}$ | Temp. [°C] | Dif. $T_{NT+1} - T_{NT}$ |
| 1 | 82,8579 | - | 82,8883 | - | 82,9964 | - | 83,7289 | - |
| 2 | 86,9367 | 0,1077 | 86,9716 | 0,1137 | 87,1221 | 0,1641 | 88,3751 | 0,8897 |
| 3 | 87,0444 | 0,1078 | 87,0852 | 0,1150 | 87,2862 | 0,1832 | 89,2648 | 1,3865 |
| 4 | 87,1522 | 0,1080 | 87,2003 | 0,1167 | 87,4695 | 0,2099 | 90,6513 | 2,7202 |
| 5 | 87,2602 | 0,1082 | 87,3169 | 0,1187 | 87,6794 | 0,2483 | 93,3714 | 4,7627 |
| 6 | 87,3684 | 0,1085 | 87,4356 | 0,1211 | 87,9277 | 0,3052 | 98,1341 | 3,7686 |
| 7 | 87,4769 | 0,1089 | 87,5567 | 0,1241 | 88,2329 | 0,3917 | 101,9027 | 1,7050 |
| 8 | 87,5858 | 0,1094 | 87,6808 | 0,1279 | 88,6246 | 0,5260 | 103,6077 | 0,9741 |
| 9 | 87,6952 | 0,1100 | 87,8087 | 0,1326 | 89,1506 | 0,7377 | 104,5818 | 0,9957 |
| 10 | 87,8052 | 0,1107 | 87,9413 | 0,1387 | 89,8883 | 1,0972 | 105,5775 | 0,9610 |
| 11 | 87,9159 | 0,1117 | 88,0800 | 0,1464 | 90,9855 | 1,9341 | 106,5384 | 0,8729 |
| 12 | 88,0276 | 0,1128 | 88,2264 | 0,1565 | 92,9196 | 3,8278 | 107,4113 | 0,7476 |
| 13 | 88,1404 | 0,1143 | 88,3829 | 0,1698 | 96,7474 | 4,5955 | 108,1589 | 0,6078 |
| 14 | 88,2547 | 0,1161 | 88,5527 | 0,1876 | 101,3429 | 2,7507 | 108,7667 | 0,4738 |
| 15 | 88,3708 | 0,1185 | 88,7403 | 0,2119 | 104,0936 | 1,2718 | 109,2405 | 0,3586 |
| 16 | 88,4892 | 0,1214 | 88,9522 | 0,2454 | 105,3654 | 1,2935 | 109,5992 | 0,2669 |
| 17 | 88,6106 | 0,1252 | 89,1976 | 0,2923 | 106,6589 | 1,2231 | 109,8661 | 0,3201 |
| 18 | 88,7358 | 0,1301 | 89,4898 | 0,3589 | 107,8820 | 1,0729 | 110,1861 | - |
| 19 | 88,8659 | 0,1365 | 89,8487 | 0,4541 | 108,9549 | 0,8792 | | |
| 20 | 89,0025 | 0,1451 | 90,3028 | 0,5907 | 109,8341 | 0,6833 | | |
| 21 | 89,1476 | 0,1567 | 90,8935 | 0,7930 | 110,5174 | 0,5137 | | |
| 22 | 89,3043 | 0,1728 | 91,6865 | 1,1431 | 111,0311 | 0,3818 | | |
| 23 | 89,4772 | 0,1955 | 92,8296 | 1,9271 | 111,4129 | 0,4148 | | |
| 24 | 89,6727 | 0,2284 | 94,7567 | 3,4119 | 111,8276 | - | | |
| 25 | 89,9011 | 0,2774 | 98,1686 | 4,2088 | | | | |
| 26 | 90,1785 | 0,3523 | 102,3774 | 3,0573 | | | | |
| 27 | 90,5308 | 0,4692 | 105,4346 | 2,1300 | | | | |
| 28 | 91,0000 | 0,6544 | 107,5646 | 1,8247 | | | | |
| 29 | 91,6544 | 0,9583 | 109,3893 | 1,3779 | | | | |
| 30 | 92,6127 | 1,5822 | 110,7672 | 0,9474 | | | | |
| 31 | 94,1949 | 3,2056 | 111,7146 | 0,6197 | | | | |
| 32 | 97,4005 | 4,9312 | 112,3344 | 0,6100 | | | | |
| 33 | 102,3317 | 3,6187 | 112,9443 | - | | | | |
| 34 | 105,9505 | 2,2175 | | | | | | |
| 35 | 108,1680 | 1,9438 | | | | | | |
| 36 | 110,1118 | 1,4639 | | | | | | |
| 37 | 111,5756 | 0,9831 | | | | | | |
| 38 | 112,5588 | 0,6214 | | | | | | |
| 39 | 113,1801 | 0,5357 | | | | | | |
| 40 | 113,7158 | - | | | | | | |

Fonte: Autoria própria (2019)

Tabela 27 Resumo da seleção do melhor prato de controle

| Método | Seção | XD 0,80 | | XD 0,90 | | XD 0,925 | | XD 0,936 | | XD 0,946 | |
|--|-------------|---------|---|---------|----|----------|----|----------|----|----------|----|
| | | L | Q | L | Q | L | Q | L | Q | L | Q |
| Tolliver e McCune (apud KISTER, 1990) | Retificação | 6 | 6 | 13 | 13 | 25 | 25 | 32 | 32 | 51 | 72 |
| | Esgotamento | 9 | 7 | 14 | 14 | 26 | 26 | 33 | 33 | 75 | 75 |
| Método da Inclinação dos Pratos, proposto por Luyben (2013). | Retificação | 5 | | 13 | | 25 | | 32 | | 72 | |
| | Esgotamento | 7 | | 14 | | 26 | | 33 | | 75 | |

Fonte: Autoria própria (2019)

De acordo como apresentado na Tabela 27, pôde-se perceber a similaridade entre os resultados obtidos pelo método da inclinação dos pratos e o de Tolliver e McCune, onde o método de inclinação dos pratos sendo o modelo simples apresentou resultados satisfatórios em comparação ao de Tolliver e McCune.

O método proposto por Tolliver e McCune para a composição de 94,6% m/m não foi atendido as premissas de serem simétricos e ter maior espaçamento entre -5% e o +5% para vazão de refluxo constante, enquanto para a carga térmica constante apresentou o estágio 75 como prato ótimo. Entretanto Kister (1990) destaca que deve-se ter cuidado com a seleção do prato ótimo na seção de esgotamento quando o produto de interesse é no topo.

Além disso, pôde ser visto entre as Figuras 17 e 21 o comportamento do perfil de temperatura em função da composição de destilado, sendo que para composições mais altas os pratos possuem pouca sensibilidade as mudanças, tornando assim difícil a seleção do melhor prato e conseqüentemente difícil o controle.

Entretanto, a seleção do melhor prato de controle para este trabalho foi no primeiro estágio superior a alimentação, onde apresentou maior diferença entre temperaturas e conseqüentemente maior volatilidade relativa, onde este, em paralelo com uma boa sintonização dos controladores PID conseguiu apresentar resultados satisfatórios para o controle por temperatura conforme dados a seguir.

4.4 ASPEN PLUS *DYNAMICS*

No Aspen Plus Dynamics foi realizado a identificação das malhas para as seis estratégias de controle, no qual os parâmetros da resposta dinâmica do processo, bem como os parâmetros dos controladores PID encontram-se nos apêndices.

A resposta dinâmica em malha aberta foi obtida a partir do degrau unitário na variável manipulada, enquanto para malha fechada foi usado a partir do método de

relés, onde realizou-se oscilações controladas na variável manipulada. E a partir disso foi obtido os parâmetros dos controladores PID em malha aberta a partir dos métodos de sintonia de Ziegler-Nichols, Cohen-Coon, IMC e ITAE e para malha fechada baseadas nos métodos de sintonia de Ziegler-Nichos e Tyreus-Luyben.

Após a obtenção dos parâmetros de sintonia, foi executado seis estratégias de controle para uma coluna de destilação, de maneira a obter etanol hidratado. Nesse trabalho, foi executado para as composições de 92,5%, 93,6% e 94,6% em massa de etanol, onde representam a mínima, média e máxima composição de etanol hidratado, conforme ANP.

Foram executados nas estratégias de controle, testes gerando perturbações nas vazões e composições das alimentações, sendo que no primeiro momento só foi executado um degrau na vazão de uma alimentação de modo a verificar qual método de sintonia apresentou a melhor resposta em relação a *overshoot* e estabilização da composição de topo, onde esse é o produto de interesse.

Após a obtenção do melhor método de sintonia para cada estratégia foi executado testes com esse método variando a vazão de alimentações e composições para as seis estratégias de controle.

4.4.1 Distúrbio na vazão de alimentação (F1)

Nesse primeiro momento, foram realizados perturbações na carga F1 conforme Tabela 28, no qual foi possível analisar o comportamento da dinâmica e assim verificar qual o melhor método de sintonia para as malhas de controle. Visto que, o controle de composição é o que apresenta maior interesse, então serão analisados com maiores detalhes nos resultados e discussões, enquanto as outras malhas tais como, pressão da coluna, nível do refluxo e do *sump* serão apresentados os parâmetros e resultados dos controles nos apêndices.

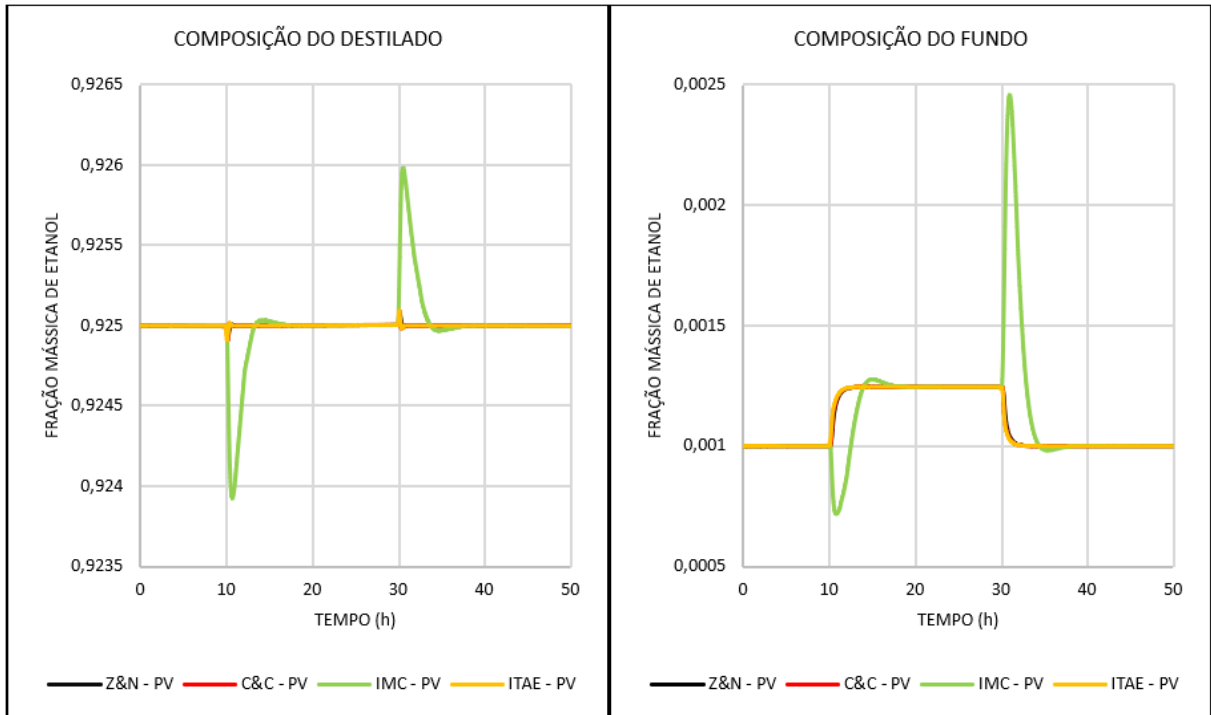
Tabela 28 Perturbações na corrente de alimentação (F1).

| Tempo | Variável | F1 | Unidade |
|-------|----------|---------|---------|
| 10h | Vazão | 17500 | kg/h |
| 30h | Vazão | 16974,1 | kg/h |

Fonte: Autoria própria (2019)

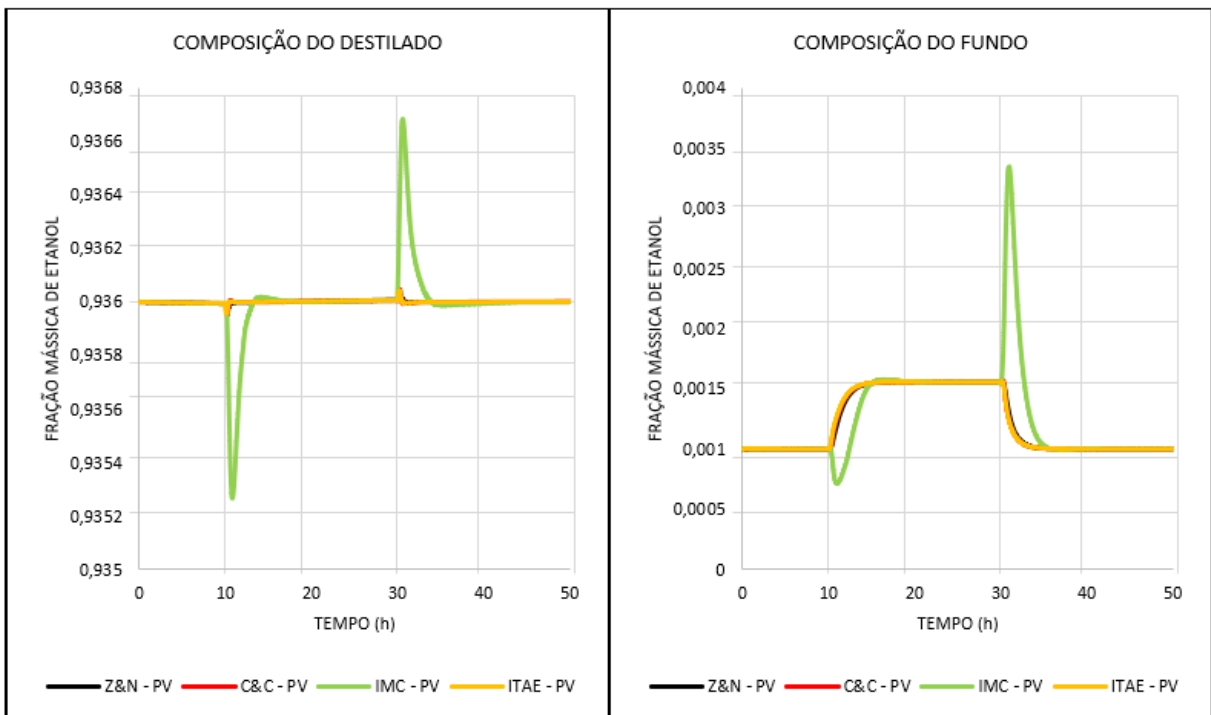
4.4.1.1 Estratégia 1: Controle de composição indireto

Figura 20 Estratégia 1 a 92,5% m/m - Perturbação em F1



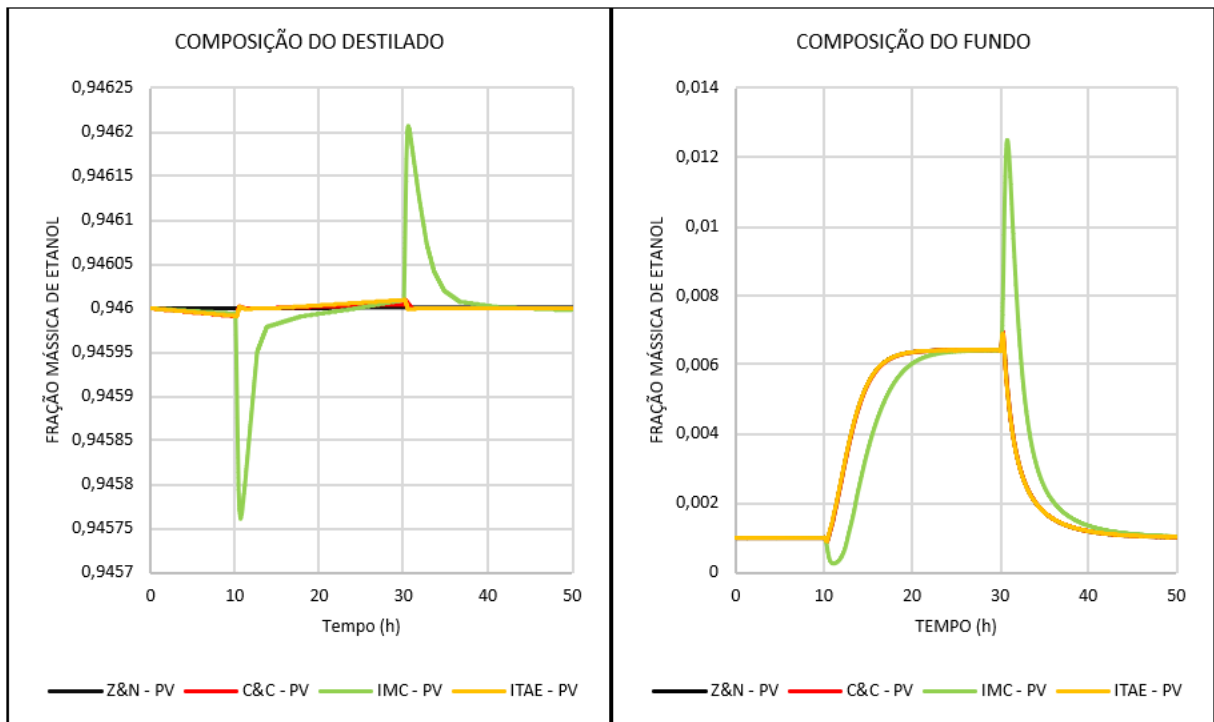
Fonte: Autoria própria (2019)

Figura 21 Estratégia 1 a 93,6% m/m - Perturbação em F1



Fonte: Autoria própria (2019)

Figura 22 Estratégia 1 a 94,6% m/m - Perturbação em F1



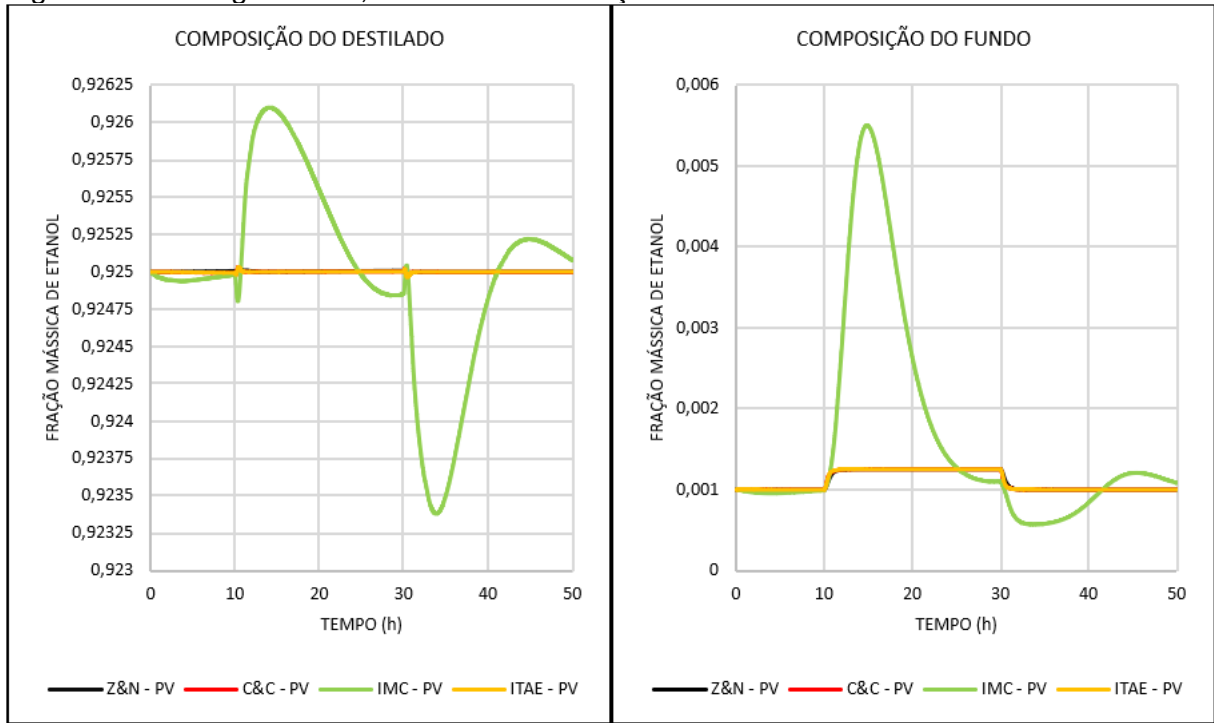
Fonte: Autoria própria (2019)

Para tal desenvolvimento, foram analisados para essa estratégia de controle indireto de composição os quatro métodos de sintonia, no qual pode-se perceber que os métodos de Ziegler-Nichols, Cohen e Coon e ITAE apresentaram resultados quase similares, enquanto o IMC apresentou um maior *overshoot*, onde isso pode ser comprovado devido ao seu alto parâmetro integrativo conforme pode ser visto no apêndice B em controle de composição indireto.

Entretanto, notou-se para essa estratégia uma boa resposta para a perturbação na vazão de alimentação, onde o sistema atuou de modo a garantir a especificação do topo inalterada, enquanto a composição de etanol no fundo aumentou, onde isso pode ser corrigido aumentando a carga térmica do *reboiler* de modo a vaporizar o etanol e assim manter a especificação do fundo em, no máximo, 0,1% em massa de etanol, pois para esse estudo a carga térmica foi mantida constante, com isso o aumento da vazão de alimentação no intervalo entre 10 a 30 horas foi que perdeu a maior quantidade de etanol na corrente de fundo.

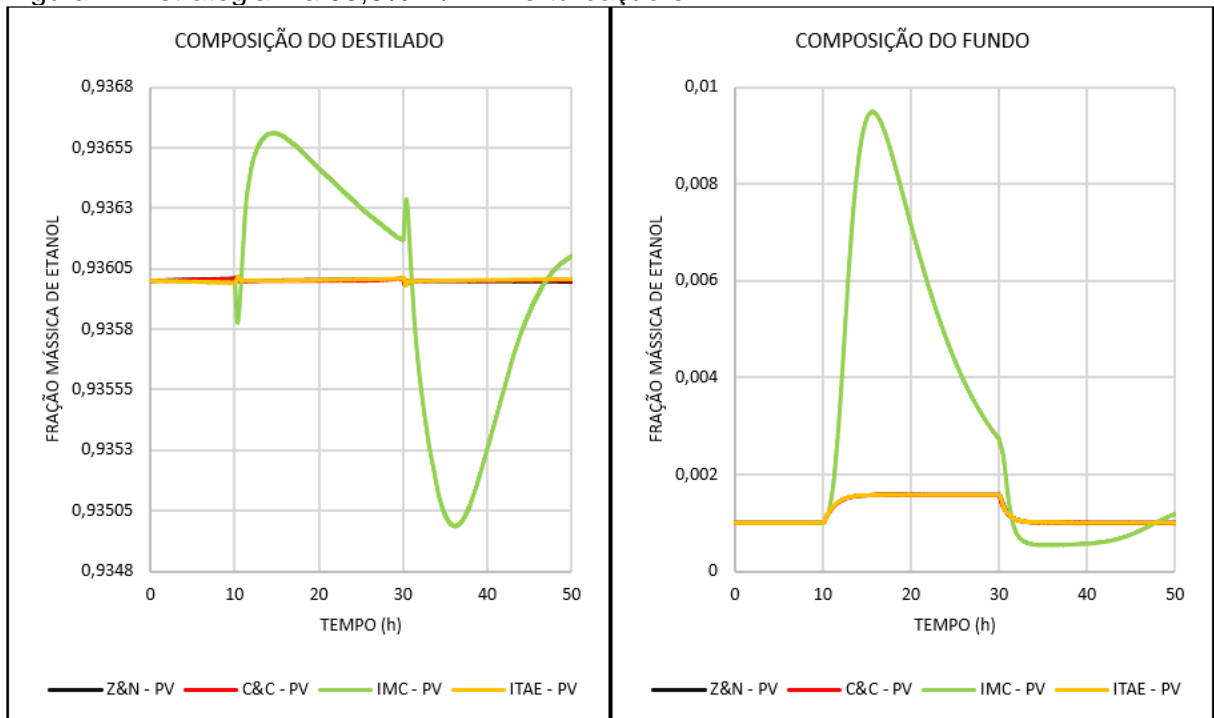
4.4.1.2 Estratégia 2: Controle de composição direto

Figura 23 Estratégia 2 a 92,5% m/m - Perturbação em F1



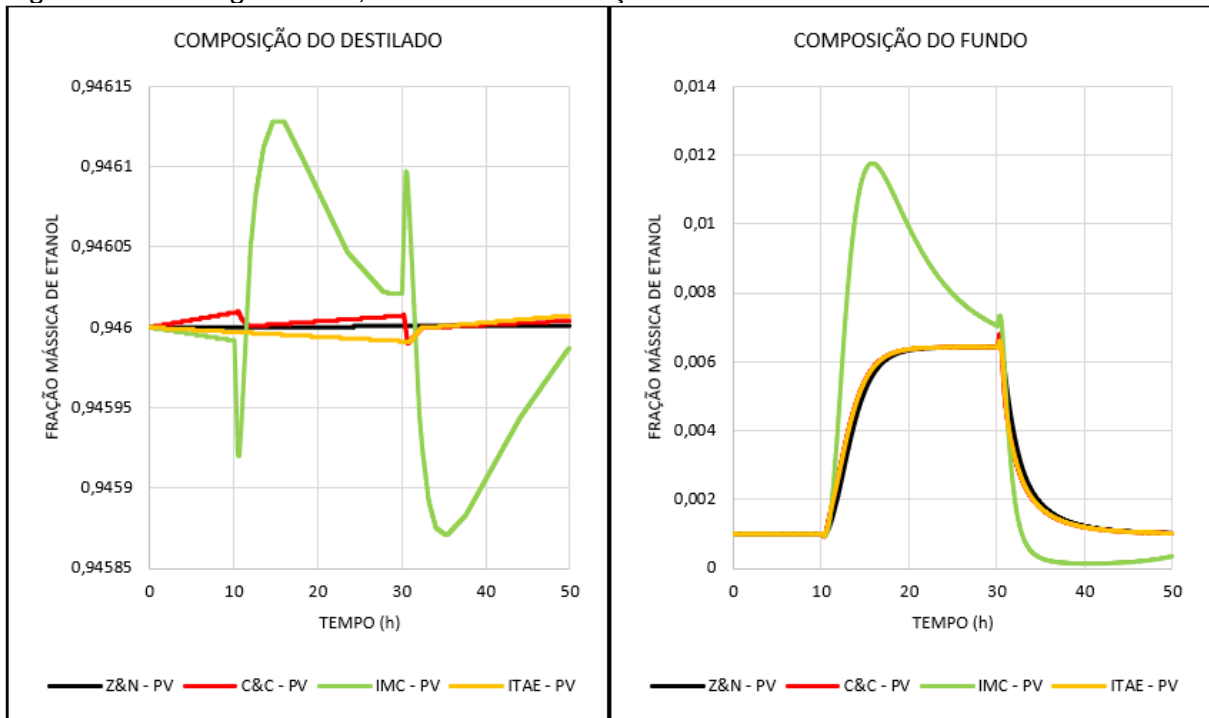
Fonte: Autoria própria (2019)

Figura 24 Estratégia 2 a 93,6% m/m - Perturbação em F1



Fonte: Autoria própria (2019)

Figura 25 Estratégia 2 a 94,6% m/m - Perturbação em F1



Fonte: Autoria própria (2019)

Nessa estratégia de controle de composição direto, no qual a composição atua em uma corrente do produto pôde-se obter uma boa resposta para os distúrbios realizados em uma vazão de alimentação, no qual o método de Ziegler-Nichols, Cohen-Coon e ITAE apresentaram os melhores resultados, no qual a diferença entre os métodos foram ínfimas, enquanto o IMC apresentou um maior sobrevalor devido ao seu alto parâmetro integrativo.

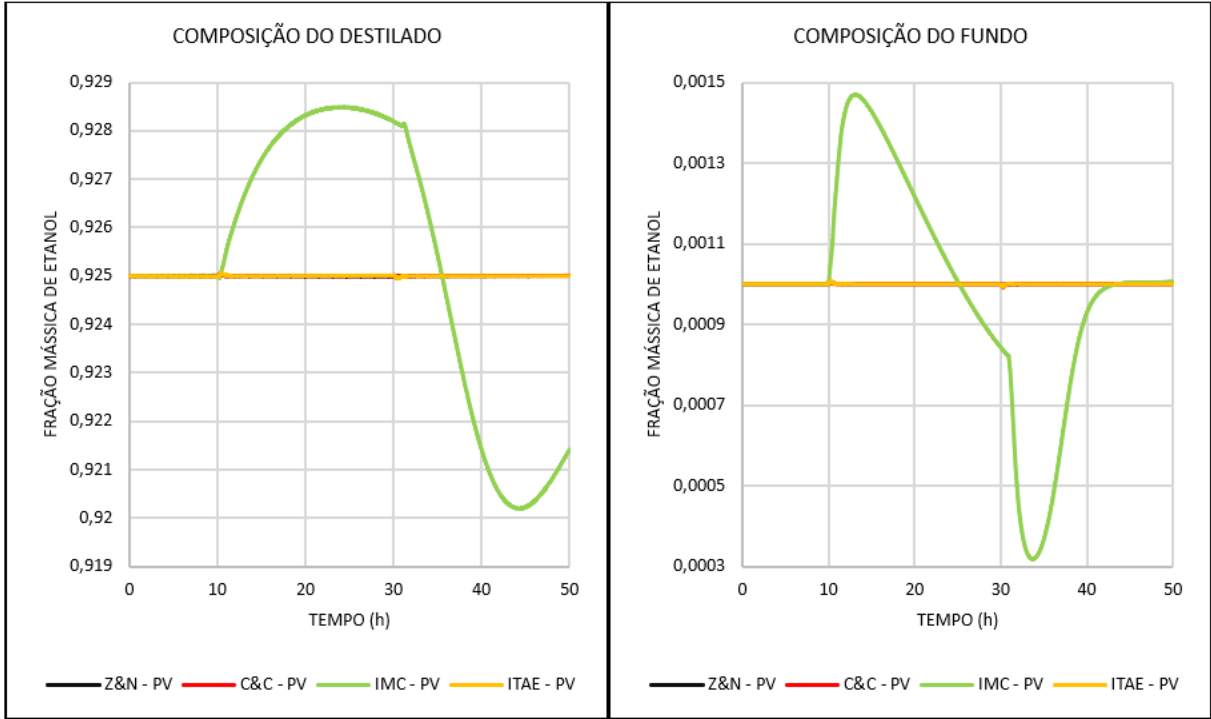
Essa estratégia apresentou bom controle para a especificação do topo para as composições de 92,5%, 93,6% e 94,6% em massa de etanol, onde com uma boa sintonização pôde-se manter a operação estável.

Porém, a composição do fundo teve uma perda de etanol no intervalo entre 10 e 30 horas devido a carga térmica do *reboiler* manteve-se constante, não sendo possível vaporizar a maior vazão que entrou na coluna.

Por isso, nas duas próximas estratégias foram propostos o controle de composição duplo, ou seja, com controles de composição no topo e no fundo da coluna. No qual, no primeiro momento apresentou resultados para a composição do topo atuando na vazão de destilado e composição do fundo atuando na carga térmica do *reboiler*. E no segundo momento, o controle de composição do topo atuando na vazão de refluxo e de composição do fundo atuando na carga térmica do *reboiler*.

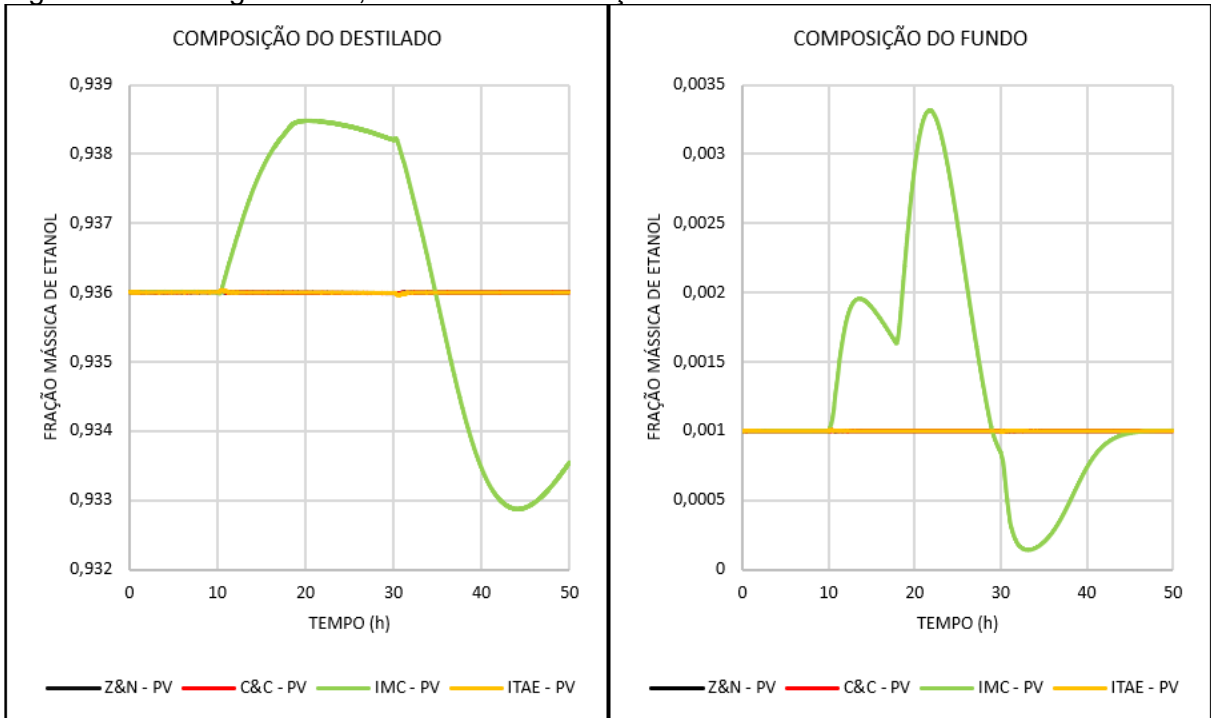
4.4.1.3 Estratégia 3: Controle de composição duplo atuando na vazão de destilado e carga térmica do reboiler

Figura 26 Estratégia 3 a 92,5% m/m - Perturbação em F1



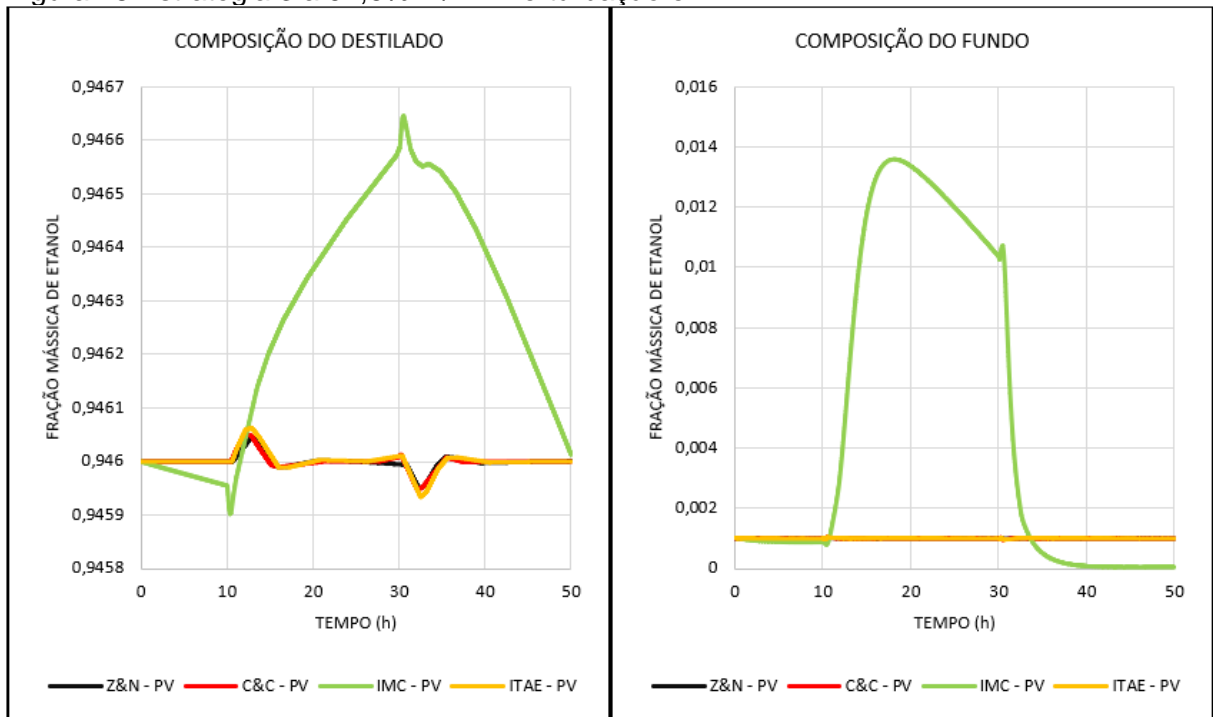
Fonte: Autoria própria (2019)

Figura 27 Estratégia 3 a 93,6% m/m - Perturbação em F1



Fonte: Autoria própria (2019)

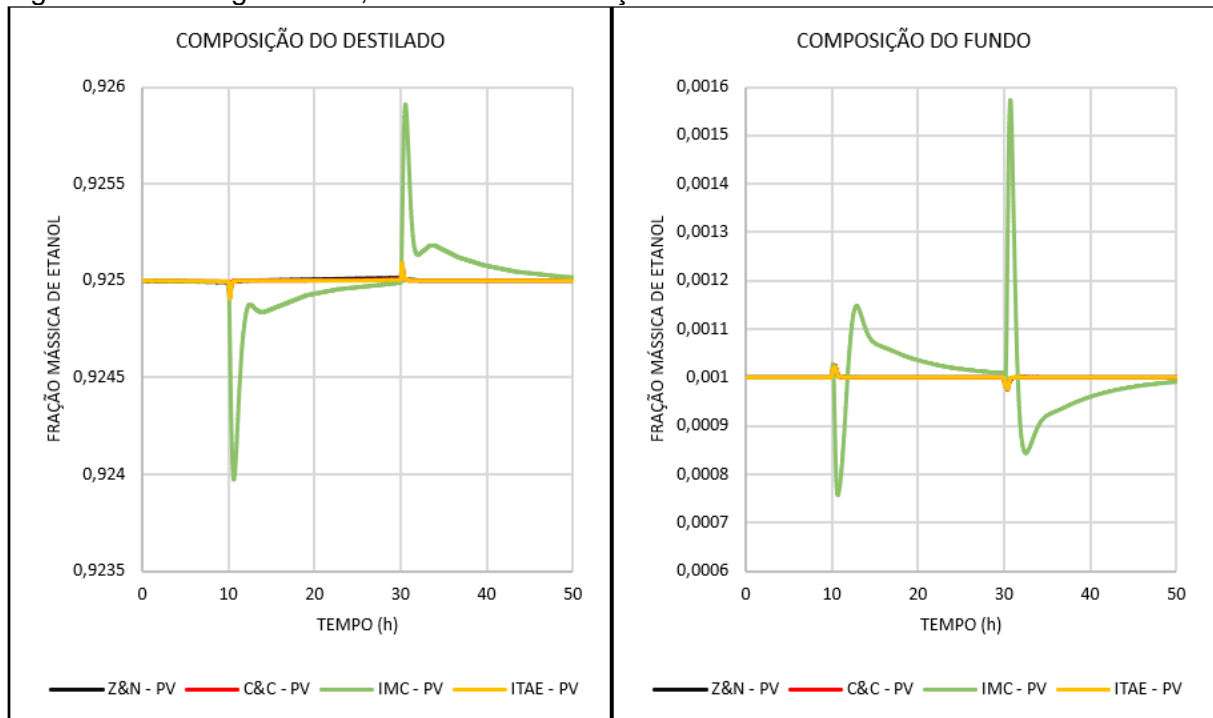
Figura 28 Estratégia 3 a 94,6% m/m - Perturbação em F1



Fonte: Autoria própria (2019)

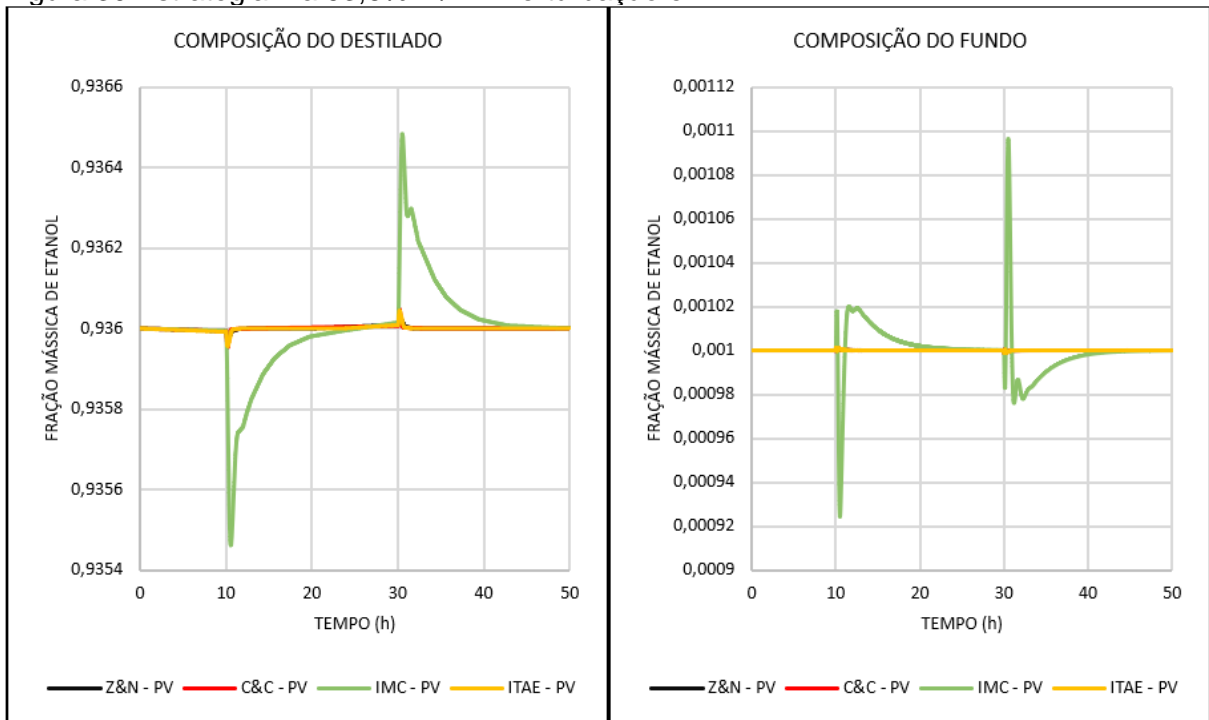
4.4.1.4 Estratégia 4: Controle de composição duplo atuando na vazão de refluxo e carga térmica do reboiler

Figura 29 Estratégia 4 a 92,5% m/m - Perturbação em F1



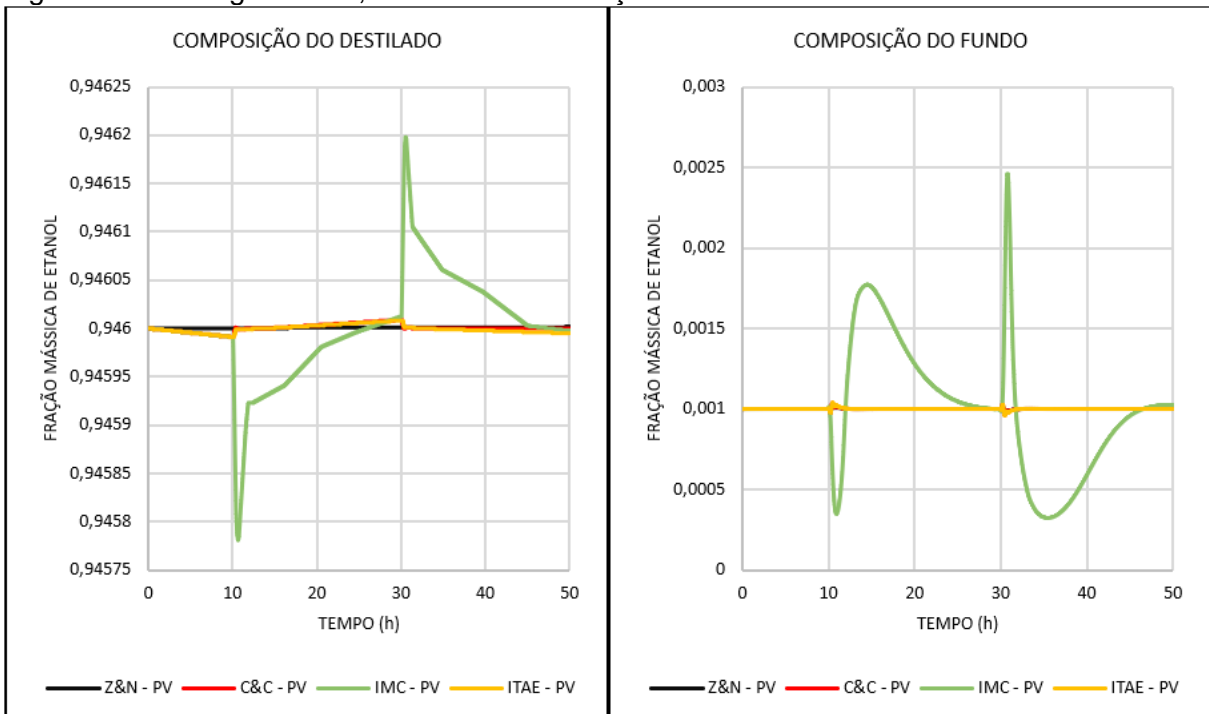
Fonte: Autoria própria (2019)

Figura 30 Estratégia 4 a 93,6% m/m - Perturbação em F1



Fonte: Autoria própria (2019)

Figura 31 Estratégia 4 a 94,6% m/m - Perturbação em F1



Fonte: Autoria própria (2019)

O controle de composição duplo tanto o caso que a composição de topo atua na vazão de refluxo ou na vazão de destilado as composições de topo e fundo mantiveram nas especificações, onde apresentaram os melhores resultados para as estratégias envolvendo composição. Os melhores métodos de sintonia para essas estratégias foram Ziegler-Nichols, Cohen-Coon e ITAE, enquanto o IMC apresentou um maior *overshoot*, entretanto para a composição de topo esse sobrevalor é na ordem da quarta casa decimal e a composição do fundo na terceira casa decimal não gerando grande distúrbios para a unidade.

O controle de composição duplo não é muito utilizado devido à grande dificuldade em sintonizar, porém com a utilização do simulador Aspen Plus *Dynamics* pôde-se obter a melhor sintonização para esses controladores, de modo a evitar a situação de acoplamento, na qual uma variável interfere na outra, gerando uma instabilidade na planta e assim manter a unidade estabilizada. No qual, Kalid (2013) destaca quando essa estratégia funciona corretamente é a mais indicado para o controle da unidade.

4.4.1.5 Estratégia 5: Controle indireto de temperatura

Segundo Santos (2019) para a estratégia de controle de temperatura indireto causou bastante oscilações nas variáveis, comprometendo a estabilidade da planta, onde inferiu que essa instabilidade foi devido a aproximação da azeotropia. Porém vale destacar que o estudo desenvolvido por Santos (2019) não foi realizado sintonia para os controladores, no qual foram utilizados determinados ganhos, integrativos e derivativos para todas as malhas de controle.

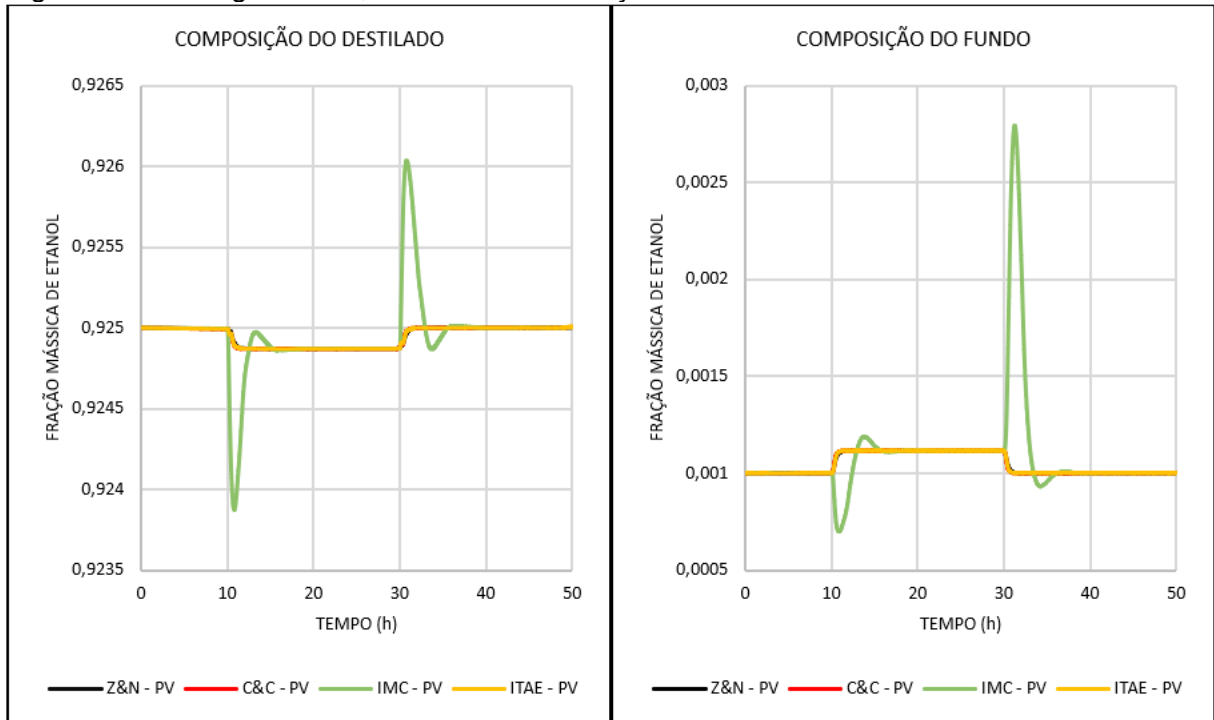
Deste modo para verificar se é devido a aproximação da azeotropia foi realizado estudos para as composições de 92,5%, 93,6% e 94,6% em massa de etanol de modo a verificar se a instabilidade foi devido a aproximação da azeotropia ou devido à má sintonização dos controladores.

Conforme pode ser visto entre a Figura 32 e Figura 34 com a aplicação dos métodos de sintonia para o controle de temperatura, a composição do topo mantém especificada para as composições em estudo, no qual mesmo com a aproximação da azeotropia pode-se obter resultados satisfatórios para esta estratégia, onde essa é uma estratégia muito utilizado devido ao seu baixo custo e facilidade de operação.

E para o caso onde a composição de topo é de 94,6%, teve-se uma perda de etanol no fundo, onde essa pode ser corrigido aumentando a vazão de vapor no

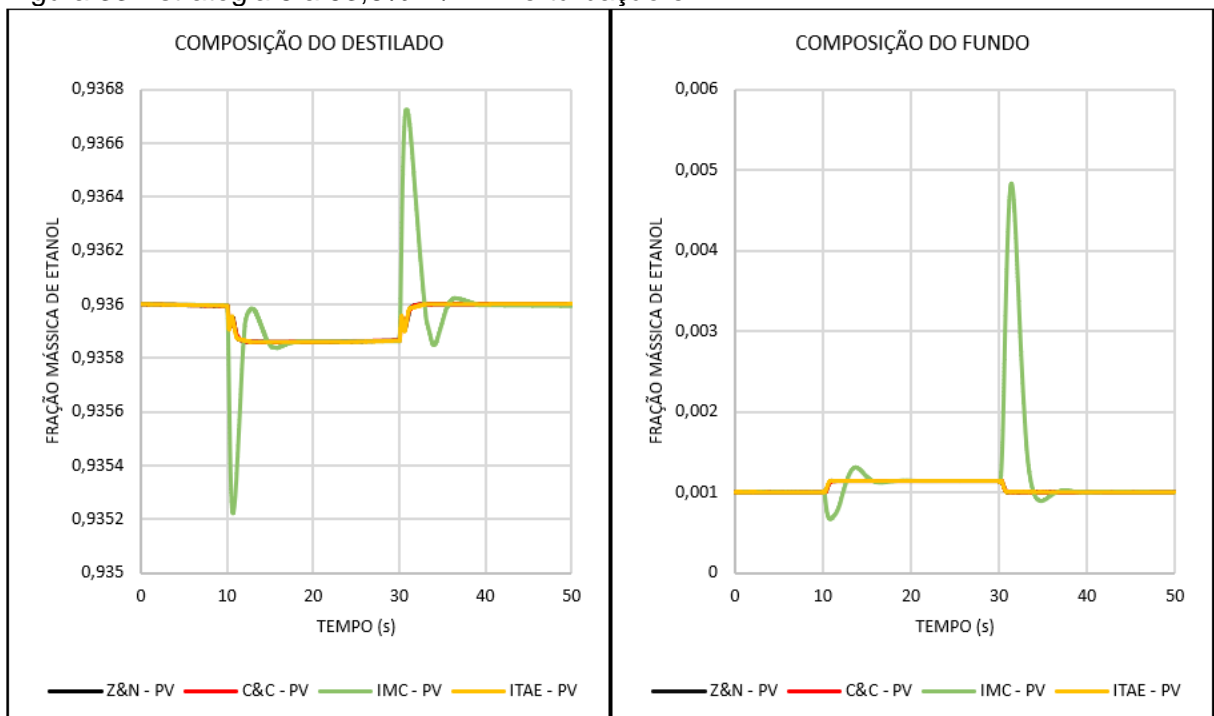
reboiler de modo a vaporizar e diminuir a perda de etanol na corrente de fundo, onde para o este estudo a carga térmica foi mantida constante.

Figura 32 Estratégia 5 a 92,5% m/m - Perturbação em F1



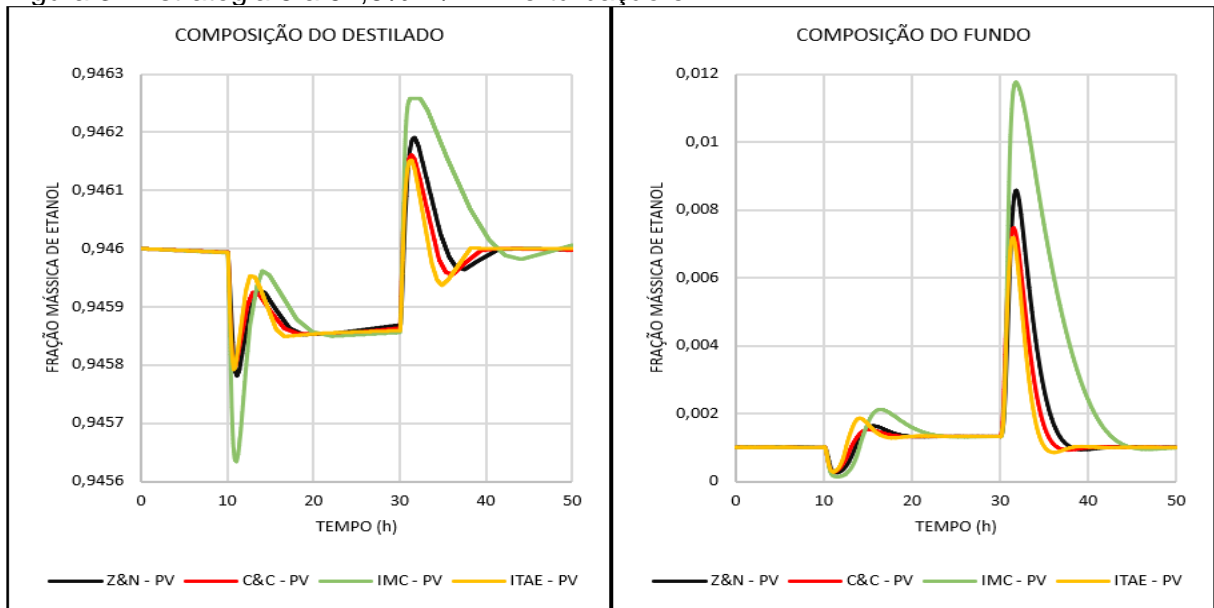
Fonte: Autoria própria (2019)

Figura 33 Estratégia 5 a 93,6% m/m - Perturbação em F1



Fonte: Autoria própria (2019)

Figura 34 Estratégia 5 a 94,6% m/m - Perturbação em F1

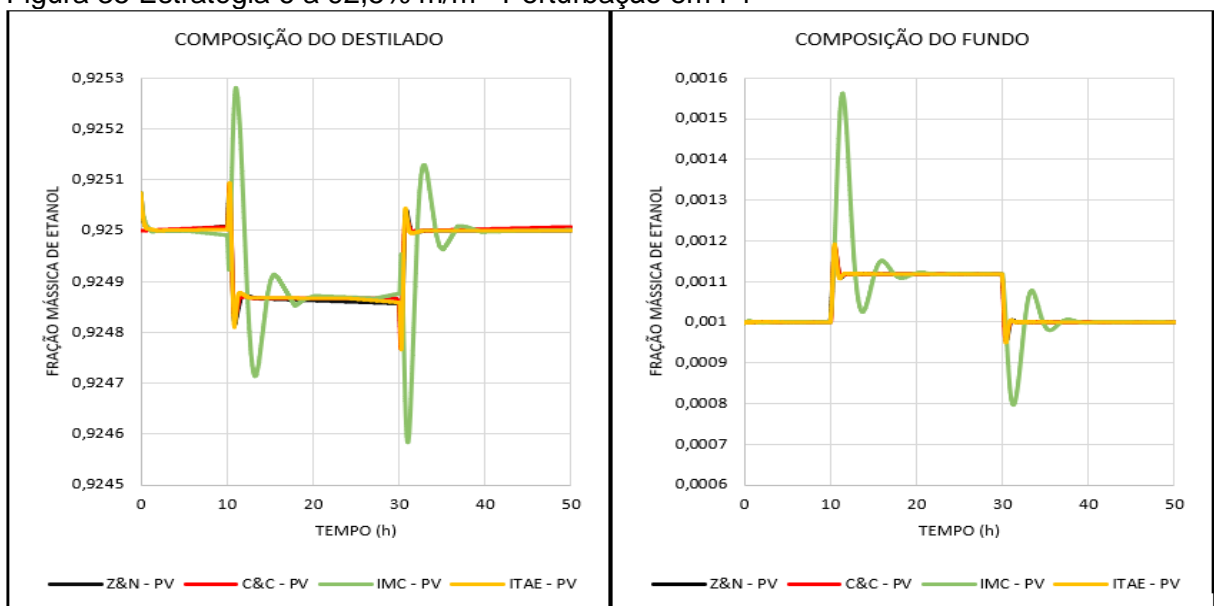


Fonte: Autoria própria (2019)

4.4.1.6 Estratégia 6: Controle direto de temperatura

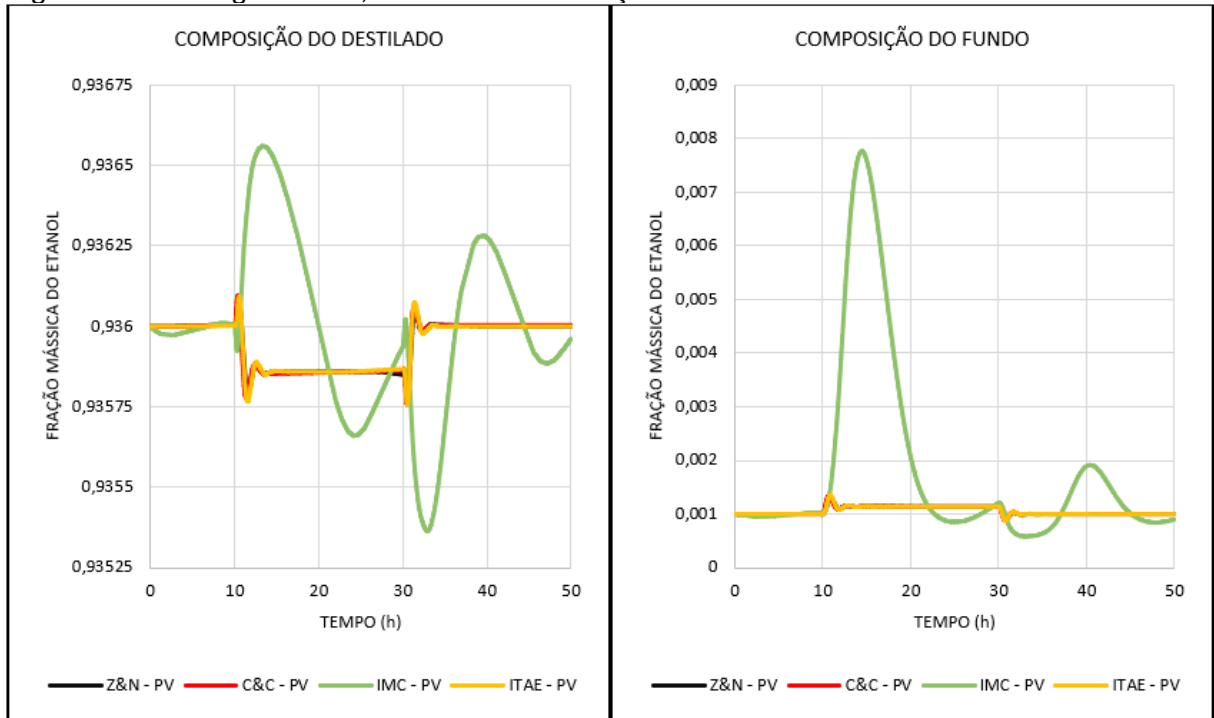
O controle direto de temperatura, no qual a temperatura do prato sensível atua na corrente do destilado apresentou maiores oscilações em comparação ao controle de temperatura indireto. Contudo essa estratégia não foi à instabilidade possibilitando ser aplicada para a unidade devido a temperatura ser muito utilizada para a análise de composição do produto. E segundo Kister (1990) esse tipo é o meio mais barato e muito popular devido à alta confiabilidade de medição e baixa manutenção.

Figura 35 Estratégia 6 a 92,5% m/m - Perturbação em F1



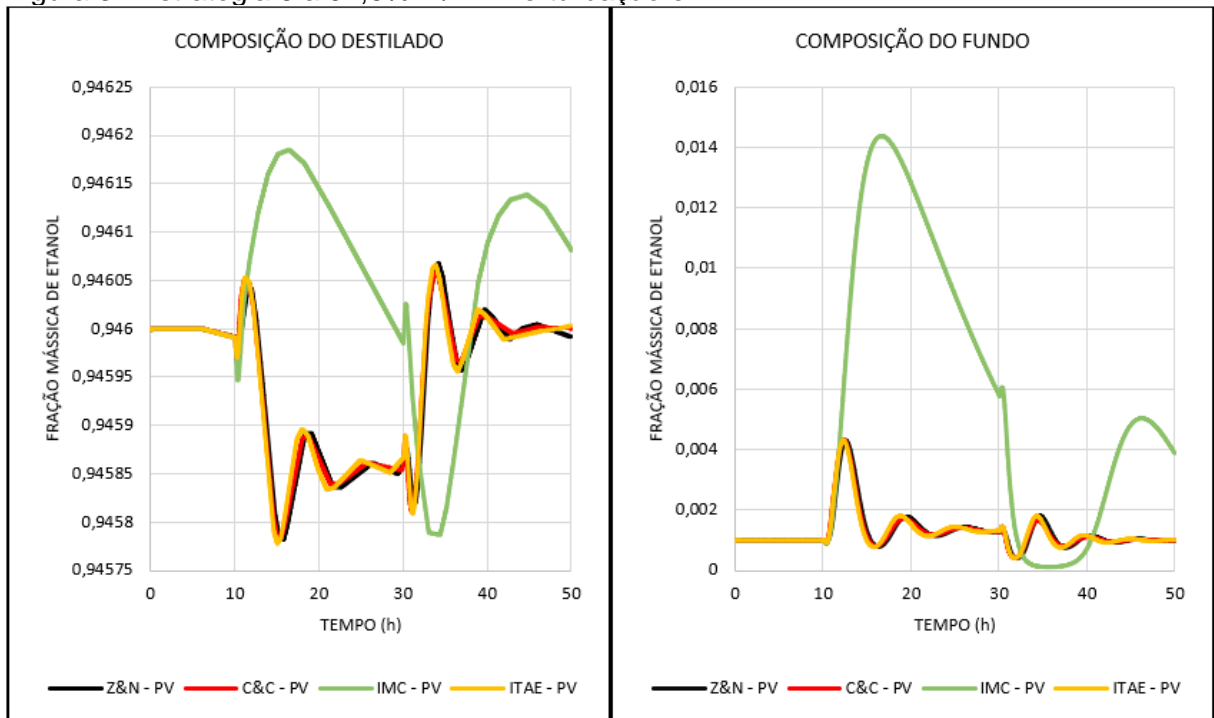
Fonte: Autoria própria (2019)

Figura 36 Estratégia 6 a 93,6% m/m - Perturbação em F1



Fonte: Autoria própria (2019)

Figura 37 Estratégia 6 a 94,6% m/m - Perturbação em F1



Fonte: Autoria própria (2019)

Segundo Luyben (2006) o uso de controle de temperatura não é efetivo em colunas com baixa volatilidade relativa, pois a separação torna-se difícil devido a pequenas variações entre pratos, porém a partir do estudo dinâmico utilizando o Aspen Plus Dynamics para a composição de 94,6% em massa de etanol, onde está próximo do ponto de azeotropia e conseqüentemente volatilidade relativa baixa foi possível realizar o controle de composição através da temperatura devido a aplicação de uma sintonia adequada para os controladores. Sendo que os métodos de Ziegler-Nichols, Cohen-Coon e ITAE foram os que apresentaram melhores resultados.

4.4.2 Distúrbio nas vazões e composições das alimentações

Nesse segundo caso foram realizados perturbações nas vazões e composições das alimentações, no qual selecionou apenas um método de sintonia para fazer este estudo devido os métodos de Ziegler-Nichols, Cohen-Coon e ITAE apresentarem resultados relativamente próximos, no qual optou-se por utilizar apenas os parâmetros de Ziegler-Nichols para os controladores PID.

Conforme foi estudado na revisão da literatura, distúrbio na composição representa o mais significativo que o sistema de controle deve lidar, onde uma variação deslocará o perfil de composição na coluna, gerando perturbações nas composições dos produtos, enquanto mudança na vazão da carga gera impactos alterando o balanço material. Por isso nessa parte do trabalho foi realizado testes modificando as vazões e composições das alimentações conforme pode ser observado na Tabela 29 onde apresenta os distúrbios e seus respectivos tempos, sendo que foi feito testes para um tempo de total de 50h.

Tabela 29 Perturbações nas correntes de alimentações.

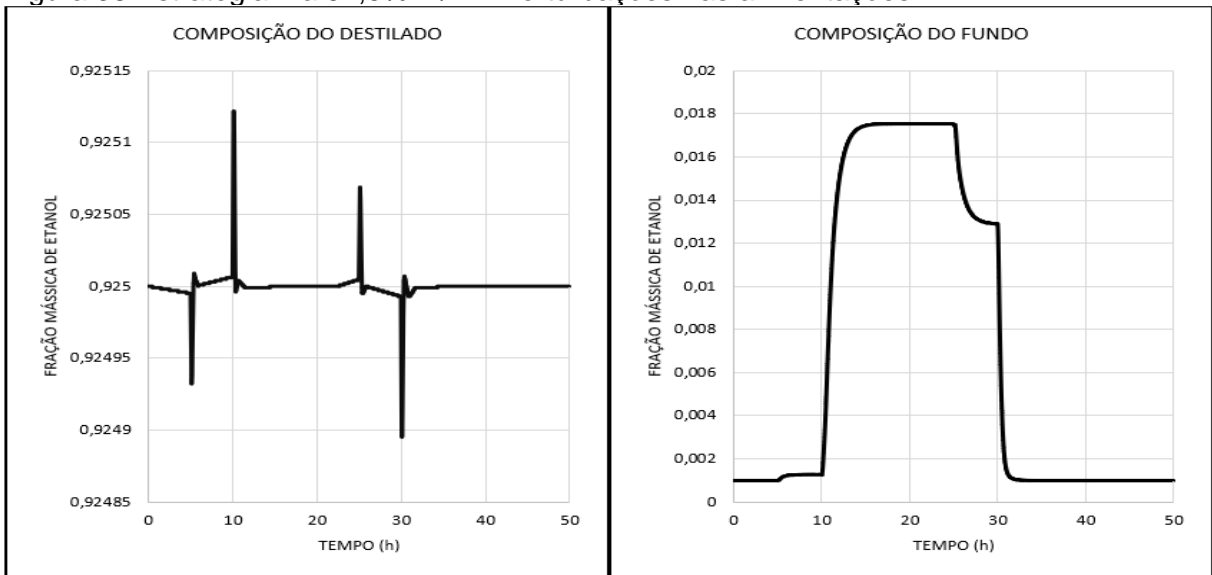
| Tempo | Set Point | F1 | F2 | Unidade |
|-------|----------------------|---------|---------|---------|
| 5h | Vazão | 17500 | 1125 | kg/h |
| 10h | Composição de etanol | 0,45 | 0,1 | - |
| 25h | Vazão | 16974,1 | 1091,49 | kg/h |
| 30h | Composição de etanol | 0,4 | 0,15 | - |

Fonte: Autoria própria (2019)

4.4.2.1 Estratégia 1: Controle de composição indireto

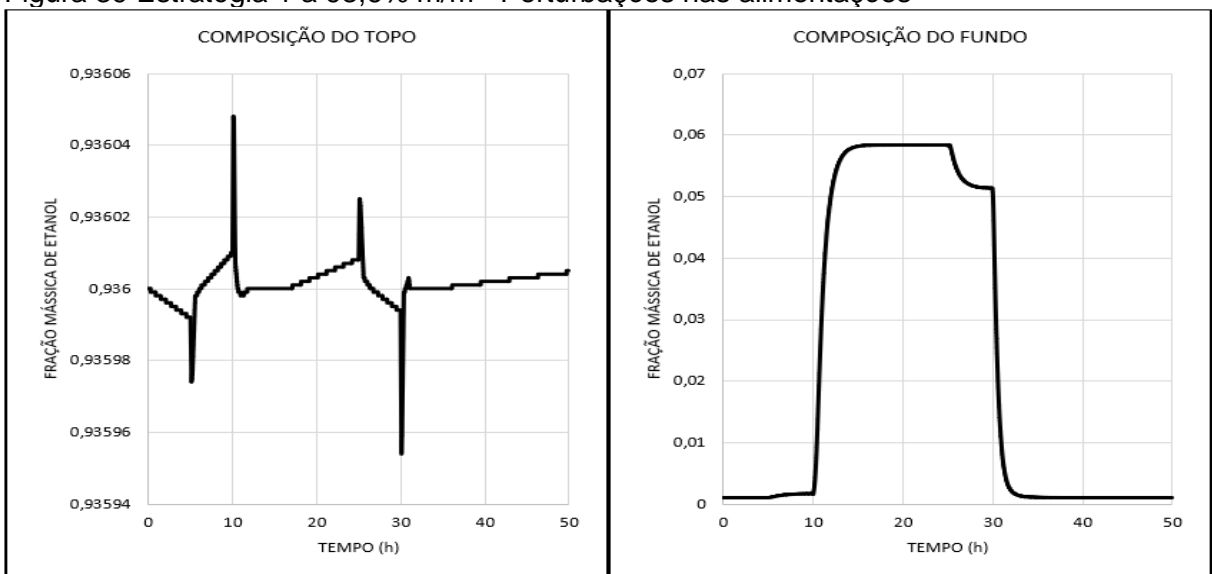
No controle de composição indireto apresentou excelentes resultados a perturbações nas composições e nas vazões de alimentações, de modo que a especificação do produto de topo manteve no seu *setpoint* para as estratégias em estudo. Conforme explicado anteriormente, a composição do fundo manteve-se fora do *setpoint* no período entre 5 a 30h devido a carga térmica do *reboiler* está constante ao longo do teste, onde poderia aumentar a vazão de vapor de modo a vaporizar mais etanol e diminuir a composição de etanol no fundo.

Figura 38 Estratégia 1 a 92,5% m/m - Perturbações nas alimentações



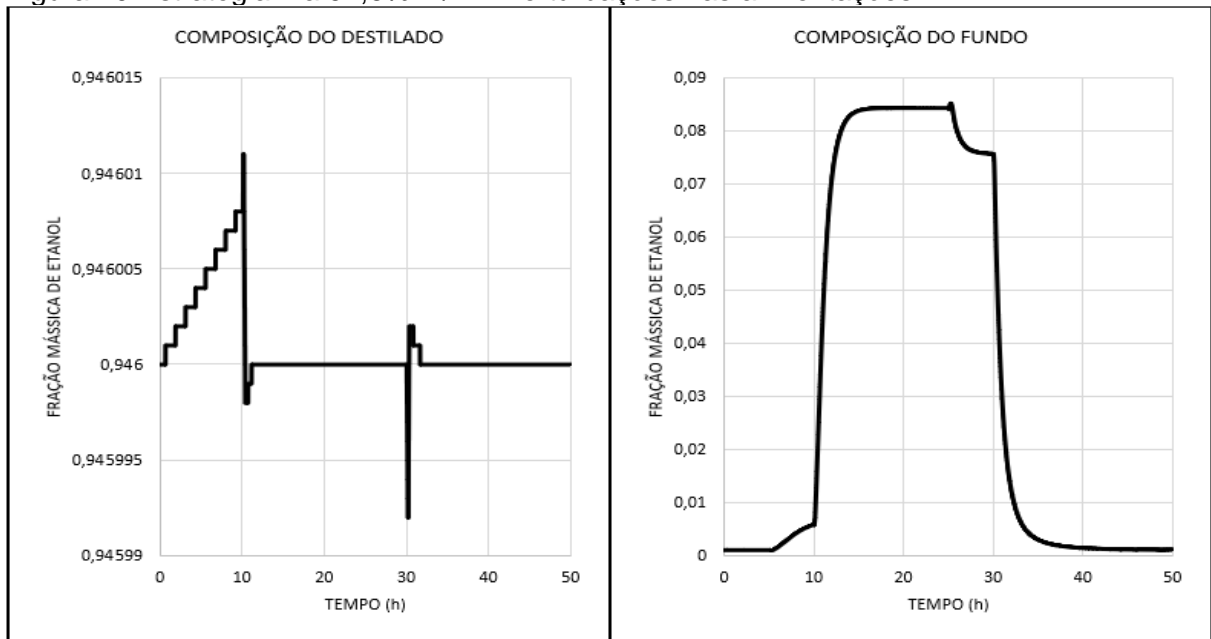
Fonte: Autoria própria (2019)

Figura 39 Estratégia 1 a 93,6% m/m - Perturbações nas alimentações



Fonte: Autoria própria (2019)

Figura 40 Estratégia 1 a 94,6% m/m - Perturbações nas alimentações

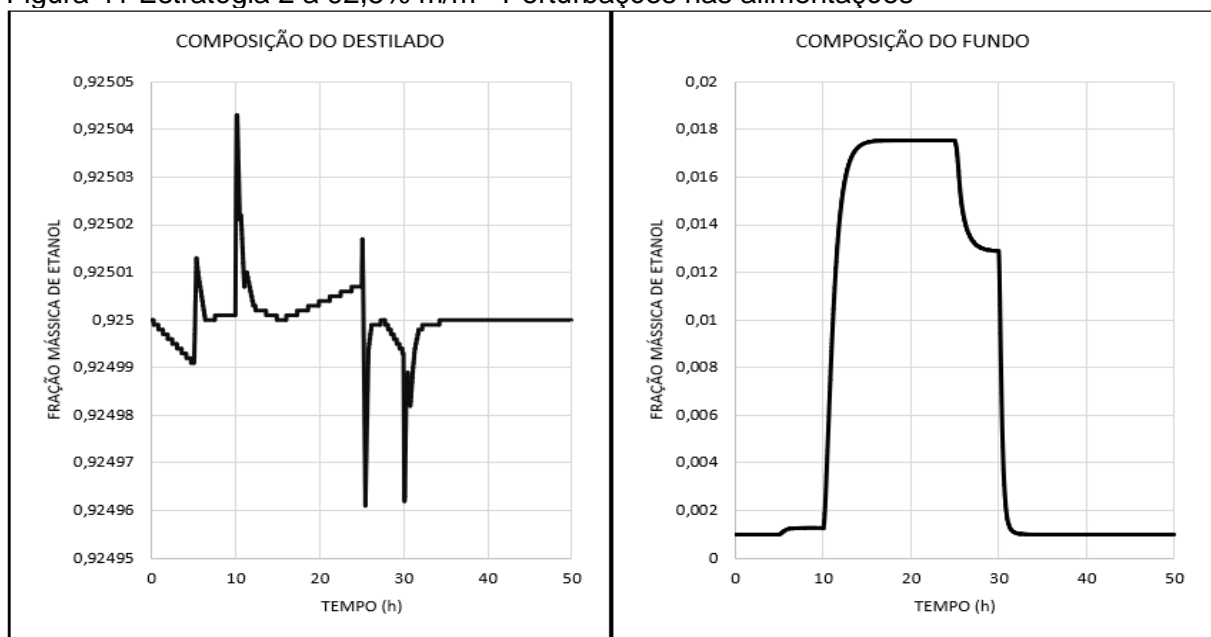


Fonte: Autoria própria (2019)

4.4.2.2 Estratégia 2: Controle de composição direto

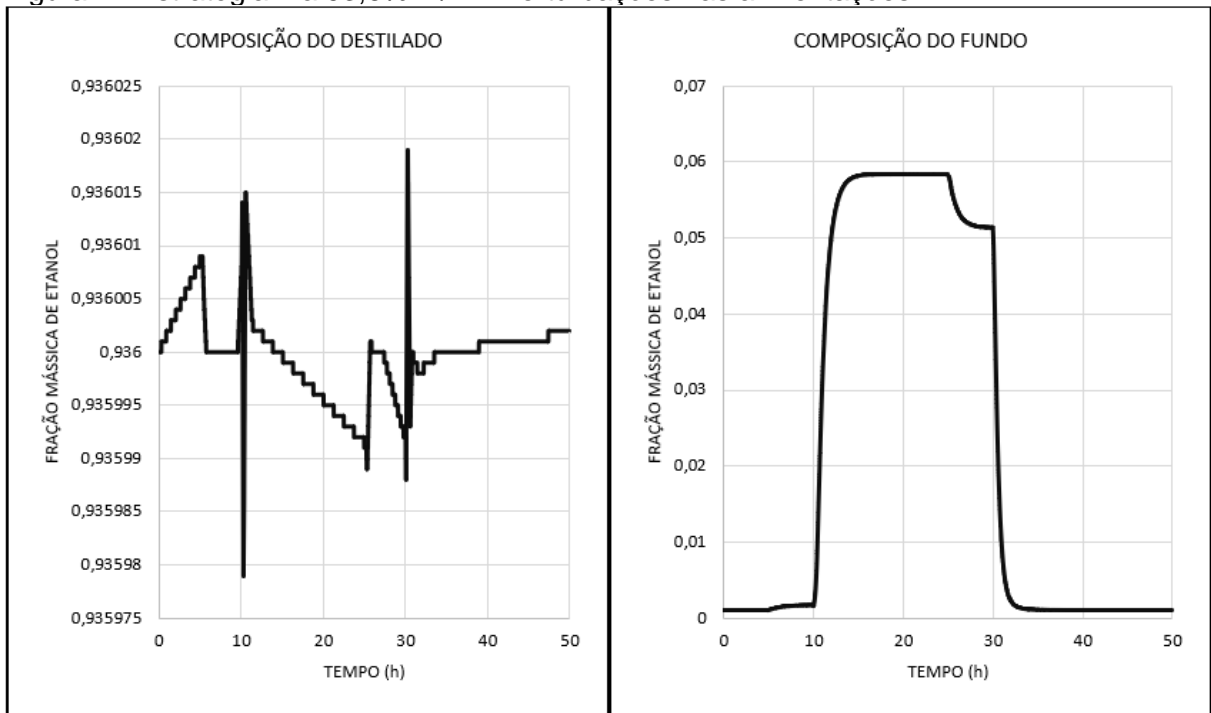
Da mesma forma que o controle de composição indireto, o controle direto de composição apresentou excelentes resultados as perturbações nas alimentações, onde o produto do topo manteve no setpoint para as estratégias em estudo. Na composição de fundo para diminuir a concentração deve-se aumentar a carga térmica de modo a vaporizar e assim diminuir a composição de etanol no fundo.

Figura 41 Estratégia 2 a 92,5% m/m - Perturbações nas alimentações



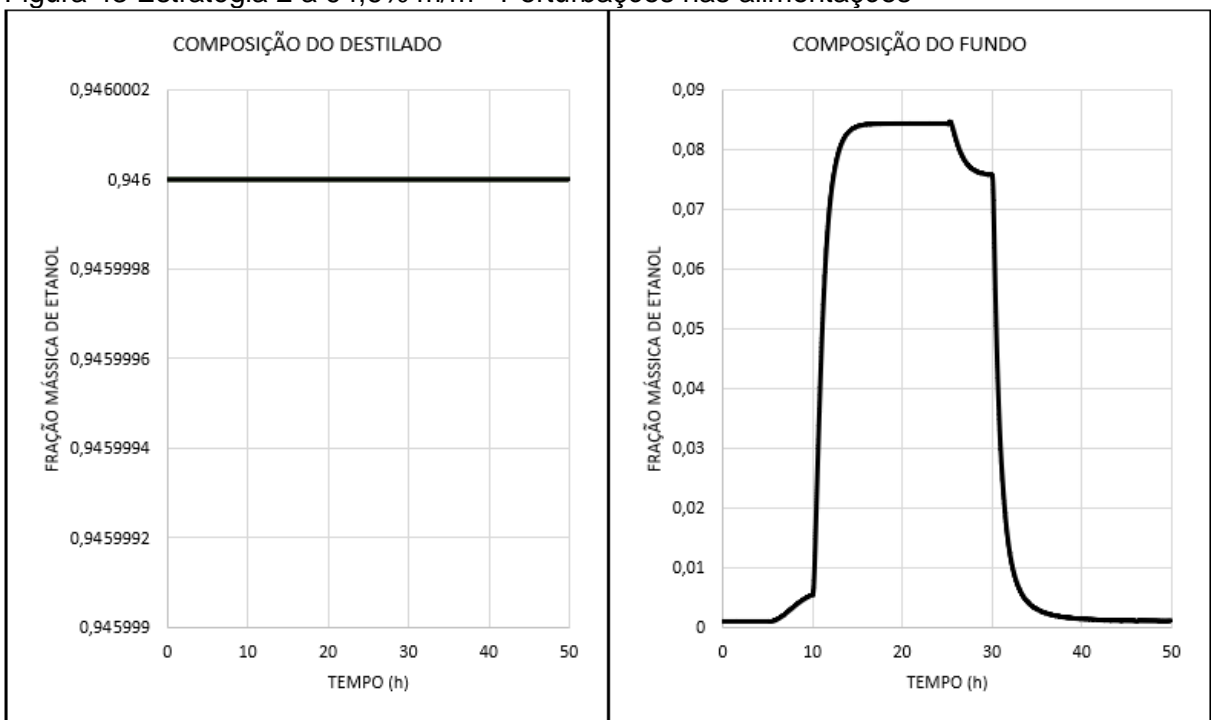
Fonte: Autoria própria (2019)

Figura 42 Estratégia 2 a 93,6% m/m - Perturbações nas alimentações



Fonte: Autoria própria (2019)

Figura 43 Estratégia 2 a 94,6% m/m - Perturbações nas alimentações



Fonte: Autoria própria (2019)

As duas próximas estratégias é o de controle de composição duplo, no qual a diferença é que na primeira estratégia a composição do topo atua na vazão de

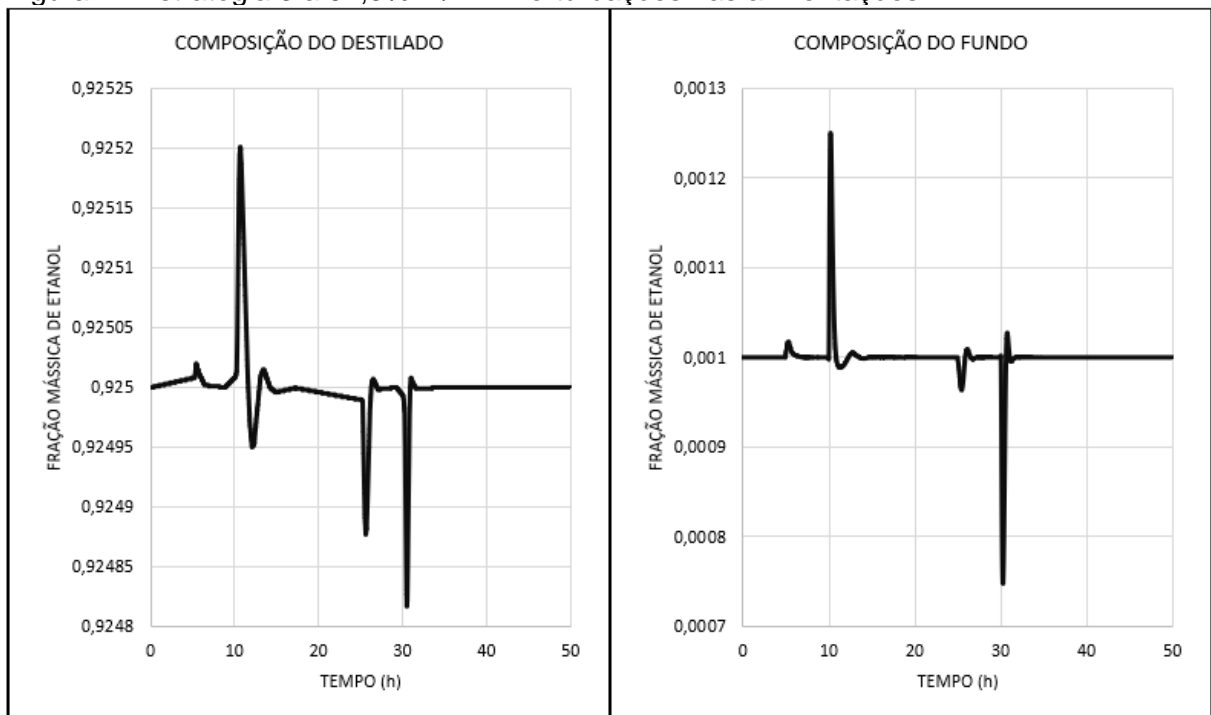
destilado, enquanto no segundo caso a composição de destilado atua na vazão de refluxo.

Na primeira estratégia para composição de 92,5% m/m apresentou resultados satisfatórios, sendo que no período dos distúrbios o sistema conseguiu manter no *setpoint*. Entretanto para as composições de 93,6% e 94,6% em massa, no período entre 10 e 30h, não conseguiu manter no setpoint. Todavia, a estratégia de controle com o método de sintonia de Ziegler-Nichols foi capaz de retornar as condições iniciais e manteve estabilizado.

Na segunda estratégia atuando na vazão de refluxo apresentou resultados mais estáveis, no qual a realização de mudanças nas vazões e composições das alimentações o sistema manteve-se especificado tanto para o produto de topo quanto no produto de fundo.

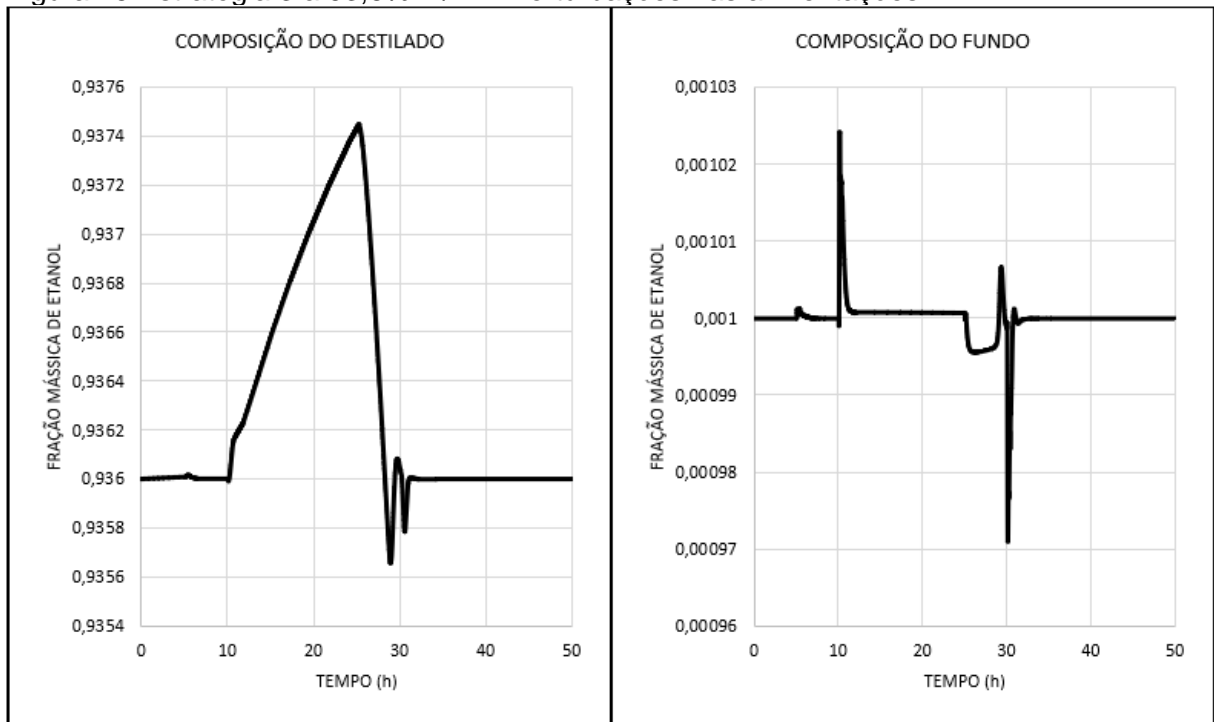
4.4.2.3 Estratégia 3: Controle de composição duplo atuando na vazão de destilado e carga térmica do reboiler

Figura 44 Estratégia 3 a 92,5% m/m – Perturbações nas alimentações



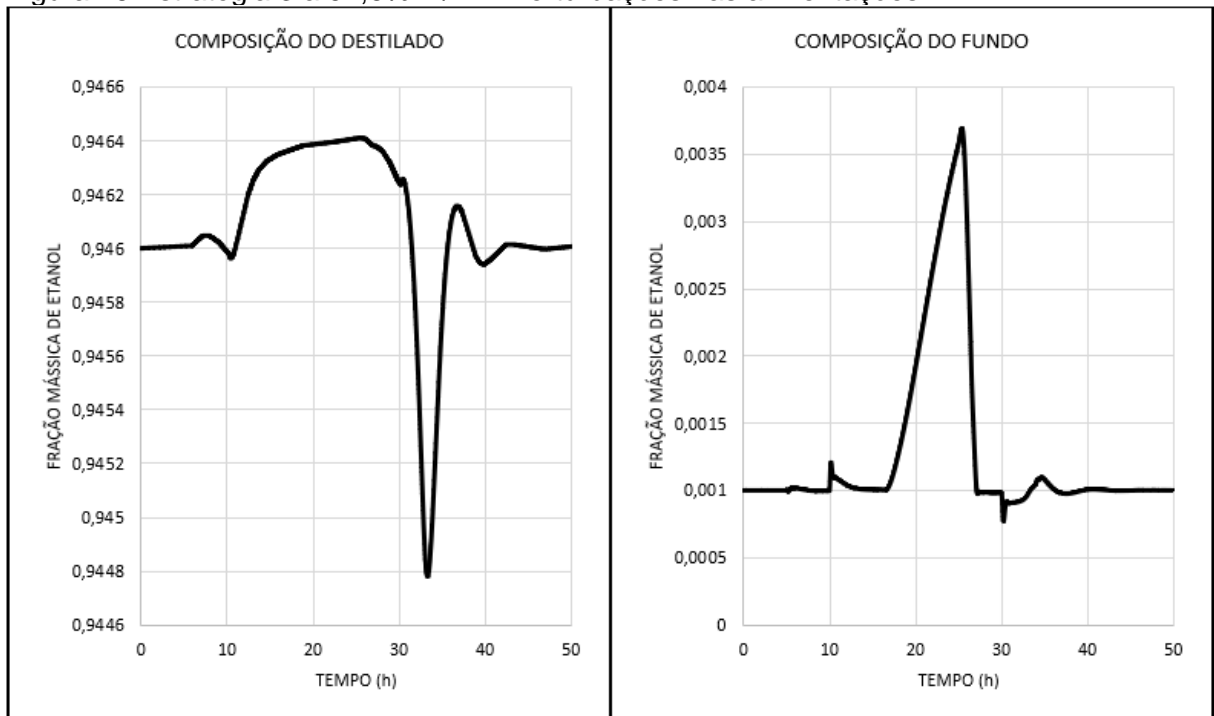
Fonte: Autoria própria (2019)

Figura 45 Estratégia 3 a 93,6% m/m – Perturbações nas alimentações



Fonte: Autoria própria (2019)

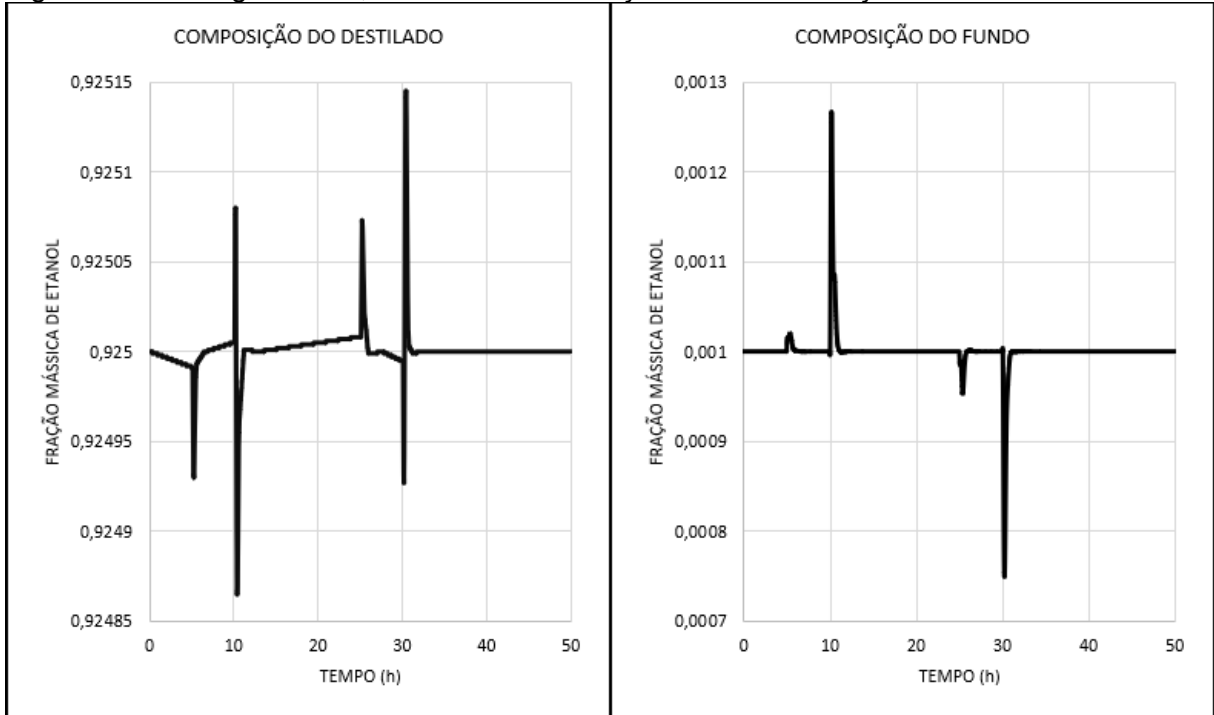
Figura 46 Estratégia 3 a 94,6% m/m – Perturbações nas alimentações



Fonte: Autoria própria (2019)

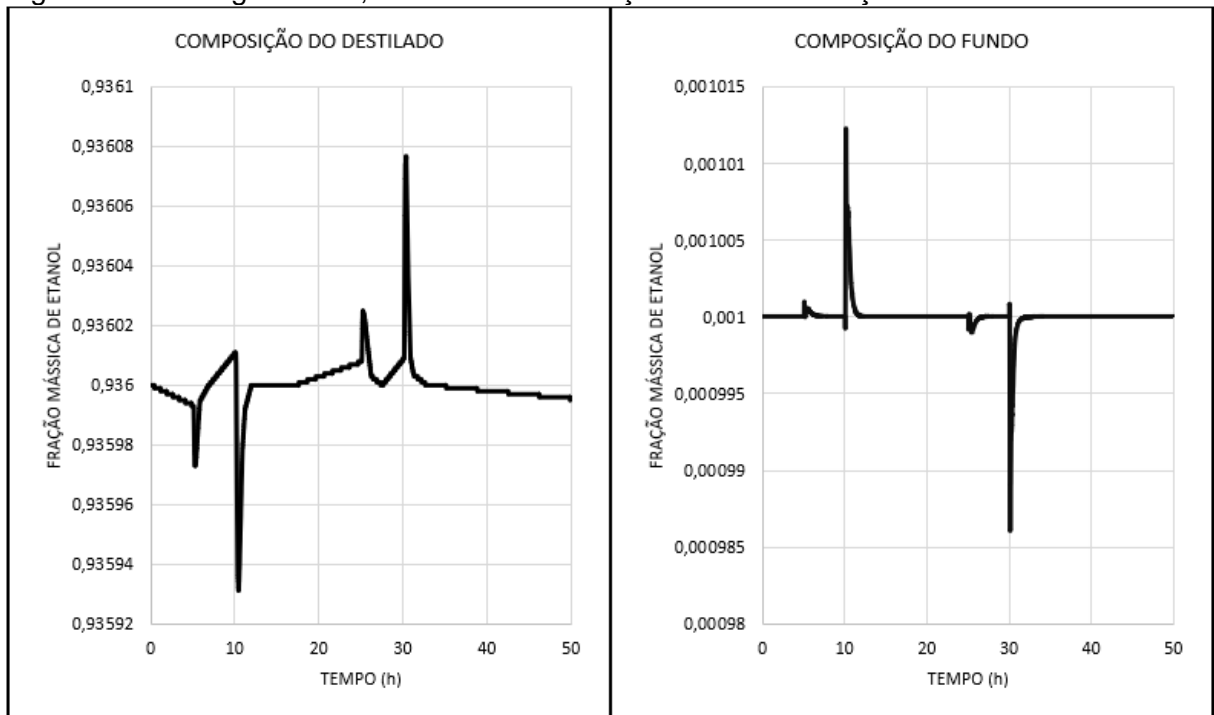
4.4.2.4 Estratégia 4: Controle de composição duplo atuando na vazão de refluxo e carga térmica do reboiler

Figura 47 Estratégia 4 a 92,5% m/m – Perturbações nas alimentações



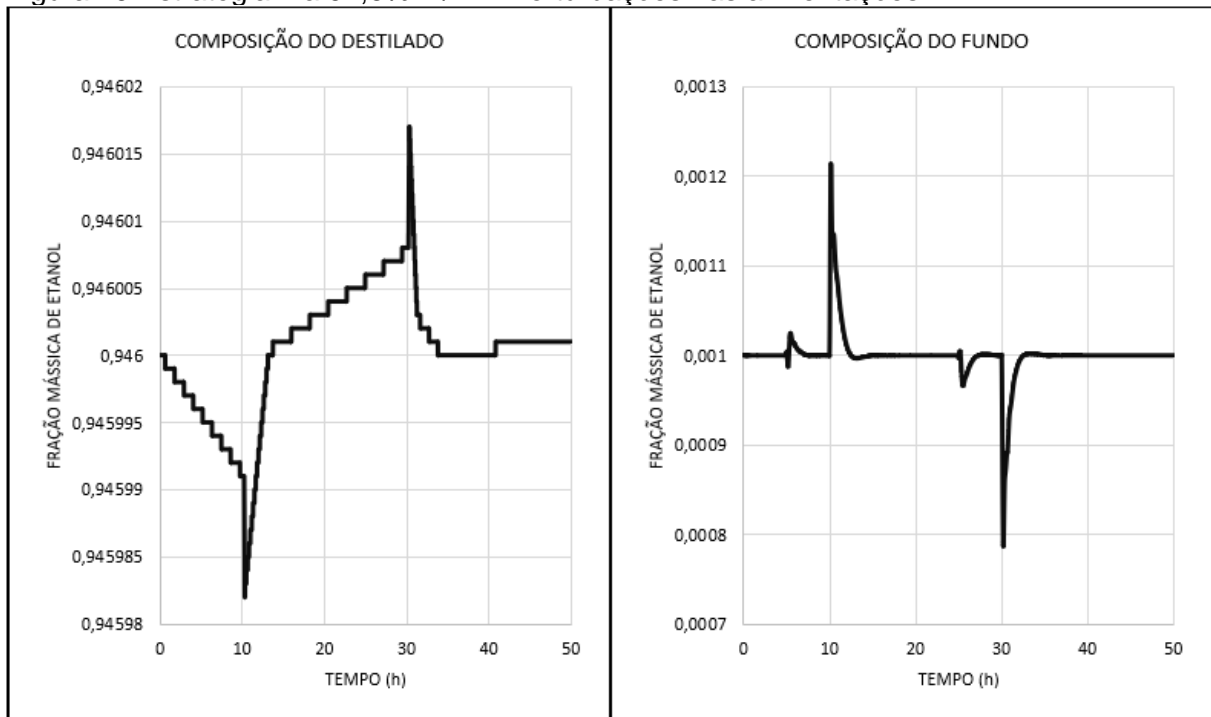
Fonte: Autoria própria (2019)

Figura 48 Estratégia 4 a 93,6% m/m – Perturbações nas alimentações



Fonte: Autoria própria (2019)

Figura 49 Estratégia 4 a 94,6% m/m – Perturbações nas alimentações



Fonte: Autoria própria (2019)

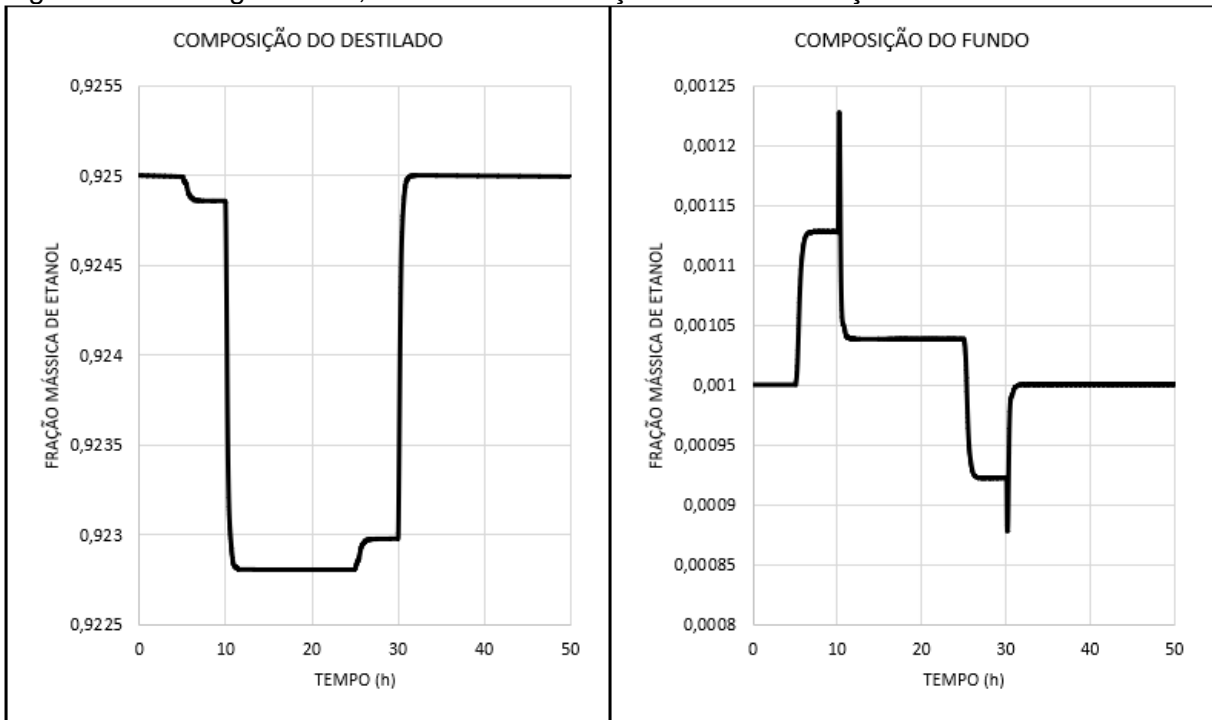
Nas próximas duas estratégias serão apresentados os controles de temperatura, sendo que o primeiro é o controle indireto de temperatura no qual a temperatura atua na vazão de refluxo, enquanto no controle direto a temperatura atua na vazão de destilado.

No período entre 10h e 30h ouve uma diminuição da composição do destilado, isso se deve que a partir dos distúrbios gerados nas vazões e composições das alimentações, ouve um deslocamento do perfil de temperatura da coluna, no qual o setpoint estabelecido inicialmente que correspondia as respectivas composições do topo não representa mais, influenciando assim na composição do topo.

Desta maneira deve-se alterar o setpoint do controle de temperatura de modo que a nova temperatura corresponda a composição do destilado. E para a diminuição da composição de etanol no fundo deve-se aumentar a carga térmica do refeedor de modo a vaporizar o etanol, consequentemente diminuindo a composição do fundo.

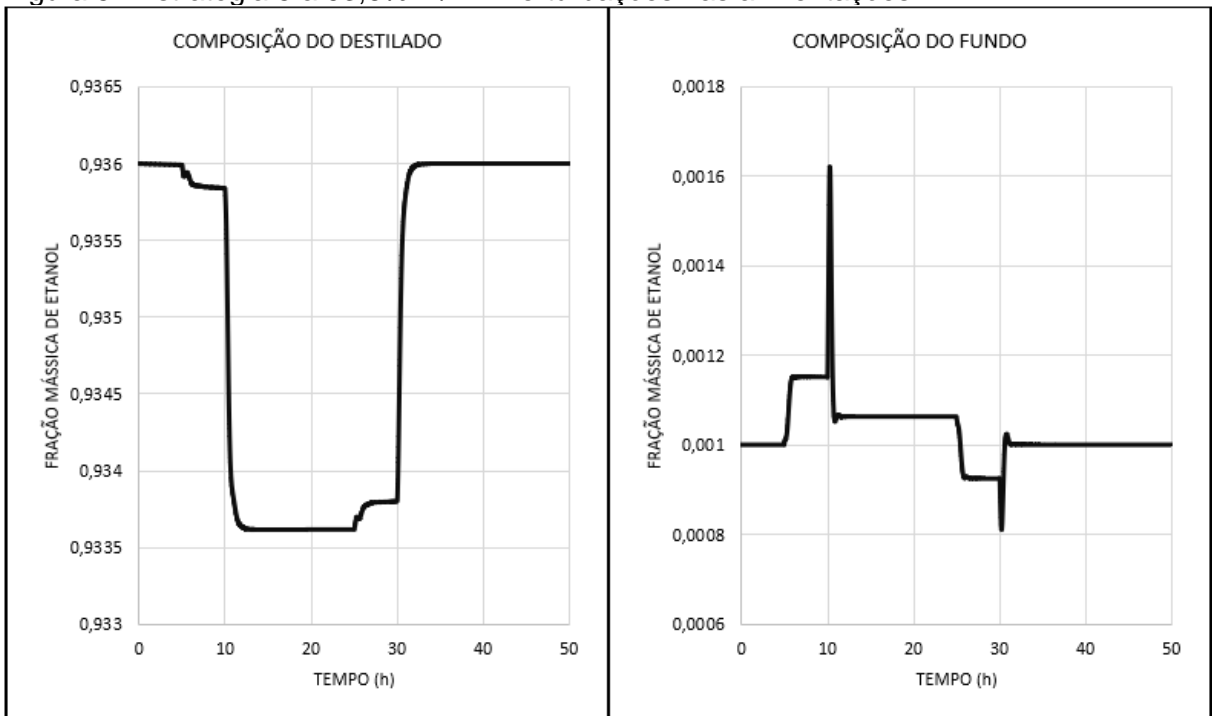
4.4.2.5 Estratégia 5: Controle indireto de temperatura

Figura 50 Estratégia 5 a 92,5% m/m - Perturbações nas alimentações



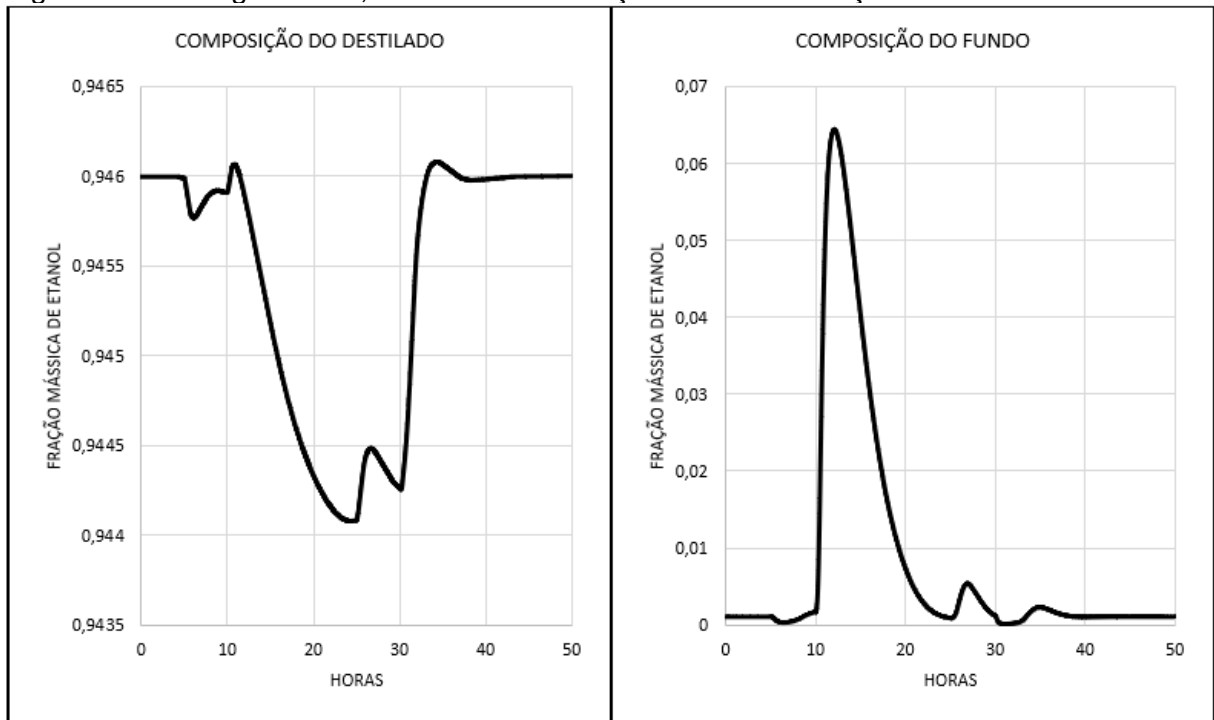
Fonte: Autoria própria (2019)

Figura 51 Estratégia 5 a 93,6% m/m - Perturbações nas alimentações



Fonte: Autoria própria (2019)

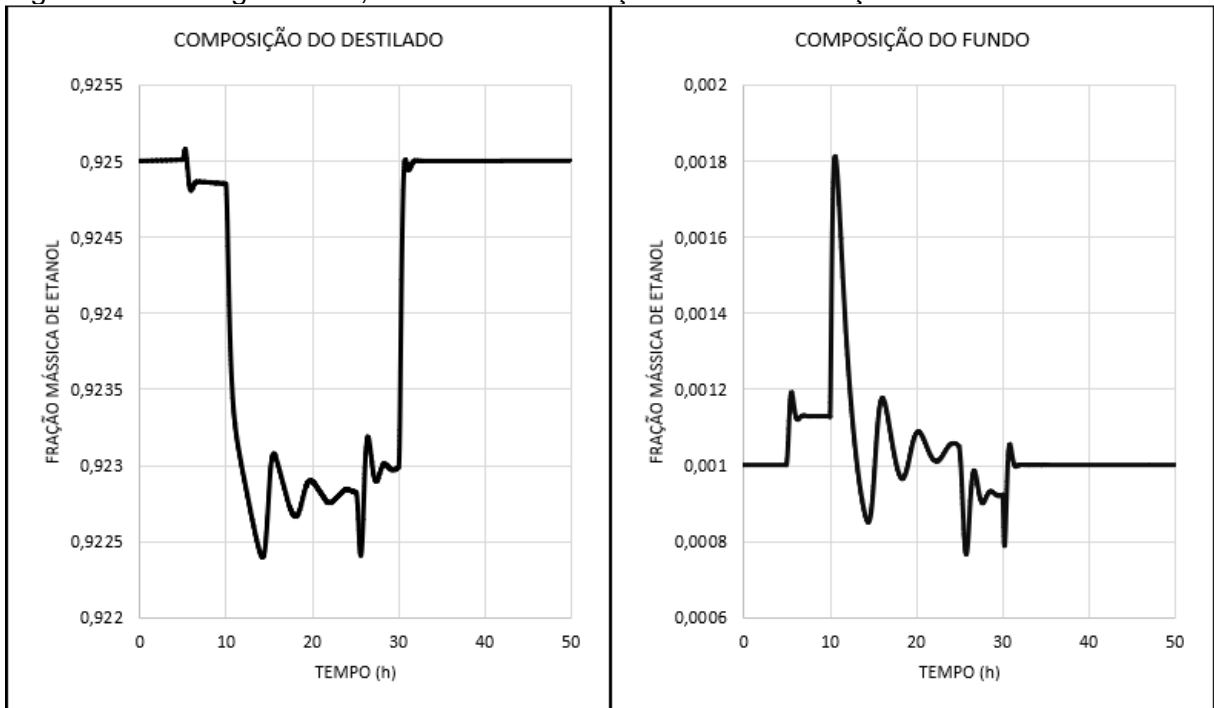
Figura 52 Estratégia 5 a 94,6% m/m - Perturbações nas alimentações



Fonte: Autoria própria (2019)

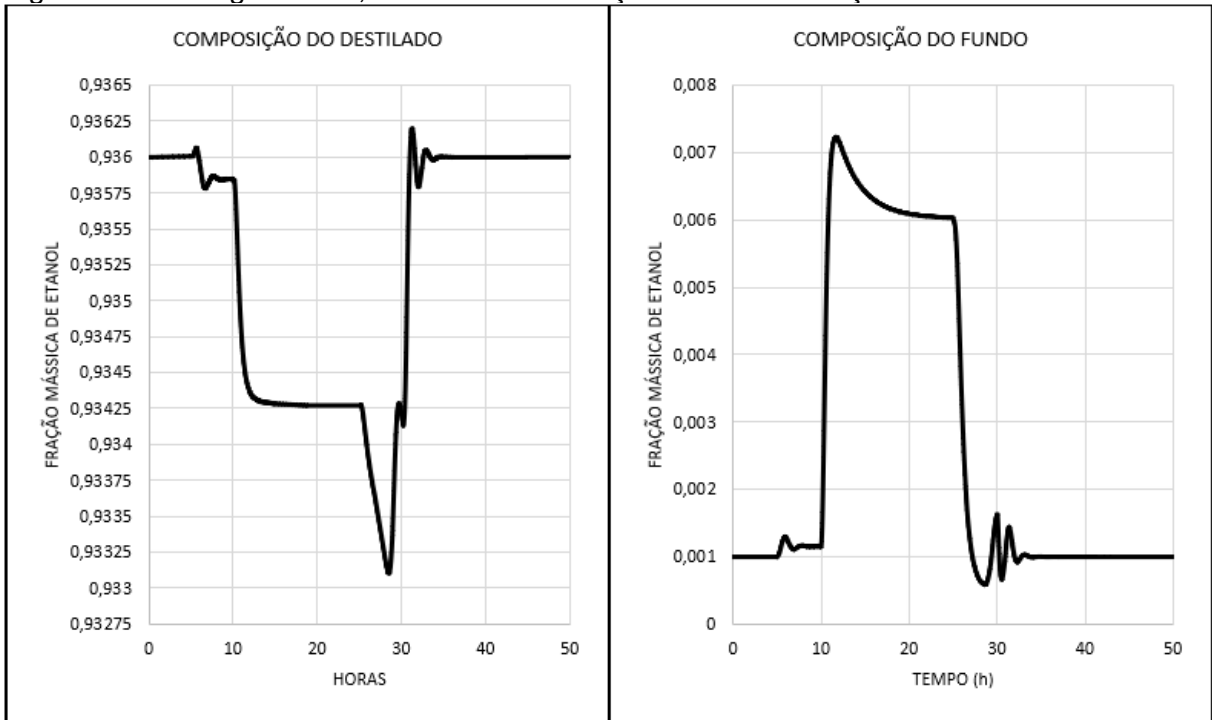
4.4.2.6 Estratégia 6: Controle direto de temperatura

Figura 53 Estratégia 6 a 92,5% m/m - Perturbações nas alimentações



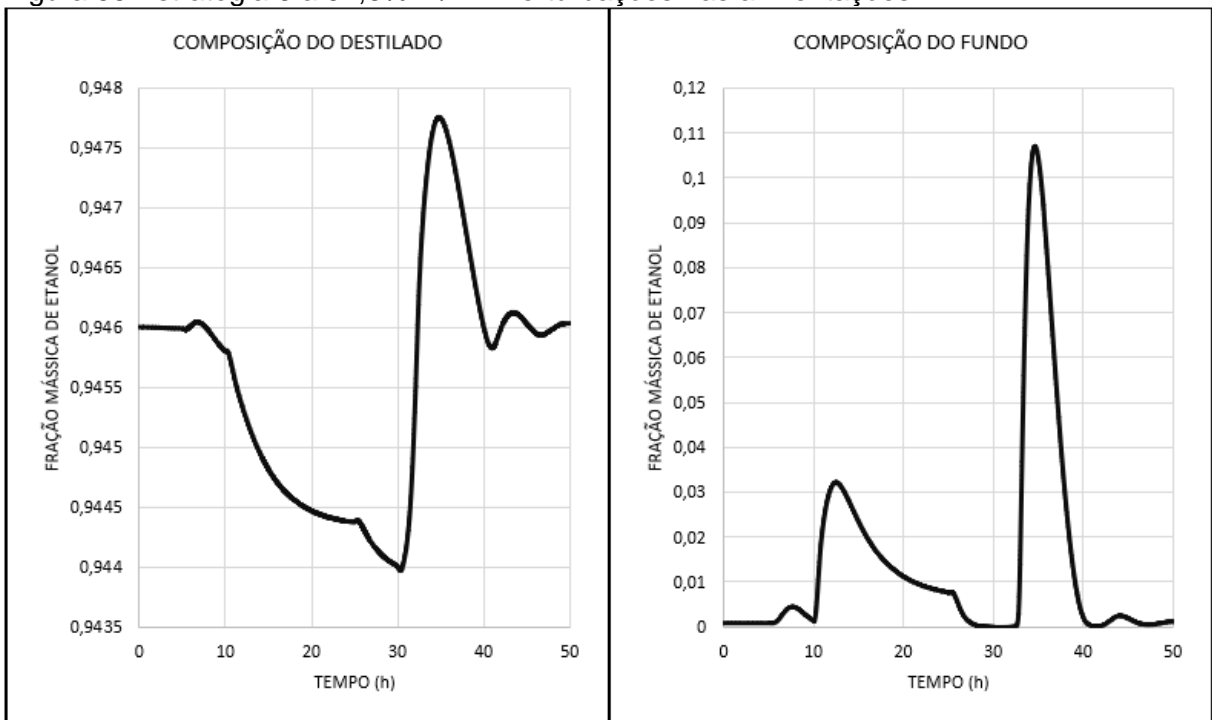
Fonte: Autoria própria (2019)

Figura 54 Estratégia 6 a 93,6% m/m - Perturbações nas alimentações



Fonte: Autoria própria (2019)

Figura 55 Estratégia 6 a 94,6% m/m - Perturbações nas alimentações



Fonte: Autoria própria (2019)

Nas tabelas a seguir, apresentam-se resumos das estratégias de controle, apresentando as composições de topo e de fundo o mínimo e o máximo, onde todas as estratégias empregadas conseguiram estabilizar no *setpoint*, mostrando que o estudo dinâmico e a sintonização correta dos controladores PID foram capazes de manter a unidade estável e assim possibilitando obter etanol hidratado conforme a ANP.

Tabela 30 Resumo para composição de 92,5% m/m no destilado

| Ordem | Estratégias de controle | Composição | | |
|-------|---|------------------------------|------------------------------|-------------|
| | | Destilado | Fundo | Situação |
| 1 | Controle de composição indireto | Min: 0,92489 Máx: 0,92512 | Min: 0,00100 Máx: 0,01756 | Estabilizou |
| 2 | Controle de composição direto | Min: 0,92496 Máx: 0,92504 | Min: 0,00100 Máx: 0,01756 | Estabilizou |
| 3 | Controle de composição duplo atuando na vazão de destilado e carga térmica do <i>reboiler</i> | Min: 0,92482 Máx: 0,92520 | Min: 0,00075 Máx: 0,00125 | Estabilizou |
| 4 | Controle de composição duplo atuando na vazão de refluxo e carga térmica do <i>reboiler</i> | Min: 0,92487 Máx: 0,92515 | Min: 0,00075 Máx: 0,00127 | Estabilizou |
| 5 | Controle indireto de temperatura | Min: 0,92281 Máx: 0,92500 | Min: 0,00088 Máx: 0,00123 | Estabilizou |
| 6 | Controle direto de temperatura | Min: 0,92240 Máx: 0,92508 | Min: 0,00077 Máx: 0,00181 | Estabilizou |

Fonte: Autoria própria (2019)

Tabela 31 Resumo para composição de 93,6% m/m no destilado

| Ordem | Estratégias de controle | Composição | | |
|-------|---|------------------------------|------------------------------|-------------|
| | | Destilado | Fundo | Situação |
| 1 | Controle de composição indireto | Min: 0,93595 Máx: 0,93605 | Min: 0,00100 Máx: 0,05835 | Estabilizou |
| 2 | Controle de composição direto | Min: 0,93598 Máx: 0,93602 | Min: 0,00100 Máx: 0,05836 | Estabilizou |
| 3 | Controle de composição duplo atuando na vazão de destilado e carga térmica do <i>reboiler</i> | Min: 0,93566 Máx: 0,93745 | Min: 0,00097 Máx: 0,00102 | Estabilizou |
| 4 | Controle de composição duplo atuando na vazão de refluxo e carga térmica do <i>reboiler</i> | Min: 0,93593 Máx: 0,93608 | Min: 0,00099 Máx: 0,00101 | Estabilizou |
| 5 | Controle indireto de temperatura | Min: 0,93361 Máx: 0,93600 | Min: 0,00081 Máx: 0,00162 | Estabilizou |
| 6 | Controle direto de temperatura | Min: 0,93310 Máx: 0,93620 | Min: 0,00059 Máx: 0,00723 | Estabilizou |

Fonte: Autoria própria (2019)

Tabela 32 Resumo para composição de 94,6% m/m no destilado

| Ordem | Estratégias de controle | Composição | | |
|-------|---|------------------------------|------------------------------|-------------|
| | | Destilado | Fundo | Situação |
| 1 | Controle de composição indireto | Min: 0,94599 Máx: 0,94601 | Min: 0,00095 Máx: 0,08520 | Estabilizou |
| 2 | Controle de composição direto | Min: 0,94600 Máx: 0,94600 | Min: 0,00098 Máx: 0,08464 | Estabilizou |
| 3 | Controle de composição duplo atuando na vazão de destilado e carga térmica do <i>reboiler</i> | Min: 0,94478 Máx: 0,94641 | Min: 0,00077 Máx: 0,00370 | Estabilizou |
| 4 | Controle de composição duplo atuando na vazão de refluxo e carga térmica do <i>reboiler</i> | Min: 0,94598 Máx: 0,94602 | Min: 0,00079 Máx: 0,00121 | Estabilizou |
| 5 | Controle indireto de temperatura | Min: 0,94408 Máx: 0,94608 | Min: 0,00007 Máx: 0,06440 | Estabilizou |
| 6 | Controle direto de temperatura | Min: 0,94397 Máx: 0,94776 | Min: 0,00004 Máx: 0,10695 | Estabilizou |

Fonte: Autoria própria (2019)

5 CONCLUSÕES

Neste trabalho, realizou-se a regressão de dados experimentais para o modelo termodinâmico NRTL, no qual apresentou resultados insatisfatórios, devido ao aumento da composição do azeótropo com a pressão.

Neste contexto, foi desenvolvido o modelo estacionário para as composições de 92,5%, 93,6% e 94,6% em massa de etanol, no qual realizou o cálculo da razão de refluxo mínima, razão de refluxo de projeto, número de estágios ideais, eficiência, números de estágios reais e prato ótimo de alimentação, onde para obter a composição de 94,6% m/m foi necessário 80 estágios reais e para a composição de 93,6% m/m foi necessário 40 estágios, ou seja, um ganho de 1% na composição de destilado foi necessário o dobro de estágios para obtenção da composição.

O método proposto por Tolliver e McCune para a composição de 94,6% m/m não foi atendido as premissas de serem simétricos e maior espaçamento entre as variações de $\pm 5\%$ geradas na vazão de destilado para a vazão de refluxo constante, no qual deve a aproximação do ponto azeotrópico onde apresentou pouca sensibilidade a mudança, enquanto para as composições de 80%, 90%, 92,5% e 93,6% em massa foram atendidas as premissas.

No simulador Aspen Plus *Dynamics*, foi realizado a identificação do processo para os controladores de vazão, pressão, temperatura e composição e aplicou-se os métodos de sintonia em malha aberta, sendo os métodos de Ziegler-Nichols, Cohen Coon e ITAE apresentaram bons resultados e semelhantes, no qual optou-se pela seleção do método de Ziegler-Nichols. E para os métodos em malha fechada, o de Ziegler-Nichols e Tyreus-Luyben apresentaram resultados semelhantes e optou pelo método de Ziegler-Nichols para a malha de nível.

As seis estratégias de controle apresentaram bons comportamentos aos distúrbios realizados nas vazões e composições das alimentações, de maneira que, o etanol hidratado permaneceu nas especificações conforme a ANP. As estratégias de controle por temperatura obtiveram boas respostas as perturbações das alimentações, no qual a composição de topo manteve especificada. Contudo, dentre as estratégias aplicadas, as estratégias de controle de composição duplo foram as que apresentaram melhores resultados aos distúrbios.

Todavia, a implementação das estratégias de controle de composição duplo requer cuidados devido ao fenômeno de acoplamento, na qual as variáveis de topo e fundo podem interferir uma na outra e o sistema não estabilizar. Por isso, de modo a validar os estudos simulados deve-se implementar em uma planta real e verificar a vantagem desta estratégia.

6 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

- Realizar estudo termodinâmico, equilíbrio líquido-vapor e de regressão de parâmetros para o sistema etanol-água, de modo a verificar a influência da pressão no ponto azeotrópico.
- Realizar as estratégias de controle presente deste trabalho no software Aspen HYSYS, de modo a verificar as vantagens e desvantagens entre os programas da Aspen Technology ®.
- Desenvolver uma unidade robusta onde as vazões de refluxo e de *boilup* sejam controladas por uma bomba externa e por trocadores externos, de modo a avaliar a dinâmica da troca térmica utilizando o Aspen Plus *Dynamics*.

REFERÊNCIAS

- ANP. Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. Disponível em: <http://www.in.gov.br/materia/-/asset_publisher/Kujrw0TZC2Mb/content/id/56416199/do1-2018-12-21-resolucao-n-764-de-20-de-dezembro-de-2018-56416135>
- ANP. Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. Disponível em: <<http://www.anp.gov.br/producao-de-biocombustiveis/etanol>>.
- Barr-David, F.; Dodge, B. F. J. Chem. Eng. Data, 1959, 4, 107 Vapor-Liquid Equilibrium at High Pressures. The Systems Ethanol-Water and 2-Propanol-Water
- BATISTA, Lorena Cristina Faria; FERNANDES, Gustavo Queiroz; MAIA, Antônio Augusto Torres. Estudo comparativo de técnicas de sintonia de controladores PID para sistemas de primeira ordem com atraso. Abcm Symposium Series In Mechatronics. p. 1144-1153. 2014.
- 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>>.
- Beebe, A. H.; Coulter, K. E.; Lindsay, R. A.; Baker, E. M. Ind. Eng. Chem., 1942, 34, 1501 Equilibria in ethanol- water system at pressures less than atmospheric
- CAMPESTRINI, L. Sintonia de controladores PID descentralizados baseada no método do ponto crítico. Dissertação de Mestrado em Engenharia Elétrica da Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 2006.
- CAMPOS, M. C. M. M.; TEIXEIRA, H. C. G. Controles típicos de equipamentos e processos industriais. [S.l.]: Blucher, 2006.
- Chieppe Júnior, João Baptista. Tecnologia e fabricação do álcool / João Baptista Chieppe Júnior. – – Inhumas: IFG; Santa Maria: Universidade Federal de Santa Maria, 2012.
- DIMIAN, Alexandre C.; BILDEA, Costin Sorin; KISS, Anton A.. Integrated Design and Simulation of Chemical Processes. 2. ed. Oxford: Elsevier Science, 2014. 886 p.
- FELÍCIO, Luiz Carlos. Modelagem da dinâmica de sistemas e estudo da resposta / Luiz Carlos Felício - Segunda Edição - São Carlos: RiMa, 2010.
- FOUST, Alan S. et al. Princípios das Operações Unitárias. 2. ed. Ltc, 1982. 682 p.
- FUCHS, Suzana. Desenvolvimento de uma estratégia de controle para colunas de separação propano-propano. 2010. 47 f. TCC (Graduação) - Curso de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Rio Grande do Sul, 2010.
- GARCIA, Claudio. Modelagem e Simulação de Processos Industriais e de Sistemas Eletromecânicos / Claudio Garcia. - São Paulo: Editora da Universidade de São Paulo, 1997. - (Acadêmica; 11)

HAYDARY, Juma. Chemical Process Design and Simulation: Aspen Plus and Aspen Hysys applications.: Wiley-aiche, 2019. 448 p.

HÜBNER, Júlia Viola Matzenbacher. Estudo de modelos termodinâmicos para misturas envolvidas no processamento de petróleo. 2015. 52 f. TCC (Graduação) - Curso de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2015.

JANA, Amiya K. Process simulation and control using Aspen TM. New Delhi, PHI Learning Private Limited, 2009.

Jones, C. A.; Schoenborn, E. M.; Colburn, A. P. Ind. Eng. Chem., 1943, 35, 666-72
Equilibrium still for miscible liquids data on ethylene dichloride - toluene and ethanol - water

KALID, R. DE A. Controle de Coluna de Destilação. 1ª ed. Salvador, BA: Laboratório de Controle e Otimização de Processos Industriais (LACOI) – Depto Engenharia Química - UFBA, 2013.

KISTER, H. Z. Distillation Operation. 1st ed. New York: McGraw-Hill, Inc., 1990.

KISTER, H. Z. Distillation design. 1st ed. Nova York: McGraw-Hill, Inc., 1992.

LAW, Averill M.; KELTON, W. David. Simulation modeling and analysis. McGraw-Hill. 2 ed., 1991.

LOPES, Andressa Romanel. Implementação de diferentes técnicas de sintonia de controladores PID no XCOS/SCILAB. 2019. 98 f. TCC (Graduação) - Curso de Engenharia Química, Universidade Federal Fluminense, Niterói, 2019.

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

LUYBEN, W. L. Evaluation of criteria for selecting temperature control trays in distillation columns. Journal Of Process Control, [s.l.], v. 16, n. 2, p.115-134, fev. 2006. Elsevier BV.

Luyben, William L. Process modeling, simulation, and control for chemical engineers. 2nd ed. 1996.

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

Orchilles, A. V.; Miguel, P. J.; Vercher, E.; Martinez-Andreu, A. J. Chem. Eng. Data, 2010, 55(4), 1669-1674 Using 1-Ethyl-3-methylimidazolium Trifluoromethanesulfonate as an Entrainer for the Extractive Distillation of Ethanol + Water Mixtures

OGATA, Katsuhiko. Engenharia de controle moderno / Katsuhiko Ogata ; tradutora Heloísa Coimbra de Souza ; revisor técnico Eduardo Aoun Tannuri. -- 5. ed. -- São Paulo: Pearson Prentice Hall, 2010.

Orjuela, A.; Yanez, A. J.; Vu, D. T.; Miller, D. J.; Lira, C. T. Fluid Phase Equilib., 2010, 290, 63 (-67) Phase equilibria for reactive distillation of diethyl succinate Part I. System diethyl succinate + ethanol + water

Othmer, D. F.; Moeller, W. P.; Englund, S. W.; Christopher, R. G. Ind. Eng. Chem., 1951, 43, 707-11 Composition of vapors from boiling binary solutions recirculation-type still and equilibria under pressure for ethyl alcohol - water system

Pemberton, R. C.; Mash, C. J. J. Chem. Thermodyn., 1978, 10, 867

PETROBRAS. ETANOL. Disponível em: <<http://www.petrobras.com.br/pt/produtos-e-servicos/produtos/automotivos/etanol/>>. Acesso em: 24 nov. 2019.

POLING, Bruce; PRAUSNITZ, John; O'CONNELL, John. The Properties of Gases and Liquids. 5. ed. New York: Mcgraw-hill Education, 2001. 752 p.

SANTOS, Natália Silva dos. Simulação dinâmica de uma coluna de destilação. 2019. 77 f. TCC (Graduação) - Curso de Engenharia Química, Universidade Católica do Salvador, Salvador, 2019.

SARAIVA, Felipe de Andrade. Métodos de sintonia em controladores PID. 2011. 47 f. TCC (Graduação) - Curso de Engenharia de Telecomunicações, Unilasalle, Canoas, 2011.

SILVEIRA JUNIOR, Nauro da. Desenvolvimento de ferramenta de cálculo termodinâmico usando o modelo PC-SAFT. 2008. 131 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2008.

SMITH, Carlos A.; CORRÍPIO, Armando B., Princípios e prática do controle automático de processo / Carlos A. Smith, Armando B. Corríprio; tradução Maria Lúcia Godinho de Oliveira. - [Reimpr.]. - Rio de Janeiro: LTC, 2012.

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

STEPHANOPOULOS, George. Chemical Process Control An Introduction to Theory and Practice. New Jersey, PTR Prentice Hall; 1 ed., 1984.

Walas, Stanley M. Chemical process equipment. Butterworth-Heinemann series in chemical engineering. 1990.

APÊNDICE A

A identificação da característica do processo foi obtida em malha aberta no simulador Aspen Plus *Dynamics*, a partir do degrau unitário de 1% na variável manipulada, onde obteve-se a resposta da planta, sendo que o simulador aproximou a curva da reação para um sistema de primeira ordem, conseguindo os parâmetros como ganho do estado estacionário, constante de tempo e tempo morto.

E foi utilizado a identificação em malha fechada, para obter a característica do processo para a malha de nível, resultando o ganho e período último.

A identificação foi aplicado para todos os controladores presentes nas estratégias de controle, conforme apresentado na metodologia, onde modo a obter etanol hidratado.

Controle de composição indireto

a) Composição de destilado de 92,5% m/m de etanol

Tabela AP. A 1 Parâmetros da dinâmica em malha aberta no controle de composição indireto para composição de 92,5% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema para malha aberta. | Malhas de controle | | | | |
|--|------------------------|------------------------|------------------------|--------------------|---------|
| | Vazões de alimentações | Vazão de <i>boilup</i> | Pressão do condensador | Composição de topo | Unidade |
| Ganho | 0,764485 | 1,0207 | 16,42399 | 0,102653 | % |
| Constante do tempo | 0,550577 | 0,749973 | 16,19676 | 45,0886 | min |
| Tempo morto | 0,6 | 0,6 | 1,200002 | 3,106592 | min |

Tabela AP. A 2 Parâmetros da dinâmica em malha fechada no controle de composição indireto para composição de 92,5% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema para malha fechada | Malhas de controle | | |
|--|--------------------------|----------------------|---------|
| | Nível do vaso de refluxo | Nível do <i>sump</i> | Unidade |
| Último ganho | 1096,328 | 3537,515 | %/% |
| Último período | 4,8 | 2,4 | min |

b) Composição de destilado de 93,6% m/m de etanol

Tabela AP. A 3 Parâmetros da dinâmica em malha aberta no controle de composição indireto para composição de 93,6% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema para malha aberta. | Malhas de controle | | | | Unidade |
|--|------------------------|------------------------|------------------------|--------------------|---------|
| | Vazões de alimentações | Vazão de <i>boilup</i> | Pressão do condensador | Composição de topo | |
| Ganho | 0,959711 | 1,040006 | 15,28971 | 0,103844 | % |
| Constante do tempo | 0,703704 | 0,814627 | 16,49149 | 42,59003 | min |
| Tempo morto | 1,199998 | 1,199843 | 1,200016 | 3,37022 | min |

Tabela AP. A 4 Parâmetros da dinâmica em malha fechada no controle de composição indireto para composição de 93,6% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema para malha fechada | Malhas de controle | | Unidade |
|--|--------------------------|----------------------|---------|
| | Nível do vaso de refluxo | Nível do <i>sump</i> | |
| Último ganho | 1278,979 | 4163,858 | %/% |
| Último período | 4,2 | 3,6 | min |

c) Composição de destilado de 94,6% m/m de etanol

Tabela AP. A 5 Parâmetros da dinâmica em malha aberta no controle de composição indireto para composição de 94,6% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema para malha aberta. | Malhas de controle | | | | Unidade |
|--|------------------------|------------------------|------------------------|--------------------|---------|
| | Vazões de alimentações | Vazão de <i>boilup</i> | Pressão do condensador | Composição de topo | |
| Ganho | 0,507768 | 1,099036 | 7,627201 | 0,021356 | % |
| Constante do tempo | 0,389456 | 0,780067 | 9,915887 | 53,07836 | min |
| Tempo morto | 0,6 | 1,199999 | 1,2 | 2,279533 | min |

Tabela AP. A 6 Parâmetros da dinâmica em malha fechada no controle de composição indireto para composição de 94,6% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema para malha fechada | Malhas de controle | | Unidade |
|--|--------------------------|----------------------|---------|
| | Nível do vaso de refluxo | Nível do <i>sump</i> | |
| Último ganho | 1147,171 | 4117,65 | %/% |
| Último período | 7,2 | 2,4 | min |

Controle de composição direto

a) Composição de destilado de 92,5% m/m de etanol

Tabela AP. A 7 Parâmetros da dinâmica em malha aberta no controle de composição direto para composição de 92,5% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema para malha aberta. | Malhas de controle | | | | Unidade |
|--|------------------------|------------------------|------------------------|--------------------|---------|
| | Vazões de alimentações | Vazão de <i>boilup</i> | Pressão do condensador | Composição de topo | |
| Ganho | 0,767552 | 1,019405 | 16,27991 | -0,094584 | % |
| Constante do tempo | 0,553515 | 0,760475 | 16,01027 | 143,3603 | min |
| Tempo morto | 1,199041 | 0,600002 | 1,803811 | 2,976889 | min |

Tabela AP. A 8 Parâmetros da dinâmica em malha fechada no controle de composição direto para composição de 92,5% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema para malha fechada | Malhas de controle | | Unidade |
|--|--------------------------|----------------------|---------|
| | Nível do vaso de refluxo | Nível do <i>sump</i> | |
| Último ganho | 138,8183 | 3366,345 | %/% |
| Último período | 69 | 2,4 | min |

b) Composição de destilado de 93,6% m/m de etanol

Tabela AP. A 9 Parâmetros da dinâmica em malha aberta no controle de composição direto para composição de 93,6% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema para malha aberta. | Malhas de controle | | | | Unidade |
|--|------------------------|------------------------|------------------------|--------------------|---------|
| | Vazões de alimentações | Vazão de <i>boilup</i> | Pressão do condensador | Composição de topo | |
| Ganho | 0,731384 | 1,027694 | 15,28971 | -0,057165 | % |
| Constante do tempo | 0,536504 | 0,753733 | 16,49149 | 213,9933 | min |
| Tempo morto | 0,599987 | 1,8 | 1,200016 | 2,58753 | min |

Tabela AP. A 10 Parâmetros da dinâmica em malha fechada no controle de composição direto para composição de 93,6% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema para malha fechada | Malhas de controle | | Unidade |
|--|--------------------------|----------------------|---------|
| | Nível do vaso de refluxo | Nível do <i>sump</i> | |
| Último ganho | 407,345 | 2712,765 | %/% |
| Último período | 115,2 | 3 | min |

c) Composição de destilado de 94,6% m/m de etanol

Tabela AP. A 11 Parâmetros da dinâmica em malha aberta no controle de composição direto para composição de 94,6% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema para malha aberta. | Malhas de controle | | | | Unidade |
|--|------------------------|------------------------|------------------------|--------------------|---------|
| | Vazões de alimentações | Vazão de <i>boilup</i> | Pressão do condensador | Composição de topo | |
| Ganho | 0,547911 | 1,049617 | 22,81365 | -0,013513 | % |
| Constante do tempo | 0,411511 | 0,778933 | 29,49865 | 189,2267 | min |
| Tempo morto | 1,812559 | 0,599471 | 1,223882 | 9,745378 | min |

Tabela AP. A 12 Parâmetros da dinâmica em malha fechada no controle de composição direto para composição de 94,6% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema para malha fechada | Malhas de controle | | Unidade |
|--|--------------------------|----------------------|---------|
| | Nível do vaso de refluxo | Nível do <i>sump</i> | |
| Último ganho | 193,0855 | 2703,979 | %/% |
| Último período | 1,8 | 5,4 | min |

Controle de composição duplo atuando na vazão de destilado e carga térmica do *reboiler*;

a) Composição de destilado de 92,5% m/m de etanol

Tabela AP. A 13 Parâmetros da dinâmica em malha aberta no controle de composição duplo atuando na vazão de destilado e carga térmica do *reboiler* para composição de 92,5% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema para malha aberta. | Malhas de controle | | | | Unidade |
|--|------------------------|------------------------|--------------------|---------------------|---------|
| | Vazões de alimentações | Pressão do condensador | Composição do topo | Composição do fundo | |
| Ganho | 0,522204 | 16,23414 | -0,271626 | -35,55453 | % |
| Constante do tempo | 0,375452 | 16,74202 | 391,6759 | 22,56847 | min |
| Tempo morto | 1,344035 | 0,6 | 4,175877 | 2,367068 | min |

Tabela AP. A 14 Parâmetros da dinâmica em malha fechada controle de composição duplo atuando na vazão de destilado e carga térmica do *reboiler* para composição de 92,5% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema de para malha fechada | Malhas de controle | | Unidade |
|---|--------------------------|----------------------|---------|
| | Nível do vaso de refluxo | Nível do <i>sump</i> | |
| Último ganho | 172,1348 | 3013,912 | %/% |
| Último período | 1,8 | 2,4 | min |

b) Composição de destilado de 93,6% m/m de etanol

Tabela AP. A 15 Parâmetros da dinâmica em malha aberta no controle de composição duplo atuando na vazão de destilado e carga térmica do *reboiler* para composição de 93,6% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema para malha aberta. | Malhas de controle | | | | Unidade |
|--|------------------------|------------------------|--------------------|---------------------|---------|
| | Vazões de alimentações | Pressão do condensador | Composição do topo | Composição do fundo | |
| Ganho | 0,65859 | 10,67804 | -0,152794 | -2,030702 | % |
| Constante do tempo | 0,457325 | 13,22496 | 431,1456 | 34,10324 | min |
| Tempo morto | 1,201444 | 0,601288 | 5,302723 | 2,20964 | min |

Tabela AP. A 16 Parâmetros da dinâmica em malha fechada no controle de composição duplo atuando na vazão de destilado e carga térmica do *reboiler* para composição de 93,6% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema de para malha fechada | Malhas de controle | | Unidade |
|---|--------------------------|----------------------|---------|
| | Nível do vaso de refluxo | Nível do <i>sump</i> | |
| Último ganho | 366,9686 | 3242,149 | %/% |
| Último período | 1,8 | 1,2 | min |

c) Composição de destilado de 94,6% m/m de etanol

Tabela AP. A 17 Parâmetros da dinâmica em malha aberta no controle de composição duplo atuando na vazão de destilado e carga térmica do *reboiler* para composição de 94,6% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema para malha aberta. | Malhas de controle | | | | Unidade |
|--|------------------------|------------------------|--------------------|---------------------|---------|
| | Vazões de alimentações | Pressão do condensador | Composição do topo | Composição do fundo | |
| Ganho | 0,511398 | 7,656648 | -0,077252 | -49,99999 | % |
| Constante do tempo | 0,378951 | 10,29695 | 800,0153 | 78,7076 | min |
| Tempo morto | 1,200001 | 1,2 | 30,38018 | 3,603239 | min |

Tabela AP. A 18 Parâmetros da dinâmica em malha fechada no controle de composição duplo atuando na vazão de destilado e carga térmica do *reboiler* para composição de 94,6% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema de para malha fechada | Malhas de controle | | Unidade |
|---|--------------------------|----------------------|---------|
| | Nível do vaso de refluxo | Nível do <i>sump</i> | |
| Último ganho | 215,4461 | 2446,457 | %/% |
| Último período | 3 | 5,4 | min |

Controle de composição duplo atuando na vazão de refluxo e carga térmica do *reboiler*;

a) Composição de destilado de 92,5% m/m de etanol

Tabela AP. A 19 Parâmetros da dinâmica em malha aberta no controle de composição duplo atuando na vazão de refluxo e carga térmica do *reboiler* para composição de 92,5% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema para malha aberta. | Malhas de controle | | | | Unidade |
|--|------------------------|------------------------|---------------------|--------------------|---------|
| | Vazões de alimentações | Pressão do condensador | Composição de fundo | Composição de topo | |
| Ganho | 0,764485 | 16,42399 | -35,55453 | 0,102653 | % |
| Constante do tempo | 0,550577 | 16,19676 | 22,56847 | 45,0886 | min |
| Tempo morto | 0,6 | 1,200002 | 2,367068 | 3,106592 | min |

Tabela AP. A 20 Parâmetros da dinâmica em malha fechada controle de composição duplo atuando na vazão de refluxo e carga térmica do *reboiler* para composição de 92,5% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema de para malha fechada | Malhas de controle | | Unidade |
|---|--------------------------|----------------------|---------|
| | Nível do vaso de refluxo | Nível do <i>sump</i> | |
| Último ganho | 1096,328 | 3537,515 | %/% |
| Último período | 4,8 | 2,4 | min |

b) Composição de destilado de 93,6% m/m de etanol

Tabela AP. A 21 Parâmetros da dinâmica em malha aberta no controle de composição duplo atuando na vazão de refluxo e carga térmica do *reboiler* para composição de 93,6% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema para malha aberta. | Malhas de controle | | | | Unidade |
|--|------------------------|------------------------|---------------------|--------------------|---------|
| | Vazões de alimentações | Pressão do condensador | Composição de fundo | Composição de topo | |
| Ganho | 0,959711 | 15,28971 | -2,030702 | 0,103844 | % |
| Constante do tempo | 0,703704 | 16,49149 | 34,10324 | 42,59003 | min |
| Tempo morto | 1,199998 | 1,200016 | 2,20964 | 3,37022 | min |

Tabela AP. A 22 Parâmetros da dinâmica em malha fechada no controle de composição duplo atuando na vazão de refluxo e carga térmica do *reboiler* para composição de 93,6% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema de para malha fechada | Malhas de controle | | Unidade |
|---|--------------------------|----------------------|---------|
| | Nível do vaso de refluxo | Nível do <i>sump</i> | |
| Último ganho | 1278,979 | 4163,858 | %/% |
| Último período | 4,2 | 3,6 | min |

c) Composição de destilado de 94,6% m/m de etanol

Tabela AP. A 23 Parâmetros da dinâmica em malha aberta no controle de composição duplo atuando na vazão de refluxo e carga térmica do *reboiler* para composição de 94,6% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema para malha aberta. | Malhas de controle | | | | Unidade |
|--|------------------------|------------------------|---------------------|--------------------|---------|
| | Vazões de alimentações | Pressão do condensador | Composição de fundo | Composição de topo | |
| Ganho | 0,507768 | 7,627201 | -49,99999 | 0,021356 | % |
| Constante do tempo | 0,389456 | 9,915887 | 78,7076 | 53,07836 | min |
| Tempo morto | 0,6 | 1,2 | 3,603239 | 2,279533 | min |

Tabela AP. A 24 Parâmetros da dinâmica em malha fechada no controle de composição duplo atuando na vazão de refluxo e carga térmica do *reboiler* para composição de 94,6% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema de para malha fechada | Malhas de controle | | Unidade |
|---|--------------------------|----------------------|---------|
| | Nível do vaso de refluxo | Nível do <i>sump</i> | |
| Último ganho | 1147,171 | 4117,65 | %/% |
| Último período | 7,2 | 2,4 | min |

Nessa estratégia de controle foi realizado uma adaptação para os parâmetros, no qual foi utilizado os parâmetros do controle indireto sem cascata para as malhas de vazão, nível, pressão e composição de topo, enquanto os parâmetros da composição do fundo foi obtido a partir do controle de composição duplo atuando no destilado e carga térmica do revedor.

Controle indireto de temperatura

a) Composição de destilado de 92,5% m/m de etanol

Tabela AP. A 25 Parâmetros da dinâmica em malha aberta no controle indireto de temperatura para composição de 92,5% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema para malha aberta. | Malhas de controle | | | | Unidade |
|--|------------------------|------------------------|------------------------|-------------|---------|
| | Vazões de alimentações | Vazão de <i>boilup</i> | Pressão do condensador | Temperatura | |
| Ganho | 0,835923 | 0,956382 | 16,54348 | -4,669724 | % |
| Constante do tempo | 0,602338 | 0,709235 | 16,54753 | 39,17676 | min |
| Tempo morto | 1,199988 | 0,6 | 0,6 | 3,292174 | min |

Tabela AP. A 25 Parâmetros da dinâmica em malha fechada no controle indireto de temperatura para composição de 92,5% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema para malha fechada | Malhas de controle | | |
|--|--------------------------|----------------------|---------|
| | Nível do vaso de refluxo | Nível do <i>sump</i> | Unidade |
| Último ganho | 958,225 | 4082,413 | %/% |
| Último período | 6 | 2,4 | min |

b) Composição de destilado de 93,6% m/m de etanol

Tabela AP. A 26 Parâmetros da dinâmica em malha aberta no controle indireto de temperatura para composição de 93,6% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema para malha aberta. | Malhas de controle | | | | Unidade |
|--|------------------------|------------------------|------------------------|-------------|---------|
| | Vazões de alimentações | Vazão de <i>boilup</i> | Pressão do condensador | Temperatura | |
| Ganho | 0,593033 | 1,451156 | 14,38122 | -5,084059 | % |
| Constante do tempo | 0,434999 | 1,11775 | 15,40048 | 36,16845 | min |
| Tempo morto | 0,6 | 0,6 | 1,200014 | 4,982995 | min |

Tabela AP. A 27 Parâmetros da dinâmica em malha fechada no controle indireto de temperatura para composição de 93,6% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema para malha fechada | Malhas de controle | | |
|--|--------------------------|----------------------|---------|
| | Nível do vaso de refluxo | Nível do <i>sump</i> | Unidade |
| Último ganho | 1258,731 | 4281,3 | %/% |
| Último período | 4,8 | 1,8 | min |

c) Composição de destilado de 94,6% m/m de etanol

Tabela AP. A 28 Parâmetros da dinâmica em malha aberta no controle indireto de temperatura para composição de 94,6% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema para malha aberta. | Malhas de controle | | | | Unidade |
|--|------------------------|------------------------|------------------------|-------------|---------|
| | Vazões de alimentações | Vazão de <i>boilup</i> | Pressão do condensador | Temperatura | |
| Ganho | 0,604259 | 1,092838 | 14,98323 | -7,171539 | % |
| Constante do tempo | 0,463467 | 0,775882 | 19,47923 | 39,87785 | min |
| Tempo morto | 1,200017 | 1,199998 | 1,200002 | 26,20603 | min |

Tabela AP. A 29 Parâmetros da dinâmica em malha fechada no controle indireto de temperatura para composição de 94,6% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema para malha fechada | Malhas de controle | | |
|--|--------------------------|----------------------|---------|
| | Nível do vaso de refluxo | Nível do <i>sump</i> | Unidade |
| Último ganho | 1207,745 | 2660,888 | %/% |
| Último período | 3 | 4,8 | min |

Controle direto de temperatura

a) Composição de destilado de 92,5% m/m de etanol

Tabela AP. A 30 Parâmetros da dinâmica em malha aberta no controle direto de temperatura para composição de 92,5% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema para malha aberta. | Malhas de controle | | | | |
|--|------------------------|------------------------|------------------------|-------------|---------|
| | Vazões de alimentações | Vazão de <i>boilup</i> | Pressão do condensador | Temperatura | Unidade |
| Ganho | 0,809999 | 1,116714 | 16,20211 | 0,936398 | % |
| Constante do tempo | 0,583582 | 0,823528 | 15,93478 | 24,04987 | min |
| Tempo morto | 0,6 | 1,2 | 1,2 | 5,39835 | min |

Tabela AP. A 31 Parâmetros da dinâmica em malha fechada no controle direto de temperatura para composição de 92,5% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema de para malha fechada | Malhas de controle | | |
|---|--------------------------|----------------------|---------|
| | Nível do vaso de refluxo | Nível do <i>sump</i> | Unidade |
| Último ganho | 185,8741 | 3369,742 | %/% |
| Último período | 2,4 | 2,4 | min |

b) Composição de destilado de 93,6% m/m de etanol

Tabela AP. A 32 Parâmetros da dinâmica em malha aberta no controle direto de temperatura para composição de 93,6% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema para malha aberta. | Malhas de controle | | | | |
|--|------------------------|------------------------|------------------------|-------------|---------|
| | Vazões de alimentações | Vazão de <i>boilup</i> | Pressão do condensador | Temperatura | Unidade |
| Ganho | 0,730604 | 1,033548 | 14,96408 | 5,229708 | % |
| Constante do tempo | 0,532769 | 0,818183 | 15,96089 | 51,92598 | min |
| Tempo morto | 1,205085 | 1,194439 | 1,19335 | 5,068472 | min |

Tabela AP. A 33 Parâmetros da dinâmica em malha fechada no controle direto de temperatura para composição de 93,6% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema de para malha fechada | Malhas de controle | | |
|---|--------------------------|----------------------|---------|
| | Nível do vaso de refluxo | Nível do <i>sump</i> | Unidade |
| Último ganho | 128,0491 | 2539,478 | %/% |
| Último período | 4,2 | 3,6 | min |

c) Composição de destilado de 94,6% m/m de etanol

Tabela AP. A 34 Parâmetros da dinâmica em malha aberta no controle direto de temperatura para composição de 94,6% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema para malha aberta. | Malhas de controle | | | | |
|--|------------------------|------------------------|------------------------|-------------|---------|
| | Vazões de alimentações | Vazão de <i>boilup</i> | Pressão do condensador | Temperatura | Unidade |
| Ganho | 0,531029 | 1,037436 | 7,658979 | 6,805014 | % |
| Constante do tempo | 0,407362 | 0,736516 | 9,890924 | 50,12102 | min |
| Tempo morto | 1,199999 | 1,2 | 1,199999 | 44,02634 | min |

Tabela AP. A 35 Parâmetros da dinâmica em malha fechada no controle direto de temperatura para composição de 94,6% m/m de etanol.

| Parâmetros do sistema de para malha fechada | Malhas de controle | | |
|---|--------------------------|----------------------|---------|
| | Nível do vaso de refluxo | Nível do <i>sump</i> | Unidade |
| Último ganho | 92,41495 | 2660,088 | %/% |
| Último período | 4,8 | 4,8 | min |

APÊNDICE B

Controle de composição indireto

a) Composição de destilado de 92,5% m/m de etanol

Tabela AP. B 1 Parâmetros dos controladores PID para controle de composição indireto para 92,5% m/m de etanol – Malha aberta

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Métodos de sintonia | | | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|---------------------|--------------|----------|----------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Cohen e Coon | IMC | ITAE | |
| FC_CARGA | Ganho proporcional | 1,08029 | 1,189296 | 1,090798 | 1,033117 | % |
| | Integral | 1,998001 | 0,648202 | 0,850578 | 0,866241 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| FC_boilup | Ganho proporcional | 1,102145 | 1,183789 | 1,008509 | 1,046552 | % |
| | Integral | 1,998 | 0,777584 | 1,049973 | 0,956294 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| PC_cond | Ganho proporcional | 0,739622 | 0,744696 | 0,501321 | 0,664913 | % |
| | Integral | 3,996007 | 3,459983 | 16,79676 | 4,095384 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| CC_XD | Ganho proporcional | 169,6643 | 190,4799 | 9,55068 | 166,5001 | % |
| | Integral | 6,213183 | 7,430723 | 46,64189 | 7,4448 | min |
| | Derivativo | 1,553296 | 1,115693 | 1,501567 | 1,199549 | min |

Tabela AP. B 2 Parâmetros dos controladores PID para controle de composição indireto para 92,5% m/m de etanol – Malha fechada

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Malhas de controle | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|--------------------|---------------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Tyreus-Luyben | |
| LC_topo | Ganho proporcional | 498,3307 | 342,6024 | %/% |
| | Integral | 4 | 10,56 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |
| LC_fundo | Ganho proporcional | 498,3307 | 342,6024 | %/% |
| | Integral | 4 | 10,56 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |

b) Composição de destilado de 93,6% m/m de etanol

Tabela AP. B 3 Parâmetros dos controladores PID para controle de composição indireto para 93,6% m/m de etanol – Malha aberta

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Métodos de sintonia | | | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|---------------------|--------------|----------|----------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Cohen e Coon | IMC | ITAE | |
| FC_CARGA | Ganho proporcional | 0,549936 | 0,636767 | 0,6659 | 0,531366 | % |
| | Integral | 3,995994 | 0,977582 | 1,303703 | 1,50121 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| FC_boilup | Ganho proporcional | 0,587545 | 0,667673 | 0,66682 | 0,565796 | % |
| | Integral | 3,995479 | 1,073834 | 1,414549 | 1,573061 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| PC_cond | Ganho proporcional | 0,80894 | 0,81439 | 0,338915 | 0,726928 | % |
| | Integral | 3,996053 | 3,468326 | 17,0915 | 4,119119 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| CC_XD | Ganho proporcional | 146,0319 | 164,2595 | 9,414794 | 144,364 | % |
| | Integral | 6,74044 | 8,028076 | 44,27514 | 7,788832 | min |
| | Derivativo | 1,68511 | 1,208152 | 1,620975 | 1,300443 | min |

Tabela AP. B 4 Parâmetros dos controladores PID para controle de composição indireto para 93,6% m/m de etanol – Malha fechada

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Malhas de controle | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|--------------------|--------------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Tyres-Luyben | |
| LC_topo | Ganho proporcional | 581,3541 | 399,6809 | %/% |
| | Integral | 3,5 | 9,24 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |
| LC_fundo | Ganho proporcional | 1892,663 | 1301,206 | %/% |
| | Integral | 3 | 7,92 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |

c) Composição de destilado de 94,6% m/m de etanol

Tabela AP. B 5 Parâmetros dos controladores PID para controle de composição indireto para 94,6% m/m de etanol – Malha aberta

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Métodos de sintonia | | | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|---------------------|--------------|----------|----------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Cohen e Coon | IMC | ITAE | |
| FC_CARGA | Ganho proporcional | 1,150493 | 1,31461 | 1,331192 | 1,109051 | % |
| | Integral | 1,997999 | 0,521777 | 0,689456 | 0,775396 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| FC_boilup | Ganho proporcional | 0,532331 | 0,608155 | 0,615543 | 0,513139 | % |
| | Integral | 3,995996 | 1,044545 | 1,380067 | 1,551526 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| PC_cond | Ganho proporcional | 0,975051 | 0,985976 | 0,67585 | 0,886509 | % |
| | Integral | 3,996005 | 3,190417 | 10,51589 | 3,500287 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| CC_XD | Ganho proporcional | 1308,377 | 1461,824 | 46,24199 | 1252,209 | % |
| | Integral | 4,559066 | 5,510701 | 54,21813 | 6,183018 | min |
| | Derivativo | 1,139766 | 0,822499 | 1,115806 | 0,88228 | min |

Tabela AP. B 6 Parâmetros dos controladores PID para controle de composição indireto para 94,6% m/m de etanol – Malha fechada

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Malhas de controle | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|--------------------|--------------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Tyres-Luyben | |
| LC_topo | Ganho proporcional | 521,4413 | 358,4909 | %/% |
| | Integral | 6 | 15,84 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |
| LC_fundo | Ganho proporcional | 1871,659 | 1286,766 | %/% |
| | Integral | 2 | 5,28 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |

Controle de composição direto sem cascata

a) Composição de destilado de 92,5% m/m de etanol

Tabela AP. B 7 Parâmetros dos controladores PID para controle de composição direto para 92,5% m/m de etanol – Malha aberta

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Métodos de sintonia | | | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|---------------------|--------------|----------|----------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Cohen e Coon | IMC | ITAE | |
| FC_CARGA | Ganho proporcional | 0,54129 | 0,649861 | 0,736973 | 0,525899 | % |
| | Integral | 3,992805 | 0,836384 | 1,153036 | 1,389449 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| FC_boilup | Ganho proporcional | 1,118994 | 1,200741 | 1,019887 | 1,062212 | % |
| | Integral | 1,998006 | 0,783716 | 1,060475 | 0,96056 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| PC_cond | Ganho proporcional | 0,490679 | 0,495798 | 0,338772 | 0,445389 | % |
| | Integral | 6,006691 | 4,862923 | 16,91217 | 5,383335 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| CC_XD | Ganho proporcional | 610,9868 | 679,8203 | 10,50787 | 562,664 | % |
| | Integral | 5,953778 | 7,263441 | 144,8488 | 9,767942 | min |
| | Derivativo | 1,488444 | 1,078434 | 1,473149 | 1,156381 | min |

Tabela AP. B 8 Parâmetros dos controladores PID para controle de composição direto para 92,5% m/m de etanol – Malha fechada

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Malhas de controle | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|--------------------|---------------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Tyreus-Luyben | |
| LC_topo | Ganho proporcional | 63,09925 | 43,38073 | %/% |
| | Integral | 57,5 | 151,8 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |
| LC_fundo | Ganho proporcional | 1530,157 | 1051,983 | %/% |
| | Integral | 2 | 5,28 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |

b) Composição de destilado de 93,6% m/m de etanol

Tabela AP. B 9 Parâmetros dos controladores PID para controle de composição direto para 93,6% m/m de etanol – Malha aberta

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Métodos de sintonia | | | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|---------------------|--------------|----------|----------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Cohen e Coon | IMC | ITAE | |
| FC_CARGA | Ganho proporcional | 1,100343 | 1,214283 | 1,121317 | 1,052922 | % |
| | Integral | 1,997956 | 0,638022 | 0,836497 | 0,85908 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| FC_boilup | Ganho proporcional | 0,366711 | 0,447799 | 0,525872 | 0,357083 | % |
| | Integral | 5,994001 | 1,178526 | 1,653733 | 2,021757 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| PC_cond | Ganho proporcional | 0,80894 | 0,81439 | 0,338915 | 0,726928 | % |
| | Integral | 3,996053 | 3,468326 | 17,0915 | 4,119119 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| CC_XD | Ganho proporcional | 1735,913 | 1928,343 | 17,42885 | 1553,453 | % |
| | Integral | 5,17506 | 6,336594 | 215,2871 | 9,78264 | min |
| | Derivativo | 1,293765 | 0,938856 | 1,28599 | 1,007855 | min |

Tabela AP. B 10 Parâmetros dos controladores PID para controle de composição direto para 93,6% m/m de etanol– Malha fechada

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Malhas de controle | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|--------------------|--------------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Tyres-Luyben | |
| LC_topo | Ganho proporcional | 185,1568 | 127,2953 | %/% |
| | Integral | 96 | 253,44 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |
| LC_fundo | Ganho proporcional | 1233,075 | 847,7391 | %/% |
| | Integral | 2,5 | 6,6 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |

c) Composição de destilado de 94,6% m/m de etanol

Tabela AP. B 11 Parâmetros dos controladores PID para controle de composição direto para 94,6% m/m de etanol – Malha aberta

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Métodos de sintonia | | | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|---------------------|--------------|----------|----------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Cohen e Coon | IMC | ITAE | |
| FC_CARGA | Ganho proporcional | 0,372925 | 0,525018 | 0,78054 | 0,368284 | % |
| | Integral | 6,03582 | 0,806731 | 1,31779 | 1,673688 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| FC_boilup | Ganho proporcional | 1,114236 | 1,19363 | 1,008472 | 1,057088 | % |
| | Integral | 1,996237 | 0,794069 | 1,078728 | 0,967402 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| PC_cond | Ganho proporcional | 0,950847 | 0,954499 | 0,634361 | 0,843478 | % |
| | Integral | 4,075527 | 3,750721 | 30,11059 | 5,028442 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| CC_XD | Ganho proporcional | 1724,274 | 1929,571 | 72,90354 | 1666,215 | % |
| | Integral | 19,49076 | 23,47624 | 194,0993 | 25,20488 | min |
| | Derivativo | 4,872689 | 3,510899 | 4,750365 | 3,768466 | min |

Tabela AP. B 12 Parâmetros dos controladores PID para controle de composição direto para 94,6% m/m de etanol– Malha fechada

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Malhas de controle | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|--------------------|--------------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Tyres-Luyben | |
| LC_topo | Ganho proporcional | 87,76614 | 60,33922 | %/% |
| | Integral | 1,5 | 3,96 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |
| LC_fundo | Ganho proporcional | 1229,081 | 844,9934 | %/% |
| | Integral | 4,5 | 11,88 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |

Controle de composição duplo atuando na vazão destilado e carga térmica do *reboiler*

a) Composição de destilado de 92,5% m/m de etanol

Tabela AP. B 13 Parâmetros dos controladores PID para controle de composição duplo atuando na vazão de destilado e carga térmica do *reboiler* para 92,5% m/m de etanol– Malha aberta

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Métodos de sintonia | | | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|---------------------|--------------|----------|----------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Cohen e Coon | IMC | ITAE | |
| FC_CARGA | Ganho proporcional | 0,481444 | 0,641024 | 0,877893 | 0,47319 | % |
| | Integral | 4,475636 | 0,679381 | 1,04747 | 1,326205 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| PC_cond | Ganho proporcional | 1,546927 | 1,55206 | 1,02918 | 1,367635 | % |
| | Integral | 1,998 | 1,859108 | 17,04202 | 2,583421 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| CC_XD | Ganho proporcional | 414,3702 | 460,1807 | 3,669852 | 368,3508 | % |
| | Integral | 8,351753 | 10,23249 | 393,7639 | 16,31701 | min |
| | Derivativo | 2,087938 | 1,515563 | 2,076867 | 1,627547 | min |
| CC_XB | Ganho proporcional | 0,321794 | 0,363686 | 0,027309 | 0,322904 | % |
| | Integral | 4,734137 | 5,580995 | 23,752 | 5,081208 | min |
| | Derivativo | 1,183534 | 0,844645 | 1,12456 | 0,912079 | min |

Tabela AP. B 14 Parâmetros dos controladores PID para controle de composição duplo atuando na vazão de destilado e carga térmica do *reboiler* para 92,5% m/m de etanol – Malha fechada

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Malhas de controle | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|--------------------|----------------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Tyresus-Luyben | |
| LC_topo | Ganho proporcional | 78,24306 | 53,79211 | %/% |
| | Integral | 1,5 | 3,96 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |
| LC_fundo | Ganho proporcional | 1369,96 | 941,8474 | %/% |
| | Integral | 2 | 5,28 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |

b) Composição de destilado de 93,6% m/m de etanol

Tabela AP. B 15 Parâmetros dos controladores PID para controle de composição duplo atuando na vazão de destilado e carga térmica do *reboiler* para 93,6% m/m de etanol – Malha aberta

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Métodos de sintonia | | | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|---------------------|--------------|----------|----------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Cohen e Coon | IMC | ITAE | |
| FC_CARGA | Ganho proporcional | 0,520174 | 0,646707 | 0,78657 | 0,50763 | % |
| | Integral | 4,000809 | 0,739529 | 1,058047 | 1,308893 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| PC_cond | Ganho proporcional | 1,853798 | 1,861602 | 1,239178 | 1,647934 | % |
| | Integral | 2,00229 | 1,828648 | 13,5256 | 2,399145 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| CC_XD | Ganho proporcional | 638,5595 | 709,373 | 6,520868 | 571,957 | % |
| | Integral | 10,60545 | 12,98468 | 433,7969 | 19,95876 | min |
| | Derivativo | 2,651362 | 1,923961 | 2,635157 | 2,065259 | min |
| CC_XB | Ganho proporcional | 9,1203 | 10,23144 | 0,48334 | 8,921104 | % |
| | Integral | 4,41928 | 5,294103 | 35,20807 | 5,381256 | min |
| | Derivativo | 1,10482 | 0,79415 | 1,070151 | 0,853471 | min |

Tabela AP. B 16 Parâmetros dos controladores PID para controle de composição duplo atuando na vazão de destilado e carga térmica do *reboiler* para 93,6% m/m de etanol – Malha fechada

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Malhas de controle | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|--------------------|--------------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Tyres-Luyben | |
| LC_topo | Ganho proporcional | 166,8039 | 114,6777 | %/% |
| | Integral | 1,5 | 3,96 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |
| LC_fundo | Ganho proporcional | 1473,704 | 1013,172 | %/% |
| | Integral | 1 | 2,64 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |

c) Composição de destilado de 94,6% m/m de etanol

Tabela AP. B 17 Parâmetros dos controladores PID para controle de composição duplo atuando na vazão de destilado e carga térmica do *reboiler* para 94,6% m/m de etanol – Malha aberta

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Métodos de sintonia | | | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|---------------------|--------------|----------|----------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Cohen e Coon | IMC | ITAE | |
| FC_CARGA | Ganho proporcional | 0,555756 | 0,718708 | 0,938365 | 0,544689 | % |
| | Integral | 3,996005 | 0,655303 | 0,978951 | 1,23147 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| PC_cond | Ganho proporcional | 1,008628 | 1,019512 | 0,697648 | 0,916243 | % |
| | Integral | 3,996 | 3,214211 | 10,89695 | 3,542778 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| CC_XD | Ganho proporcional | 409,0506 | 456,6006 | 12,80146 | 388,9455 | % |
| | Integral | 60,76037 | 73,59463 | 815,2054 | 85,10309 | min |
| | Derivativo | 15,19009 | 10,97159 | 14,90705 | 11,7657 | min |
| CC_XB | Ganho proporcional | 0,524246 | 0,586039 | 0,019735 | 0,503442 | % |
| | Integral | 7,206478 | 8,700531 | 80,50922 | 9,611202 | min |
| | Derivativo | 1,80162 | 1,299453 | 1,761303 | 1,394168 | min |

Tabela AP. B 18 Parâmetros dos controladores PID para controle de composição duplo atuando na vazão de destilado e carga térmica do *reboiler* para 94,6% m/m de etanol – Malha fechada

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Malhas de controle | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|--------------------|----------------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Tyresus-Luyben | |
| LC_topo | Ganho proporcional | 97,93003 | 67,3269 | %/% |
| | Integral | 2,5 | 6,6 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |
| LC_fundo | Ganho proporcional | 1112,026 | 764,5178 | %/% |
| | Integral | 4,5 | 11,88 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |

Controle de composição duplo atuando na vazão de refluxo e carga térmica do *reboiler*

a) Composição de destilado de 92,5% m/m de etanol

Tabela AP. B 19 Parâmetros dos controladores PID para controle de composição duplo atuando na vazão de refluxo e carga térmica do *reboiler* para 92,5% m/m de etanol – Malha aberta

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Métodos de sintonia | | | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|---------------------|--------------|----------|----------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Cohen e Coon | IMC | ITAE | |
| FC_CARGA | Ganho proporcional | 1,08029 | 1,189296 | 1,090798 | 1,033117 | % |
| | Integral | 1,998001 | 0,648202 | 0,850578 | 0,866241 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| CC_XB | Ganho proporcional | 0,321794 | 0,363686 | 0,027309 | 0,322904 | % |
| | Integral | 4,734137 | 5,580995 | 23,752 | 5,081208 | min |
| | Derivativo | 1,183534 | 0,844645 | 1,12456 | 0,912079 | min |
| PC_cond | Ganho proporcional | 0,739622 | 0,744696 | 0,501321 | 0,664913 | % |
| | Integral | 3,996007 | 3,459983 | 16,79676 | 4,095384 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| CC_XD | Ganho proporcional | 169,6643 | 190,4799 | 9,55068 | 166,5001 | % |
| | Integral | 6,213183 | 7,430723 | 46,64189 | 7,4448 | min |
| | Derivativo | 1,553296 | 1,115693 | 1,501567 | 1,199549 | min |

Tabela AP. B 20 Parâmetros dos controladores PID para controle de composição duplo atuando na vazão de refluxo e carga térmica do *reboiler* para 92,5% m/m de etanol – Malha fechada

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Malhas de controle | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|--------------------|--------------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Tyres-Luyben | |
| LC_topo | Ganho proporcional | 498,3307 | 342,6024 | %/% |
| | Integral | 4 | 10,56 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |
| LC_fundo | Ganho proporcional | 498,3307 | 342,6024 | %/% |
| | Integral | 4 | 10,56 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |

b) Composição de destilado de 93,6% m/m de etanol

Tabela AP. B 21 Parâmetros dos controladores PID para controle de composição duplo atuando na vazão de refluxo e carga térmica do *reboiler* para 93,6% m/m de etanol – Malha aberta

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Métodos de sintonia | | | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|---------------------|--------------|----------|----------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Cohen e Coon | IMC | ITAE | |
| FC_CARGA | Ganho proporcional | 0,549936 | 0,636767 | 0,6659 | 0,531366 | % |
| | Integral | 3,995994 | 0,977582 | 1,303703 | 1,50121 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| CC_XB | Ganho proporcional | 9,1203 | 10,23144 | 0,48334 | 8,921104 | % |
| | Integral | 4,41928 | 5,294103 | 35,20807 | 5,381256 | min |
| | Derivativo | 1,10482 | 0,79415 | 1,070151 | 0,853471 | min |
| PC_cond | Ganho proporcional | 0,80894 | 0,81439 | 0,338915 | 0,726928 | % |
| | Integral | 3,996053 | 3,468326 | 17,0915 | 4,119119 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| CC_XD | Ganho proporcional | 146,0319 | 164,2595 | 9,414794 | 144,364 | % |
| | Integral | 6,74044 | 8,028076 | 44,27514 | 7,788832 | min |
| | Derivativo | 1,68511 | 1,208152 | 1,620975 | 1,300443 | min |

Tabela AP. B 22 Parâmetros dos controladores PID para controle de composição duplo atuando na vazão de refluxo e carga térmica do *reboiler* para 93,6% m/m de etanol – Malha fechada

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Malhas de controle | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|--------------------|----------------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Tyresus-Luyben | |
| LC_topo | Ganho proporcional | 581,3541 | 399,6809 | %/% |
| | Integral | 3,5 | 9,24 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |
| LC_fundo | Ganho proporcional | 1892,663 | 1301,206 | %/% |
| | Integral | 3 | 7,92 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |

c) Composição de destilado de 94,6% m/m de etanol

Tabela AP. B 23 Parâmetros dos controladores PID para controle de composição duplo atuando na vazão de refluxo e carga térmica do *reboiler* para 94,6% m/m de etanol – Malha aberta

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Métodos de sintonia | | | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|---------------------|--------------|----------|----------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Cohen e Coon | IMC | ITAE | |
| FC_CARGA | Ganho proporcional | 1,150493 | 1,31461 | 1,331192 | 1,109051 | % |
| | Integral | 1,997999 | 0,521777 | 0,689456 | 0,775396 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| CC_XB | Ganho proporcional | 0,524246 | 0,586039 | 0,019735 | 0,503442 | % |
| | Integral | 7,206478 | 8,700531 | 80,50922 | 9,611202 | min |
| | Derivativo | 1,80162 | 1,299453 | 1,761303 | 1,394168 | min |
| PC_cond | Ganho proporcional | 0,975051 | 0,985976 | 0,67585 | 0,886509 | % |
| | Integral | 3,996005 | 3,190417 | 10,51589 | 3,500287 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| CC_XD | Ganho proporcional | 1308,377 | 1461,824 | 46,24199 | 1252,209 | % |
| | Integral | 4,559066 | 5,510701 | 54,21813 | 6,183018 | min |
| | Derivativo | 1,139766 | 0,822499 | 1,115806 | 0,88228 | min |

Tabela AP. B 24 Parâmetros dos controladores PID para controle de composição duplo atuando na vazão de refluxo e carga térmica do *reboiler* para 94,6% m/m de etanol – Malha fechada

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Malhas de controle | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|--------------------|--------------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Tyres-Luyben | |
| LC_topo | Ganho proporcional | 521,4413 | 358,4909 | %/% |
| | Integral | 6 | 15,84 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |
| LC_fundo | Ganho proporcional | 1871,659 | 1286,766 | %/% |
| | Integral | 2 | 5,28 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |

Controle indireto de temperatura

a) Composição de destilado de 92,5% m/m de etanol

Tabela AP. B 25 Parâmetros dos controladores PID para controle de temperatura indireto para 92,5% m/m de etanol – Malha aberta

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Métodos de sintonia | | | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|---------------------|--------------|----------|----------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Cohen e Coon | IMC | ITAE | |
| FC_CARGA | Ganho proporcional | 0,54043 | 0,64012 | 0,70507 | 0,524052 | % |
| | Integral | 3,99596 | 0,88386 | 1,202332 | 1,428312 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| FC_boilup | Ganho proporcional | 1,112372 | 1,199506 | 1,034572 | 1,057621 | % |
| | Integral | 1,998 | 0,753204 | 1,009235 | 0,939355 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| PC_cond | Ganho proporcional | 1,500368 | 1,505405 | 0,998411 | 1,326829 | % |
| | Integral | 1,998 | 1,857576 | 16,84753 | 2,57378 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| TC_25 | Ganho proporcional | 3,057988 | 3,442807 | 0,209087 | 3,032707 | % |
| | Integral | 6,584348 | 7,826753 | 40,82285 | 7,489583 | min |
| | Derivativo | 1,646087 | 1,179138 | 1,579712 | 1,269947 | min |

Tabela AP. B 26 Parâmetros dos controladores PID para controle de temperatura indireto para 92,5% m/m de etanol– Malha fechada

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Malhas de controle | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|--------------------|---------------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Tyreus-Luyben | |
| LC_topo | Ganho proporcional | 435,5568 | 299,4453 | %/% |
| | Integral | 5 | 13,2 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |
| LC_fundo | Ganho proporcional | 1855,642 | 1275,754 | %/% |
| | Integral | 2 | 5,28 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |

b) Composição de destilado de 93,6% m/m de etanol

Tabela AP. B 27 Parâmetros dos controladores PID para controle de temperatura indireto para 93,6% m/m de etanol – Malha aberta

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Métodos de sintonia | | | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|---------------------|--------------|----------|----------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Cohen e Coon | IMC | ITAE | |
| FC_CARGA | Ganho proporcional | 1,100273 | 1,240793 | 1,215088 | 1,057945 | % |
| | Integral | 1,998 | 0,559848 | 0,734999 | 0,803328 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| FC_boilup | Ganho proporcional | 1,155372 | 1,212798 | 0,957824 | 1,087072 | % |
| | Integral | 1,998 | 0,961004 | 1,41775 | 1,086544 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| PC_cond | Ganho proporcional | 0,803146 | 0,808941 | 0,545384 | 0,722859 | % |
| | Integral | 3,996048 | 3,436213 | 16,00049 | 4,029876 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| TC_32 | Ganho proporcional | 1,713208 | 1,947978 | 0,189371 | 1,744151 | % |
| | Integral | 9,96599 | 11,59927 | 38,65994 | 9,95892 | min |
| | Derivativo | 2,491498 | 1,767718 | 2,330929 | 1,917431 | min |

Tabela AP. B 28 Parâmetros dos controladores PID para controle de temperatura indireto para 93,6% m/m de etanol – Malha fechada

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Malhas de controle | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|--------------------|---------------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Tyreus-Luyben | |
| LC_topo | Ganho proporcional | 572,1506 | 393,3535 | %/% |
| | Integral | 4 | 10,56 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |
| LC_fundo | Ganho proporcional | 1946,045 | 1337,906 | %/% |
| | Integral | 1,5 | 3,96 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |

c) Composição de destilado de 94,6% m/m de etanol

Tabela AP. B 29 Parâmetros dos controladores PID para controle de temperatura indireto para 94,6% m/m de etanol – Malha aberta

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Métodos de sintonia | | | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|---------------------|--------------|----------|----------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Cohen e Coon | IMC | ITAE | |
| FC_CARGA | Ganho proporcional | 0,575243 | 0,713153 | 0,862717 | 0,561183 | % |
| | Integral | 3,996058 | 0,745617 | 1,063476 | 1,313432 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| FC_boilup | Ganho proporcional | 0,532478 | 0,608732 | 0,617156 | 0,513344 | % |
| | Integral | 3,995992 | 1,040951 | 1,37588 | 1,548856 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| PC_cond | Ganho proporcional | 0,97505 | 0,980612 | 0,656918 | 0,872848 | % |
| | Integral | 3,996005 | 3,540024 | 20,07923 | 4,344507 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| TC_72 | Ganho proporcional | 0,254624 | 0,317068 | 0,121422 | 0,281601 | % |
| | Integral | 52,41205 | 51,59163 | 52,98086 | 34,78193 | min |
| | Derivativo | 13,10301 | 8,512378 | 9,862429 | 10,00548 | min |

Tabela AP. B 30 Parâmetros dos controladores PID para controle de temperatura indireto para 94,6% m/m de etanol – Malha fechada

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Malhas de controle | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|--------------------|--------------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Tyres-Luyben | |
| LC_topo | Ganho proporcional | 548,9749 | 377,4202 | %/% |
| | Integral | 2,5 | 6,6 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |
| LC_fundo | Ganho proporcional | 1209,494 | 831,5274 | %/% |
| | Integral | 4 | 10,56 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |

Controle direto de temperatura

a) Composição de destilado de 92,5% m/m de etanol

Tabela AP. B 31 Parâmetros dos controladores PID para controle de temperatura direto 92,5% m/m de etanol – Malha aberta

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Métodos de sintonia | | | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|---------------------|--------------|----------|----------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Cohen e Coon | IMC | ITAE | |
| FC_CARGA | Ganho proporcional | 1,080709 | 1,18359 | 1,069455 | 1,032135 | % |
| | Integral | 1,997999 | 0,671476 | 0,883582 | 0,882529 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| FC_boilup | Ganho proporcional | 0,553092 | 0,627716 | 0,624876 | 0,532486 | % |
| | Integral | 3,996005 | 1,081347 | 1,423528 | 1,578682 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| PC_cond | Ganho proporcional | 0,737625 | 0,742768 | 0,500261 | 0,663366 | % |
| | Integral | 3,996004 | 3,452375 | 16,53478 | 4,074067 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| TC_25 | Ganho proporcional | 5,709165 | 6,594638 | 1,006957 | 5,96461 | % |
| | Integral | 10,7967 | 12,16687 | 26,74904 | 9,493843 | min |
| | Derivativo | 2,699175 | 1,886063 | 2,426809 | 2,072193 | min |

Tabela AP. B 32 Parâmetros dos controladores PID para controle de temperatura direto para 92,5% m/m de etanol – Malha fechada

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Malhas de controle | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|--------------------|---------------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Tyreus-Luyben | |
| LC_topo | Ganho proporcional | 84,48823 | 58,08566 | %/% |
| | Integral | 2 | 5,28 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |
| LC_fundo | Ganho proporcional | 1531,701 | 1053,044 | %/% |
| | Integral | 2 | 5,28 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |

b) Composição de destilado de 93,6% m/m de etanol

Tabela AP. B 33 Parâmetros dos controladores PID para controle de temperatura direto para 93,6% m/m de etanol – Malha aberta

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Métodos de sintonia | | | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|---------------------|--------------|----------|----------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Cohen e Coon | IMC | ITAE | |
| FC_CARGA | Ganho proporcional | 0,544605 | 0,658666 | 0,758519 | 0,529646 | % |
| | Integral | 4,012934 | 0,817316 | 1,135312 | 1,377226 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| FC_boilup | Ganho proporcional | 0,596484 | 0,677112 | 0,67443 | 0,574286 | % |
| | Integral | 3,977482 | 1,075057 | 1,415403 | 1,570426 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| PC_cond | Ganho proporcional | 0,804418 | 0,809987 | 0,545418 | 0,723316 | % |
| | Integral | 3,973854 | 3,436587 | 16,55756 | 4,060824 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| TC_32 | Ganho proporcional | 2,350777 | 2,653249 | 0,186022 | 2,349921 | % |
| | Integral | 10,13694 | 11,98469 | 54,46022 | 11,08695 | min |
| | Derivativo | 2,534236 | 1,810942 | 2,416309 | 1,953685 | min |

Tabela AP. B 34 Parâmetros dos controladores PID para controle de temperatura direto para 93,6% m/m de etanol – Malha fechada

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Malhas de controle | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|--------------------|----------------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Tyresus-Luyben | |
| LC_topo | Ganho proporcional | 58,22461 | 40,02942 | %/% |
| | Integral | 3,5 | 9,24 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |
| LC_fundo | Ganho proporcional | 1154,308 | 793,587 | %/% |
| | Integral | 3 | 7,92 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |

c) Composição de destilado de 94,6% m/m de etanol

Tabela AP. B 35 Parâmetros dos controladores PID para controle de temperatura direto para 94,6% m/m de etanol – Malha aberta

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Métodos de sintonia | | | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|---------------------|--------------|----------|----------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Cohen e Coon | IMC | ITAE | |
| FC_CARGA | Ganho proporcional | 0,575339 | 0,732267 | 0,929901 | 0,562945 | % |
| | Integral | 3,995996 | 0,686216 | 1,007361 | 1,26029 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| FC_boilup | Ganho proporcional | 0,532454 | 0,61278 | 0,631514 | 0,513935 | % |
| | Integral | 3,996002 | 1,006724 | 1,336517 | 1,523266 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| PC_cond | Ganho proporcional | 0,58114 | 0,59202 | 0,697049 | 0,534644 | % |
| | Integral | 6,659966 | 4,69277 | 10,89092 | 4,950039 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | 0 | 0 | min |
| TC_72 | Ganho proporcional | 0,200752 | 0,259238 | 0,124208 | 0,225462 | % |
| | Integral | 88,05268 | 81,93253 | 72,13419 | 54,15605 | min |
| | Derivativo | 22,01317 | 13,80482 | 15,29542 | 16,78491 | min |

Tabela AP. B 36 Parâmetros dos controladores PID para controle de temperatura direto para 94,6% m/m de etanol – Malha fechada

| Controladores | Parâmetros do controlador PID | Malhas de controle | | Unidade |
|---------------|-------------------------------|--------------------|----------------|---------|
| | | Ziegler e Nichols | Tyresus-Luyben | |
| LC_topo | Ganho proporcional | 42,00679 | 28,87967 | %/% |
| | Integral | 4 | 10,56 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |
| LC_fundo | Ganho proporcional | 1209,494 | 831,5274 | %/% |
| | Integral | 4 | 10,56 | min |
| | Derivativo | 0 | 0 | min |

ANEXO

Figura AN. 1 Controle de composição indireta no simulador Aspen Plus *Dynamics*

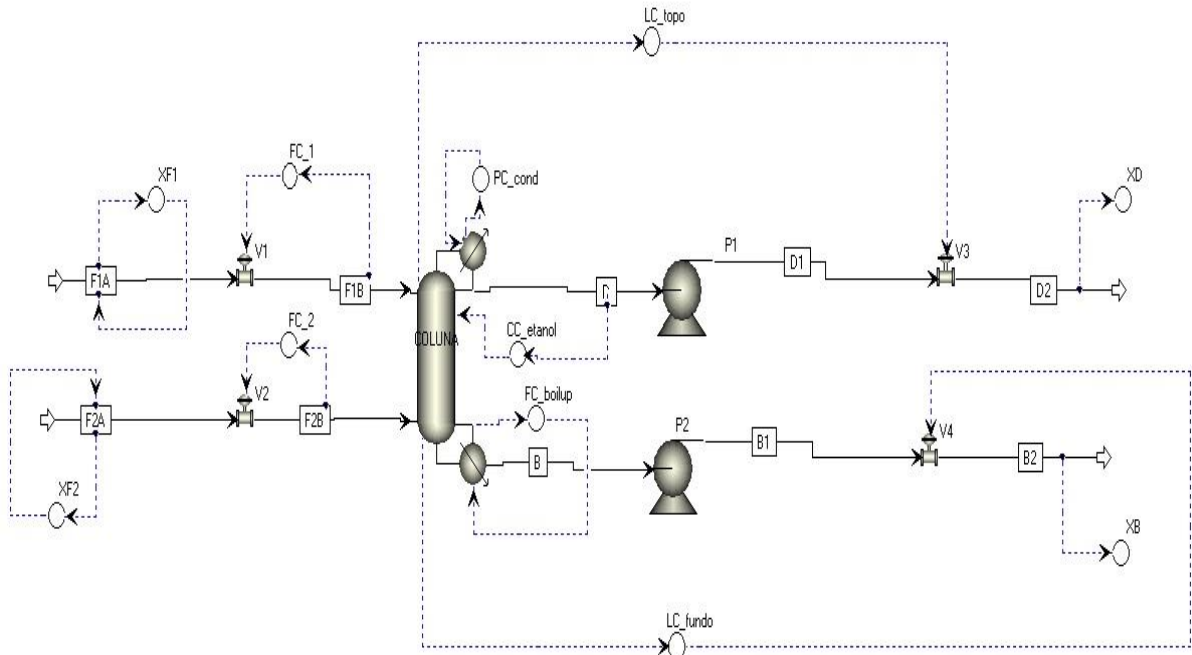


Figura AN. 2 Controle de composição direta no simulador Aspen Plus *Dynamics*

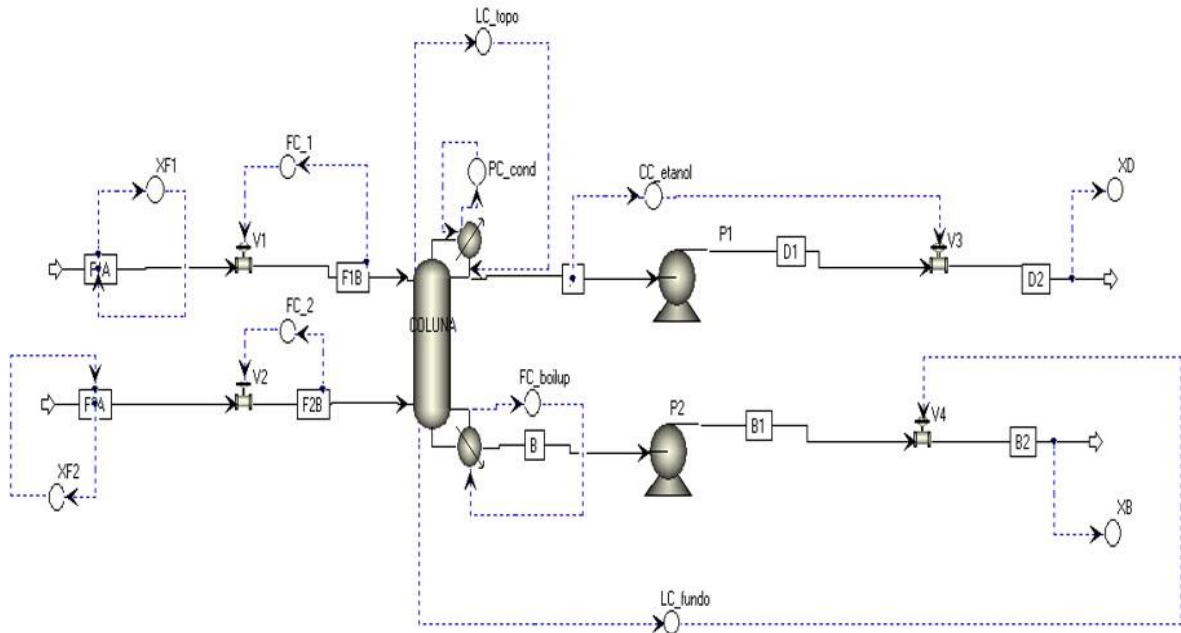


Figura AN. 3 Controle de composição duplo atuando na vazão de destilado e carga térmica do *reboiler* no simulador Aspen Plus *Dynamics*

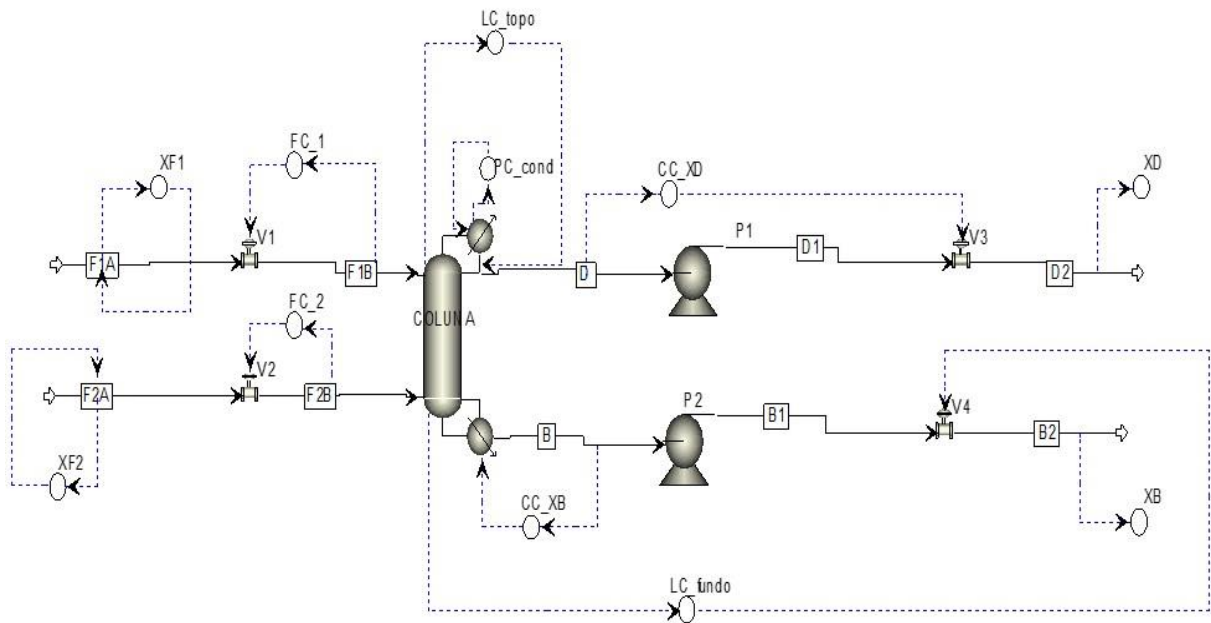


Figura AN. 4 Controle de composição duplo atuando na vazão de refluxo e carga térmica do *reboiler* no simulador Aspen Plus *Dynamics*

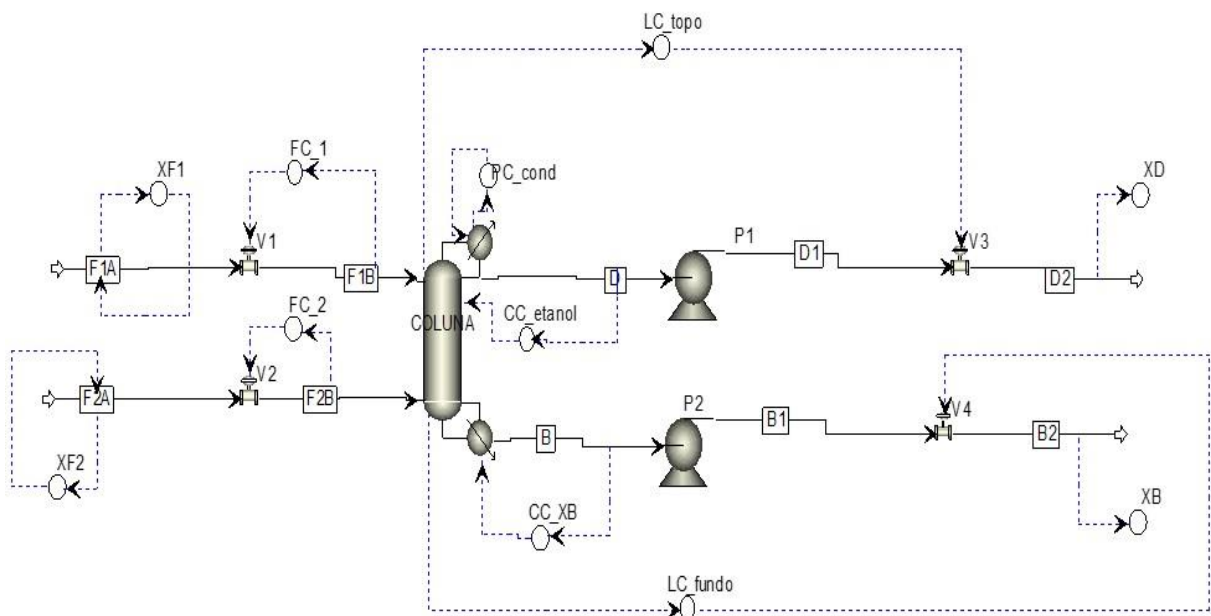


Figura AN. 5 Controle de indireto de temperatura no simulador Aspen Plus *Dynamics*

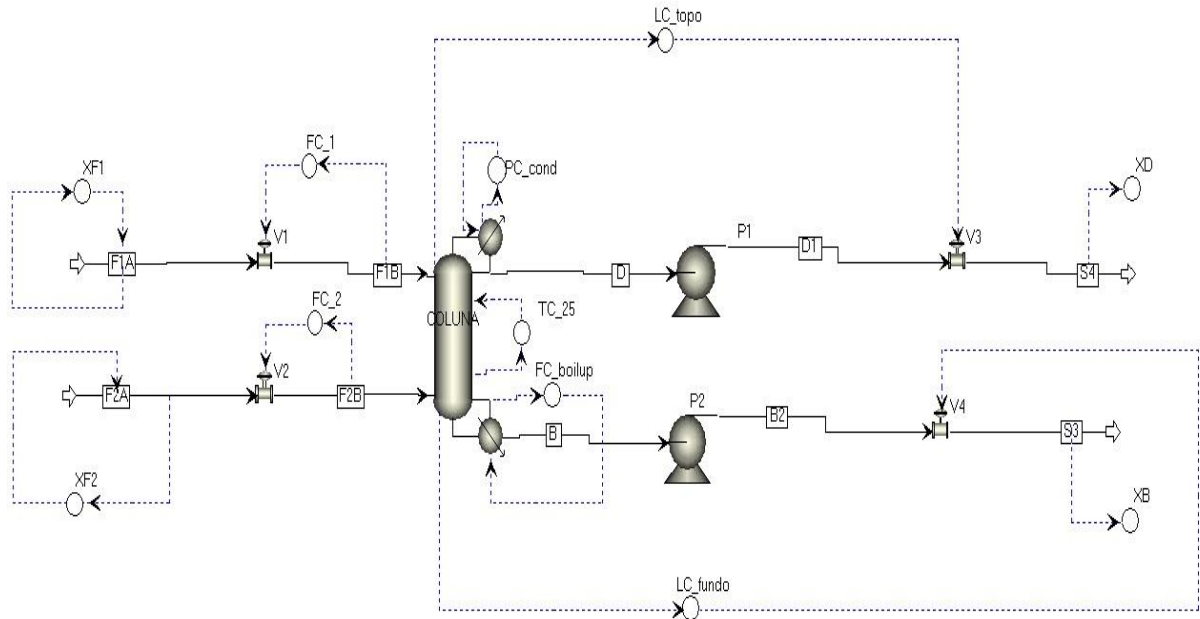


Figura AN. 6 Controle direto de temperatura no simulador Aspen Plus *Dynamics*

