



UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
ESCOLA DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
ENG07053 - TRABALHO DE DIPLOMAÇÃO EM ENGENHARIA
QUÍMICA



ESTUDO DA ESTRATÉGIA DE CONTROLE REGULATÓRIO DE UMA COLUNA DESPENTANIZADORA

Autora: Eloísa Rech

Orientador: Prof. Dr. Pedro Rafael Bolognese Fernandes

Co-orientador: Eng. Tiago da Silva Osório

Janeiro, 2013.

Sumário

Sumário	ii
Agradecimentos	iii
Resumo	iv
Lista de Figuras	v
Lista de Tabelas	vi
Lista de Abreviaturas e Siglas	vii
1 Introdução	1
2 Revisão Bibliográfica	3
2.1 Comportamento de colunas de destilação	3
2.2 Conceitos anteriores à seleção de uma estratégia de controle	4
2.2.1 Objetivos de controle	4
2.2.2 Variáveis controladas	4
2.2.3 Variáveis manipuladas	5
2.2.4 Distúrbios	5
2.2.5 Considerações a respeito das variáveis controladas	5
2.3 Escolha da configuração de controle adequada	7
2.4 Controles aplicados a colunas com retirada lateral	8
3 Estudo de Caso	11
3.1 Processo produtivo da indústria petroquímica	11
3.2 Unidade de hidrogenação de gasolina de pirólise	11
3.3 Estratégia de controle regulatório original	12
3.3.1 Caracterização do problema	13
4 Metodologia computacional	16
4.1 Avaliação estática da coluna despentanizadora	16
4.2 Avaliação dinâmica da coluna despentanizadora	18
5 Resultados	21
6 Conclusões e Trabalhos Futuros	26
7 Referências	27

Agradecimentos

Agradeço aos meus pais, Cleonice e Aldo, por repassarem seus princípios e valores e pelo incentivo para que eu buscasse meus objetivos - mesmo que, para isso, fosse necessário o convívio à distância. Agradeço à minha irmã, Mariana, pelos momentos compartilhados e por cuidar dos nossos pais.

Agradeço ao professor Pedro, pela ótima orientação através de explicações, sugestões e correções. Sua dedicação, disponibilidade e bom humor foram fundamentais e motivadores para o desenvolvimento deste trabalho. Agradeço, também, aos demais professores do Departamento de Engenharia Química pelos ensinamentos.

Agradeço a toda equipe da Automação Sul da Braskem, pela oportunidade de aprendizado, por terem me acolhido tão bem e por compartilharem a paixão pela Engenharia, contribuindo para meu desenvolvimento pessoal e profissional. Em especial, agradeço ao Tiago Osório, pela disponibilidade para solucionar dúvidas, indo além das respostas simples e retornando questionamentos. Pelo direcionamento, opiniões, correções, conselhos e ajuda, agradeço, também, à Érica. Ao Gustavo Neumann, agradeço pela compreensão e apoio.

Destaco ainda minha gratidão a pessoas que, de forma direta ou indireta, acrescentaram um pouco de suas experiências a este trabalho, entre elas: André Pohlmann, Marcelo Farenzena, Andrey Copat, Luiza Miltbroth Jorge, Luciano André Farina e Manoel Flores da Cunha.

Por fim, agradeço ao Pietro pela paciência, ajuda e carinho e, claro, às minhas amigas: Barbara, Gabriela Damo, Kelly e Natalia Rypl, pela parceria, pelos conselhos, festas e conversas. Vocês tornaram esses cinco anos mais leves e somaram um pouco dos seus sorrisos à minha vida e ao curso.

Foi incrível. Obrigada.

Resumo

Este trabalho trata da análise do sistema de controle regulatório de uma coluna despentanizadora com retirada lateral em uma central petroquímica. Esta coluna de destilação separa lateralmente as frações de corte C_5 das frações mais leves (C_4 e H_2) no topo, enquanto o corte C_{6+} é retirado pelo fundo da torre.

O estudo em questão motivou-se a partir de relatos de instabilidade operacional e dificuldade na manutenção da malha de controle do nível do vaso de acúmulo no modo automático. Dessa forma, observou-se que o principal distúrbio que impacta na operação da coluna em estudo é proveniente de variações na composição e na vazão mássica da alimentação. A consequência direta é a alteração na quantidade de líquido condensado no vaso de acúmulo de topo, resultando em perturbações na operação da planta. Além disso, esses distúrbios ocasionam uma variação do teor de benzeno na retirada lateral, na qual é uma impureza, de 0 a 10, sendo 1 (valor adimensionalizado) o limite máximo de especificação, por toxicidade.

Verificou-se que a estratégia de controle original não é adequada para rejeitar os distúrbios inerentes ao processo. Portanto, este trabalho propõe uma solução alternativa e expõe os resultados da implementação no processo de uma estratégia de controle regulatório que objetiva maior estabilidade operacional e condições de atingir as especificações de forma eficiente. Para isso, o estudo do emparelhamento mais adequado entre variáveis controladas e manipuladas baseou-se em uma revisão da literatura, análises de dados de processo e de simulações estacionária e dinâmica conduzidas nos simuladores Aspen Plus® e Aspen Plus Dynamics®.

Após a implementação no processo da estratégia de controle proposta, reduziu-se a variabilidade para o nível do vaso de refluxo e para o teor de benzeno na retirada lateral. Houve uma diminuição do desvio padrão para o teor de benzeno na retirada lateral de 0,36 para 0,15 em relação à primeira estratégia de controle, possibilitando a operação em faixas mais estreitas - pré-requisito para a implementação de uma camada de controle avançado.

Lista de Figuras

Figura 2.1: Graus de liberdade para uma fracionadora com produtos de topo e fundo	5
Figura 2.2: Configurações de controle de balanço material usuais (extraída de Kister, 1990): (a) <i>Controle indireto, composição manipula a taxa de refervimento</i> ; (b) <i>Controle indireto, composição manipula a vazão de refluxo</i> ; (c) <i>Como a, mas com produto vapor</i> ; (d) <i>Controle direto, composição altera a vazão de destilado</i> ; (e) <i>Controle direto, composição altera vazão de fundo</i>	6
Figura 2.3: Configurações de controle para colunas de retirada lateral (extraída de Kister, 1990): (a) <i>Vazão de retirada lateral pequena</i> ; (b) <i>Corrente pequena de incondensáveis</i> ; (c) <i>Corrente pequena de frações pesadas</i> ; (d) <i>Corrente de incondensáveis pequena, melhor flexibilidade de controle</i> ; (e) <i>Parecida com c, utilizando reciclo externo</i>	9
Figura 3.1: Fluxograma do processo produtivo de uma indústria petroquímica de primeira geração, com ênfase na área de hidrogenação de gasolina de pirólise	11
Figura 3.2: Etapas de processo na Unidade de Hidrogenação de Gasolina de Pirólise	12
Figura 3.3: Estratégia de controle original da coluna despentanizadora.	13
Figura 3.4: Tendência das variáveis de processo (<i>PV, process value</i>), valores desejados (<i>SP, setpoint</i>) e sinal de saída para válvula (<i>OP, output</i>) para um período de 8h.....	14
Figura 4.1: Fluxograma de processo desenvolvido no simulador comercial Aspen Plus v7.2®.	16
Figura 4.2: Fluxograma de processo com a estratégia de controle original, construído no simulador comercial Aspen Plus Dynamics®.	19
Figura 4.3: Tendência para as variáveis de processo após variação degrau na composição do corte C ₅ na alimentação, para um período de 10h simuladas no Aspen Plus Dynamics®	19
Figura 4.4: Tendência para as variáveis de processo após variação degrau na vazão de alimentação, para um período de 10h simuladas no Aspen Plus Dynamics®	20
Figura 5.1: Fluxograma de processo para a T01, destacando a estratégia de controle proposta e implementada.	21
Figura 5.2: Tendência do nível do vaso de refluxo da despentanizadora com a estratégia de controle original.	22
Figura 5.3: Tendência do nível do vaso de refluxo da despentanizadora com a estratégia de controle proposta e implementada no processo.	22
Figura 5.4: Tendência da composição de benzeno na retirada lateral com estratégia de controle original.	23
Figura 5.5: Tendência da composição de benzeno na retirada lateral com a estratégia de controle proposta e implementada no processo.	23
Figura 5.6: Análise de capacidade para o teor de benzeno na retirada lateral com a estratégia de controle original.	24
Figura 5.7: Análise de capacidade para o teor de benzeno na retirada lateral com a estratégia de controle proposta e implementada.	24

Lista de Tabelas

Tabela 4.1: Compostos reais e componentes utilizados na simulação estacionária.....	17
Tabela 4.2: Análise comparativa entre média de análises de planta e resultados da simulação estacionária.	18

Lista de Abreviaturas e Siglas

AI	Analisador de composição
AD	Vazão de água desmineralizada
AR	Vazão do fluido de refrigeração
B	Vazão de produto de fundo
CH ₄	Metano
CM	Vazão de condensado de média pressão
C _x	Hidrocarbonetos contendo x átomos de carbono na cadeia carbônica, onde x = 4, 5 ou 9
C _{x+}	Hidrocarbonetos contendo x ou mais átomos de carbono na cadeia carbônica, onde x = 6, 9 ou 10
C _y -C _z	Hidrocarbonetos com cadeia carbônica variando de y a z, onde y = 5 ou 6 e z = 10 ou 8, respectivamente
D	Vazão de destilado
F	Vazão de alimentação
FC	Controlador de vazão
GC	Gás combustível
H ₂	Hidrogênio
IRC	Controlador de refluxo interno
L	Vazão de refluxo
LC	Controlador de nível
LSE	Limite superior de especificação
OP	<i>Output</i> , sinal de saída do controlador
P	Permutador
PC	Controlador de pressão
PGH	<i>Pyrolysis Gasoline Hydrogenation</i> , Hidrogenação de Gasolina de Pirólise
PID	Controlador proporcional, integral e derivativo
PV	<i>Process value</i> , variável de processo
PYGAS	Gasolina de pirólise

RGA	<i>Relative Gain Array</i> , Matriz de Ganhos Relativos
SP	<i>Setpoint</i> , valor desejado de processo
T	Torre
TC	Controlador de temperatura
V	Vazão de refervimento
VM	Vazão de vapor de média pressão

1 Introdução

O crescimento nas demandas por produtividade, segurança operacional e adequação às exigências ambientais tem direcionado a busca por processos produtivos com melhor desempenho. Assim, garantir uma atuação estável, robusta, reprodutível e competitiva da camada de controle regulatório é um pré-requisito para minimizar perdas e garantir uma maior confiabilidade de processo, possibilitando um maior retorno econômico.

Kister (1990) afirma que sistemas de controle ineficazes em colunas de destilação causam instabilidade, a qual pode afetar a pureza dos produtos, a capacidade e a facilidade de operação, e amplificação de distúrbios. Para casos mais extremos, podem também comprometer a segurança ou causar danos a equipamentos. Em geral, o mau funcionamento de sensores e atuadores, problemas de sintonia, estruturas de controle inadequadas, dimensionamento inadequado de válvulas e medidores estão entre os principais responsáveis por instabilidades associadas ao sistema de controle.

Uma estratégia de controle regulatório adequada mantém as variáveis de controle em torno dos valores desejados, rejeitando os distúrbios inerentes ao processo. Normalmente, melhorias nessas configurações permitem uma redução de variabilidade, aumento de taxas de produção, melhoria da segurança e redução no consumo de insumos, além de fornecerem as condições para levar o processo para mais próximo do seu ponto ótimo de operação.

Com base nesse contexto, este trabalho propõe-se a rever a estratégia de controle regulatório de uma coluna despentanizadora com retirada lateral, pertencente à Unidade de Hidrogenação de Gasolina de Pirólise de uma indústria petroquímica. Esta coluna sofre com distúrbios na composição e vazão de alimentação, que ocasionam instabilidade operacional, dificuldade na manutenção da malha de controle do nível do vaso de refluxo no modo automático e alta variabilidade do teor de benzeno na corrente de retirada lateral. Este benzeno varia de 0 a 10 (valores normalizados), sendo o limite superior de especificação de benzeno de 1, por toxicidade. Assim, o objetivo é propor e implementar na planta uma nova estrutura de controle capaz de rejeitar os distúrbios inerentes ao processo e estabilizar a operação, respeitando as exigências para a composição de benzeno naquela corrente.

Em um primeiro momento, no Capítulo 2, são enfatizados os fundamentos teóricos para a avaliação de uma estratégia de controle regulatório. Apresentam-se os aspectos referentes ao comportamento de colunas de destilação, conceitos de controle de processos e regras heurísticas, visando buscar o emparelhamento mais adequado entre as variáveis de processo. Como é importante levar em conta as particularidades de cada fracionadora, são apresentadas também estratégias de controle específicas para colunas com retirada lateral.

No Capítulo 3, é descrito o processo produtivo da unidade em que a coluna em estudo está inserida, assim como seus objetivos operacionais. Então, na descrição do estudo de caso, aborda-se a estratégia de controle original e, em seguida, caracterizam-se os principais problemas encontrados com base na análise de dados de planta relativos a um período operacional.

No Capítulo 4, a fim de comprovar as hipóteses a respeito dos principais distúrbios impactantes na operação e avaliar a aplicabilidade das estratégias de controle

alternativas, utilizou-se uma metodologia computacional, conduzida nos simuladores estacionário Aspen Plus® e dinâmico Aspen Plus Dynamics®. Neste mesmo capítulo, é feita uma discussão sobre as conclusões obtidas através das simulações e das análises de dados históricos de processo.

No Capítulo 5, desenvolve-se a proposta de reestruturação da estratégia de controle e apresentam-se os resultados obtidos com a implementação na unidade industrial. São mostradas análises qualitativas e quantitativas a respeito do comportamento do processo antes e após a reconfiguração do sistema de controle em planta.

Por fim, no Capítulo 6, desenvolvem-se as conclusões e sugestões para trabalhos futuros.

2 Revisão Bibliográfica

Este capítulo se destina a fornecer os embasamentos teóricos para a avaliação da estratégia de controle regulatório da coluna despentanizadora com retirada lateral. Nesse contexto, são necessários conhecimentos prévios à proposição de soluções para os problemas encontrados na planta, tais como: características de comportamento de colunas de destilação, configurações de controle usuais e metodologias adotadas para o desenvolvimento de uma nova estratégia. Além disso, a fim de garantir um melhor desempenho operacional através do emparelhamento adequado entre variáveis de entrada e saída, devem-se considerar as particularidades operacionais de cada fracionadora. Portanto, serão abordadas também as configurações de controle específicas para colunas com retirada lateral presentes na literatura.

2.1 Comportamento de colunas de destilação

Riggs (1998) destaca alguns fatores que influenciam no controle de colunas de destilação. Entre eles, cita a não linearidade de processo, os efeitos multivariáveis, as dinâmicas distintas entre líquido e vapor, a susceptibilidade a distúrbios de processo e o comportamento transiente. Cabe ainda mencionar as diferentes dinâmicas entre vazão e composição.

Marangoni (2005) considera o comportamento transiente como consequência dos demais fatores citados por Riggs (1998), segregando-os em duas causas: perturbações associadas a limitações de processo ou modificação do ponto de operação da unidade por fatores externos. A primeira causa inclui o acoplamento de variáveis e a não linearidade de processo. Mudanças na composição de alimentação ou transições de operação por necessidade de mercado são exemplos associados à segunda causa.

No âmbito do controle de processos, as colunas de destilação são sistemas com a característica de apresentar grande interação. Isso significa que uma mudança em qualquer variável de entrada (vazões de refervimento ou refluxo, por exemplo) geralmente afeta mais de uma saída, como por exemplo, composições de fundo ou topo (ROSENBROCK, 1962 apud SKOGESTAD E MORARI, 1988). Contudo, Rosenbrock (1962) observou que esse efeito multivariável não é similar para variações nas vazões de refluxo interno e externo de uma fracionadora. A vazão de refluxo externo refere-se à quantidade de líquido que retorna do sistema de condensação para o topo da coluna, já a vazão de refluxo interno refere-se à soma entre as vazões de refluxo externo e a de líquido condensado proveniente das correntes internas de vapor, devido ao contato com o refluxo externo em menor temperatura (LUPFER, 1967). Assim, mudanças na vazão de refluxo externo têm um grande efeito de estado estacionário (ganho) nas composições, mas a resposta dinâmica é lenta. Mudanças no refluxo interno têm efeitos menores nas composições, mas a resposta dinâmica é rápida. De um modo geral, como o fracionamento ocorre em estágios, quando o processo é perturbado, ocorrem alterações em cada prato até que se atinja um novo ponto de equilíbrio (SHINSKEY, 1996). O resultado final é o somatório de todos esses tempos de resposta.

Relevante também para o entendimento do comportamento dinâmico, Riggs (1998) conceitua a não linearidade do processo como o diferencial de energia necessário para alterar o nível de impurezas em uma corrente. Assim, uma menor variação de energia inserida no sistema é necessária para aumentar o nível de impurezas do que para diminuí-lo.

Com isso, evidencia-se que os aspectos referentes ao comportamento de uma coluna de destilação influenciam no desempenho de um sistema de controle e devem ser considerados na seleção da configuração adequada. Os principais distúrbios de processo serão abordados a seguir, assim como as variáveis controladas e manipuladas típicas.

2.2 Conceitos anteriores à seleção de uma estratégia de controle

A escolha de uma estratégia de controle para uma fracionadora requer a definição dos objetivos de controle, com a especificação dos principais distúrbios e a identificação dos graus de liberdade do sistema.

2.2.1 Objetivos de controle

Kister (1990) define três objetivos principais de controle de uma coluna de destilação:

- 1) Garantir condições estáveis de operação;
- 2) Possibilitar condições para que se atinjam as especificações dos produtos;
- 3) Atingir ambos os objetivos acima da forma mais eficiente. Isso pode significar maximizar a recuperação de produtos, minimizar o consumo de energia e, frequentemente, ambos.

Riggs (1998) justifica o sequenciamento dos objetivos ao afirmar que atingir uma estabilidade operacional propicia uma distribuição de impurezas mais estreita no produto e, em consequência, possibilita que se atinjam patamares de operação mais próximos às restrições, assegurando a especificação dos produtos. Estes fatores associados permitem, geralmente, uma redução do uso de utilidades ou um aumento nas taxas de processamento da coluna.

2.2.2 Variáveis controladas

As variáveis controladas normalmente são identificadas quando os objetivos de controle estão bem definidos (LIPTÁK, 2006). São aquelas que devem ser mantidas em determinados valores, ou oscilando entre faixas pré-definidas.

Kister (1990) e Campos e Teixeira (2006) classificam essas variáveis em dois grupos:

- 1) *Associadas ao controle de inventário* - variáveis responsáveis por rejeitar distúrbios e estabilizar a operação. Portanto, relacionam-se com o primeiro objetivo de controle apresentado. Para colunas de destilação, são os controles de pressão e níveis do vaso de topo e do refeedor. A atuação direta desses controladores deve regular o acúmulo de material no sistema.
- 2) *Associadas à característica de qualidade* – variáveis responsáveis por atingir o segundo objetivo de controle. Para atingir e manter as especificações dos produtos, deve-se garantir um balanço de energia adequado. Esse controle pode ocorrer de forma direta, através das medições de composições das correntes de produto ou de forma indireta, com base em uma propriedade física representativa da composição de produto.

O controle de inventário é mais crítico, pois garante a operação do sistema. Já as variáveis relacionadas à qualidade têm um grande impacto econômico e são importantes para a otimização do sistema (CAMPOS E TEIXEIRA, 2006).

2.2.3 Variáveis manipuladas

Após definir as variáveis controladas compatíveis com os objetivos operacionais, deve-se estabelecer o número de graus de liberdade disponíveis. Implantar um controle que não respeite esse limite significa o fracasso deste sistema na prática (CAMPOS E TEIXEIRA, 2006).

Os graus de liberdade de controle estão associados basicamente às válvulas de controle. De acordo com Kister (1990), para colunas de destilação com produtos de topo e fundo, normalmente referem-se à vazão de topo (D), vazão de fundo (B), vazão do fluido de refrigeração (AR), vazão de refervimento (V) e vazão de refluxo (L), conforme a Figura 2.1, onde F é a vazão de alimentação.

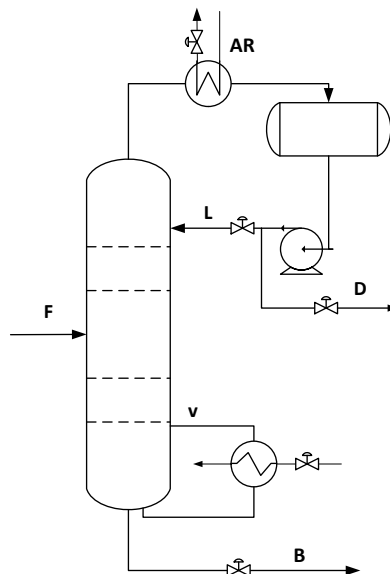


Figura 2.1: Graus de liberdade para uma fracionadora com produtos de topo e fundo

2.2.4 Distúrbios

O tipo e a magnitude dos distúrbios que ocorrem em uma coluna de destilação repercutem na variabilidade das impurezas nos produtos. Riggs (1998) descreve-os como sendo resultantes principalmente de mudanças na composição, vazão ou entalpia da alimentação. Variações na composição da alimentação deslocam o perfil de composição através da coluna, alterando significativamente as composições dos produtos. Pode-se citar como outros exemplos de distúrbios: variações nas características do fluido de aquecimento ou resfriamento e nas condições ambientes.

2.2.5 Considerações a respeito das variáveis controladas

Kister (1990), Riggs (1998), Skogestad (2007) e outros autores fornecem recomendações a respeito das variáveis controladas, cujo entendimento é primordial para a escolha de uma estratégia de controle que atenda às necessidades de processo. Algumas destas recomendações são:

a) *Nível do vaso de refluxo* - é usual controlá-lo manipulando a vazão de destilado (D), a vazão de refluxo (L) ou a vazão de fluido de resfriamento (AR). Normalmente não é necessário garantir um controle rígido do nível do vaso quando se manipula a vazão de destilado. Aliás, em certas colunas, um controle rígido não é aconselhável, pois o vaso de refluxo deve absorver as variações da vazão de produto. Entretanto, quando o nível do vaso é controlado através da vazão de fluido de resfriamento ou da vazão de refluxo (Figura 2.2c e d), esse requerimento é desejável (Kister, 1990). Riggs (1998) justifica que um funcionamento inapropriado do controle de nível para esses casos é particularmente prejudicial, já que ambos afetam diretamente os fluxos de vapor e líquido na coluna. As demais estratégias de controle da Figura 2.2 serão abordadas em paralelo ao estudo das configurações de controle das colunas de retirada lateral, no próximo tópico.

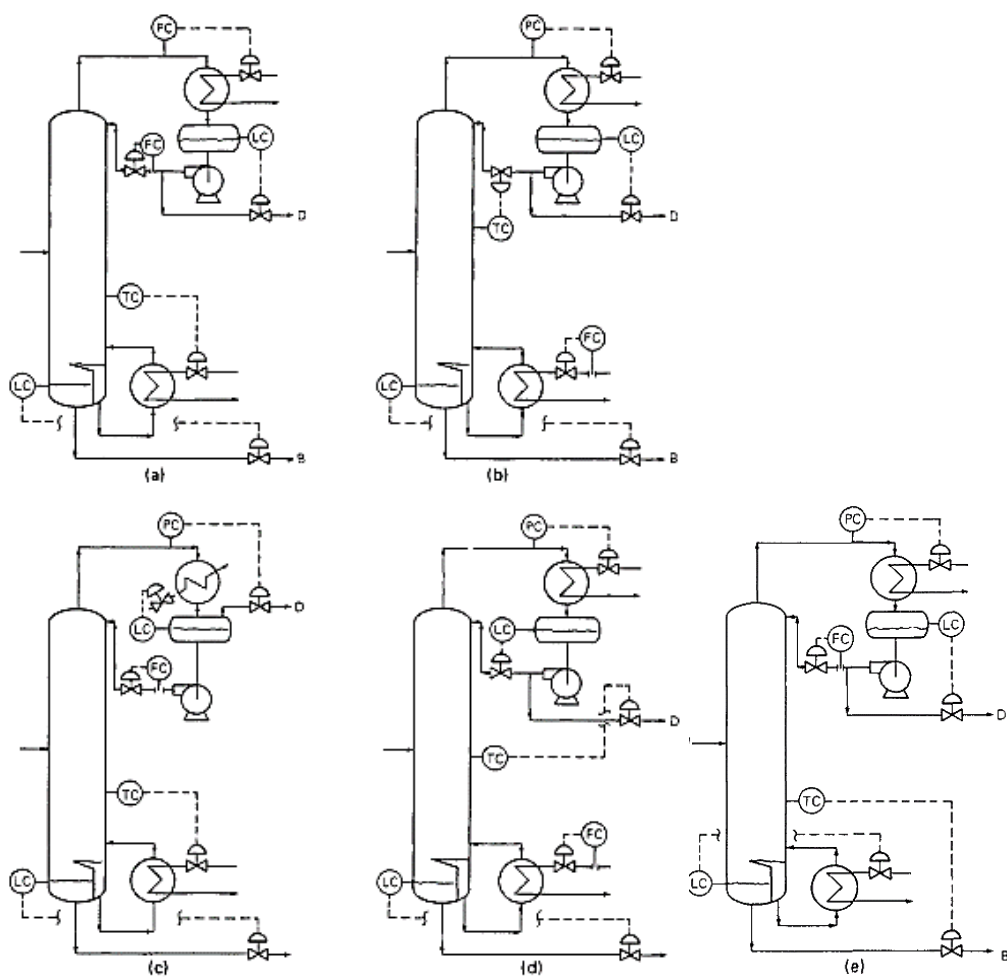


Figura 2.2: Configurações de controle de balanço material usuais (extraída de Kister, 1990): (a) *Controle indireto, composição manipula a taxa de refluvo*; (b) *Controle indireto, composição manipula a vazão de refluxo*; (c) *Como a, mas com produto vapor*; (d) *Controle direto, composição altera a vazão de destilado*; (e) *Controle direto, composição altera vazão de fundo*.

b) *Nível do refeedor/fundo da coluna* - As configurações possíveis de controle manipulam a vazão do fundo da coluna ou a carga térmica. Entretanto, indica-se fortemente que esse controle utilize a primeira opção. O controle através da manipulação da carga térmica pode repercutir em resposta inversa, por exemplo: reduzindo-se a carga térmica, aumenta-se o nível devido a menor vaporização.

Entretanto, essa menor vaporização acarreta em uma redução de líquido condensado para o fundo da coluna e, portanto, o nível tende a diminuir. Kister (1990) sugere ainda que, para casos em que se opte por manipular a vazão do fundo da coluna, estruture-se a malha de controle em cascata, a fim de evitar a propagação e a amplificação de distúrbios ao longo da coluna.

- c) *Pressão* - Além de a pressão da coluna estar associada ao inventário de vapor, tem um efeito direto pequeno na volatilidade relativa, porém um efeito direto grande no ponto de bolha dos componentes chave. Então, mudanças na pressão afetam significativamente as composições dos produtos por alterarem o perfil de temperaturas na fracionadora. Um dos principais distúrbios inerentes ao processo que afeta a pressão é a inconstância das frações incondensáveis na composição da alimentação. Nesse contexto, um controle estável, ou seja, que garanta um acúmulo de gás constante no sistema, é pré-requisito para o bom desempenho dos demais controladores. Sugere-se a manipulação da vazão do fluido de resfriamento ou, preferencialmente, da vazão de incondensáveis no topo. Contudo, é relevante citar que Chin (1979 apud CAMPOS E TEIXEIRA, 2006) detalhou 21 estratégias de controle com base no tipo de produto, considerando presença ou não de gás no mesmo, e no tipo da estratégia de controle (balanço de massa ou energia).
- d) *Composições* - Quando possível, a melhor opção é utilizar analisadores para medir a composição de topo e fundo. Indica-se o uso de analisadores quando a dinâmica do processo é lenta, sendo que o tempo morto, devido ao tempo de ciclo para ocorrer o transporte e análise no equipamento, não prejudica o desempenho da coluna. No entanto, em função dos custos, uma alternativa é utilizar inferências representativas para estimar a composição e a qualidade das correntes de produto, como já comentado. Normalmente, utiliza-se a medição da temperatura no prato sensível da coluna. Dessa forma, a temperatura de um prato está diretamente associada com sua composição, para pressões constantes. Porém, cabe salientar que, dependendo da coluna, o controle de ambas as composições simultaneamente pode apresentar dificuldade, em função da interação entre as malhas (CAMPOS E TEIXEIRA, 2006).

2.3 Escolha da configuração de controle adequada

Percebe-se que há um número muito grande de fatores a serem considerados, e conseqüentemente, de possibilidades para a escolha de uma configuração de controle. De acordo com Kister (1990), as cinco variáveis de controle podem, teoricamente, ser emparelhadas com cinco variáveis manipuladas, o que resulta em fatorial de 5, ou seja, 120 combinações possíveis. Contudo, Riggs (1998) afirma que a maioria delas não é prática. A seleção da estratégia de controle mais apropriada deve ser feita de modo sistemático, a fim de se obter a forma mais simples e eficaz para atingir os objetivos operacionais.

Com o intuito de auxiliar no desenvolvimento de uma configuração de controle, Skogestad (2007) compilou recomendações sobre o que é indicado fazer e o que se deve evitar. Lipták (2007) também sintetizou alguns aspectos relevantes que devem ser avaliados no momento da escolha do emparelhamento:

- a) Manipular a corrente que tem maior influência na variável controlada;

- b) Caso duas correntes tenham o mesmo efeito na variável controlada, manipular a que possui menor vazão;
- c) Atuar na vazão que tem comportamento mais próximo do linear com a variável controlada;
- d) Manipular a corrente que é menos sensível às condições ambientais;
- e) Manipular a corrente com menor probabilidade de causar interações.

Como essas recomendações podem ser conflitantes, a literatura apresenta ainda métodos de análise de sistemas multivariáveis que consolidam a escolha da configuração. Entre eles, mencionam-se o método de análise no domínio da frequência, o método da análise de sensibilidade, o RGA (*Relative Gain Array*, matriz de ganhos relativos) e a simulação do comportamento dinâmico.

Para casos em que se busca o efeito das entradas (vazões) nas saídas (composições dos produtos), um modelo que inclua os fatores mais importantes para o controle *feedback* (respostas inversas, efeitos multivariáveis e a sensibilidade do modelo à incerteza) é desejável. Nesse âmbito, identificar alguns desses fatores é mais fácil com modelos analíticos simples (SKOGSTAD E MORARI, 1988). Entretanto, deve-se lembrar que estes modelos nem sempre apresentam os efeitos desejados para o estudo.

É importante frisar que para um bom desempenho da estratégia de controle, devem-se considerar as particularidades de cada coluna de destilação. Kister (1990) destaca que, à exceção de casos em que uma estratégia de controle incomum funcione bem para determinada aplicação, ou em que nenhuma das estratégias de controle usuais funcione, configurações de controle incomuns devem ser evitadas. No capítulo “Controles Variados para Colunas” de seu livro, Kister (1990) comenta sobre alguns controles que não são aplicáveis à maioria das colunas, entretanto, são críticos para algumas, como para as colunas de retirada lateral.

2.4 Controles aplicados a colunas com retirada lateral

Em muitas destilações multicomponente, uma única coluna separa três ou mais correntes de produtos (Figura 2.3). Além dos produtos de topo e fundo, cada produto adicional é retirado como uma corrente lateral e, geralmente, possui vazões menores quando comparada às demais correntes.

Um produto lateral acrescenta duas variáveis de controle ao sistema (composições das frações leves e pesadas nesta corrente), mas somente uma variável manipulada (vazão de retirada lateral). De acordo com Kister (1990), colunas de destilação com retirada lateral intensificam o potencial de interação entre as malhas de controle. Por esse motivo, geralmente é difícil se conseguir um controle de balanço material (Figura 2.2) satisfatório para esses casos. Portanto, o autor prefere não generalizar e relata que a seleção da configuração de controle para colunas com retirada lateral é governada pela quantidade relativa e pelo valor econômico de cada corrente de produto.

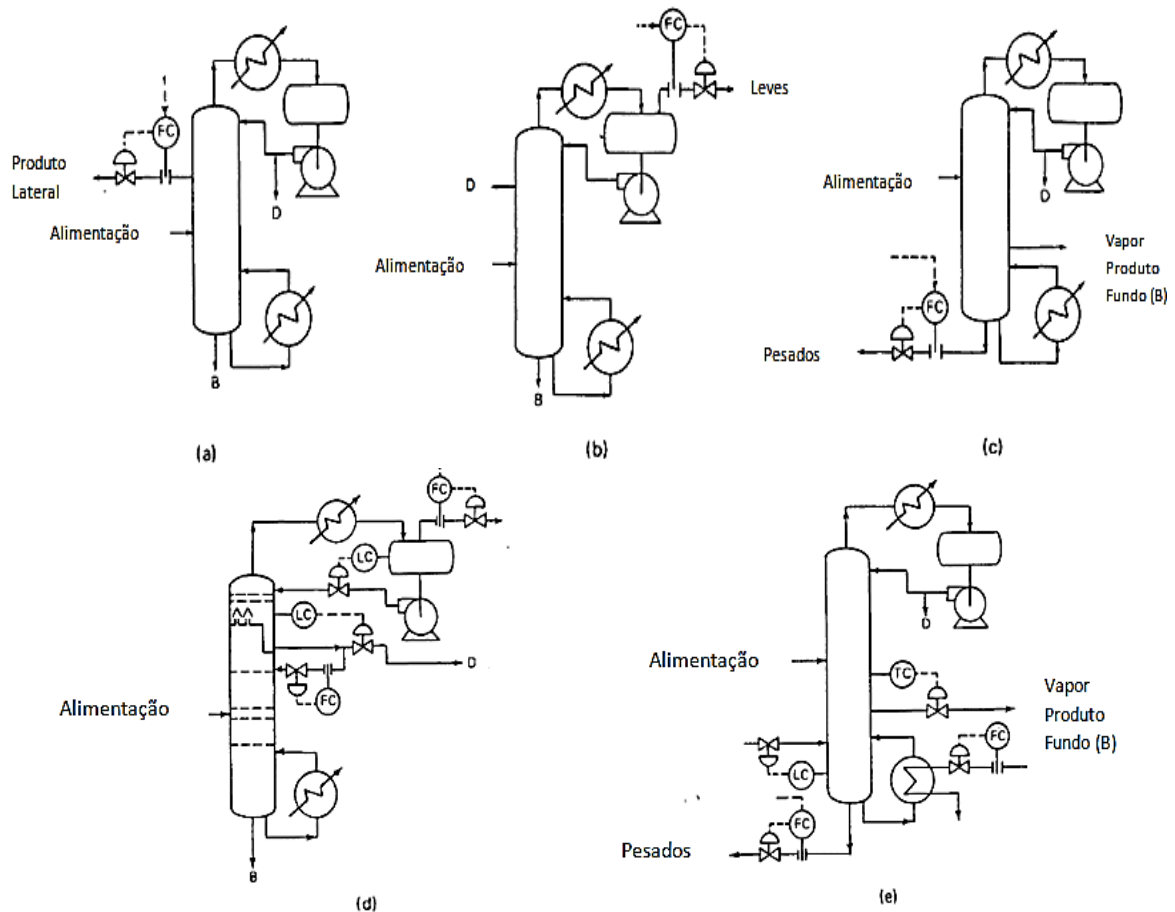


Figura 2.3: Configurações de controle para colunas de retirada lateral (extraída de Kister, 1990): (a) *Vazão de retirada lateral pequena*; (b) *Corrente pequena de incondensáveis*; (c) *Corrente pequena de frações pesadas*; (d) *Corrente de incondensáveis pequena, melhor flexibilidade de controle*; (e) *Parecida com c, utilizando reciclo externo*.

Quando a corrente com menor vazão é a lateral (Figura 2.3a) adota-se, sem limitações, qualquer configuração de controle da Figura 2.2. Indica-se fortemente a aplicação da configuração ilustrada na Figura 2.2d a colunas com retirada lateral semelhantes à apresentada na Figura 2.3b. A diferença entre estas figuras reside apenas no grau de liberdade disponível para controle de composição: para a Figura 2.2d, a vazão de destilado; para a Figura 2.3b, a vazão de retirada lateral.

Para as estratégias de controle representadas nas Figuras 2.2a, 2.2b e 2.2e, o controle do nível do vaso de refluxo ocorre através da manipulação da vazão de destilado. Combinando esses casos, também, com a estratégia 2.3b, pode-se observar que, para uma queda no nível do vaso de refluxo, o controlador irá atuar diminuindo a vazão de retirada lateral.

Esse fato não terá nenhum efeito direto no nível do vaso de refluxo, que continuará a decrescer. Diminuir a vazão da corrente lateral aumentará o refluxo interno na coluna, tendendo a esfriá-la. Nesse momento, o controle de temperatura atua aumentando a carga térmica (no caso das estratégias nas Figuras 2.2a ou e) ou reduzindo o refluxo (2.2b). O fato é que o nível do vaso de refluxo só começará a subir após esta última ação (KISTER, 1990).

Dessa forma, não se indica aplicar as estratégias de controle demonstradas nas Figuras 2.2a, b e e à coluna com retirada lateral do tipo 2.3b, devido à provável interação entre o nível do vaso de refluxo e o controle da temperatura da coluna.

Cabe mencionar que, para casos em que o refluxo interno corresponda à diferença entre duas vazões de valor elevado (refluxo e retirada lateral), qualquer mudança em uma dessas correntes levará a uma alteração significativa no fracionamento. Esse problema é mais acentuado para os esquemas 2.2a e e.

A fim de contornar os eventuais impasses, Kister (1990) sugere duas opções para colunas com retirada lateral do tipo 2.3b, as quais possuem estratégias de controle de inventário semelhantes às apresentadas nas Figuras 2.3b e 2.2a, b e e:

- 1) *Controle do refluxo interno para a seção abaixo da retirada lateral* – A diferença entre a vazão de retirada lateral e a vazão de refluxo representa o refluxo interno para a seção abaixo da corrente retirada lateralmente. Um controle de refluxo interno (IRC, *Internal Reflux Control*) utiliza-se deste valor para manipular a vazão da corrente lateral. A única limitação desta configuração ocorre para casos em que o refluxo interno resulte em uma pequena diferença entre dois valores altos, podendo ser dominada por erros de medição e ruído.
- 2) *Utilizar um prato para retirada total* – A retirada total substitui a retirada parcial ilustrada na configuração 2.3b, sendo que o produto lateral é retirado de acordo com o controle de nível do prato (2.3d). A principal limitação desta alternativa é seu alto custo. Além de controladores adicionais, essa configuração pode exigir também de uma altura de coluna maior, a fim de acomodar líquido suficiente para o controle de vazão.

Em síntese, ambas as opções solucionam o problema das variações no refluxo interno, eliminando as interações entre o nível do vaso de refluxo e a temperatura. Além disso, o princípio de funcionamento de ambas é o mesmo: mantém-se a vazão de refluxo interno constante.

Essa revisão bibliográfica será considerada para a caracterização do problema, no Capítulo 3. Além disso, por fornecer os conceitos fundamentais para a escolha do melhor emparelhamento entre as variáveis controladas e manipuladas, será considerada também na aplicação da metodologia computacional, apresentada no Capítulo 4.

3 Estudo de Caso

Antes de abordar o estudo de caso da estratégia de controle da coluna despentanizadora, será apresentado o processo produtivo em que a mesma está inserida e seus objetivos operacionais.

3.1 Processo produtivo da indústria petroquímica

De forma simplificada, o processo da indústria petroquímica de primeira geração inicia-se com o craqueamento térmico da nafta. Etapas subsequentes removem as impurezas e separam as frações de interesse: H₂, eteno e propeno (para as empresas de 2ª geração), metano, etano (reciclo), propano, corte C₄, óleos de pirólise (corte C₁₀₊), entre outros. A fração restante, constituída por compostos de corte C₅-C₁₀, é tratada na Unidade de Hidrogenação de Gasolina de Pirólise (PGH), a qual aparece em destaque na Figura 3.1.

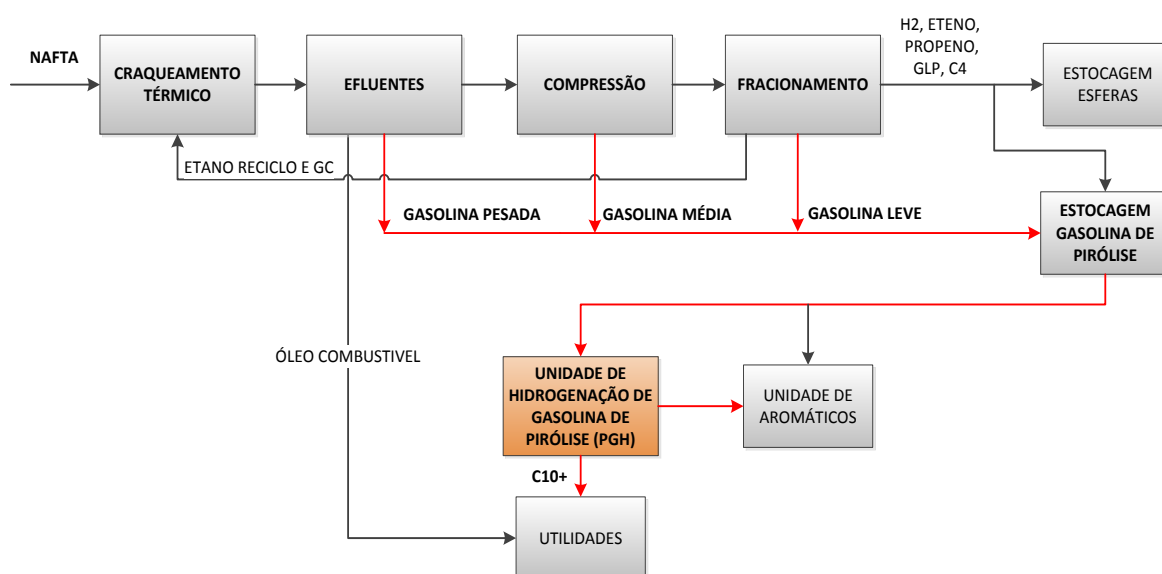


Figura 3.1: Fluxograma do processo produtivo de uma indústria petroquímica de primeira geração, com ênfase na área de hidrogenação de gasolina de pirólise

3.2 Unidade de hidrogenação de gasolina de pirólise

Esta área visa tratar uma corrente de gasolina de pirólise oriunda de frações de diferentes etapas do processamento da nafta, provenientes das áreas de efluentes e compressão e do fundo de uma coluna desbutanizadora (C₅₊). O processo se dá através de dois estágios de hidrogenação e de fracionamentos.

O objetivo principal é obter uma fração de hidrocarbonetos adequada para extração e fracionamento de compostos aromáticos (corte C₆-C₈). São gerados, também, produtos de corte C₅ e C₉₊ - frações que podem compor a formulação de gasolinas ou podem ser empregadas como solventes.

A carga da PGH, formada por hidrocarbonetos de C₅-C₁₀₊, é misturada com hidrogênio e bombeada para o primeiro reator de hidrogenação (R01), a fim de estabilizá-la e evitar polimerização. O efluente hidrogenado é então fracionado em série através de três colunas (Figura 3.2). São removidas quatro frações: C₅, C₆-C₈, C₉ e C₁₀₊.

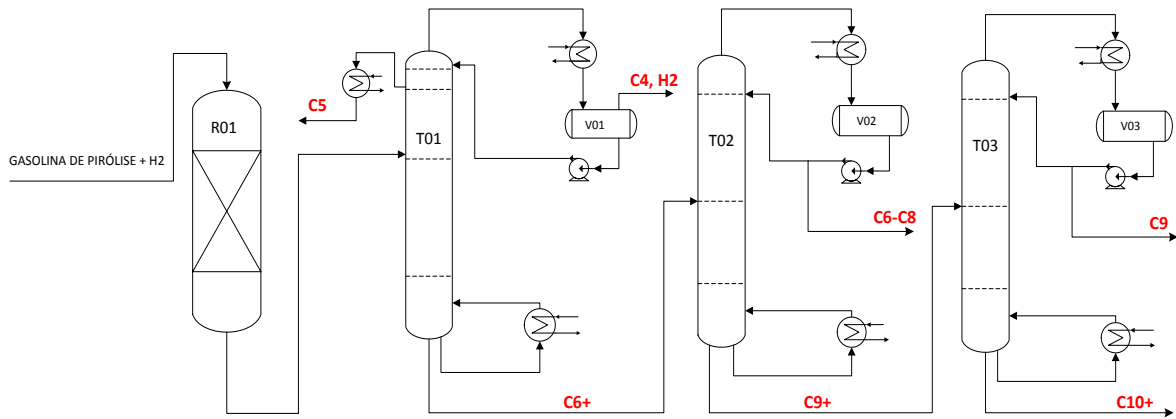


Figura 3.2: Etapas de processo na Unidade de Hidrogenação de Gasolina de Pirólise

A primeira coluna de destilação desta unidade é a despentanizadora (T01), foco de estudo deste trabalho, e tem o propósito de separar o corte C_5 do corte C_{6+} . Seus vapores de topo são parcialmente condensados no permutador, separados no vaso de refluxo V01 e enviados para o sistema de gás combustível. Portanto, esta coluna também estabiliza os produtos líquidos oriundos do reator, eliminando os componentes leves (C_4 e H_2) que estavam dissolvidos sob alta pressão. A fase líquida condensada retorna para a coluna.

O corte C_5 é produzido como uma corrente lateral da coluna e vai compor a gasolina para formulação automotiva. Esta corrente tem uma limitação máxima de benzeno em função de exigências com relação à sua toxicidade, a qual será chamada de limite superior de especificação, LSE. Por questões de sigilo, no restante do texto a percentagem mássica de benzeno será sempre apresentada como um valor normalizado pelo LSE. Além desta restrição, a saída de benzeno pela corrente lateral constitui uma perda de produto intermediário do processo. O corte C_{6+} do fundo da despentanizadora é enviado para a T02 (desoctanizadora).

As frações C_6 - C_8 de gasolina de pirólise, retiradas no topo da T02, são estabilizadas em um segundo reator e enviadas à Unidade de Extração de Aromáticos. O objetivo é a produção de benzeno, tolueno e xilenos mistos. Pelo fundo da T02, retira-se o corte C_{9+} , direcionado à desnonanizadora (T03).

O corte C_9 mono-hidrogenado (topo da T03) alimenta outra Unidade de Hidrogenação de Gasolina. O corte C_{10+} , vazão de fundo da T03, é reaproveitado como óleo combustível.

3.3 Estratégia de controle regulatório original

De acordo com a estratégia de controle original da coluna despentanizadora (T01), Figura 3.3, são controladas em malha fechada as seguintes variáveis:

- Pressão da coluna* (sob controle do PC02), manipulando a vazão de retirada dos não condensáveis do vaso de refluxo, C_4 e H_2 ;
- Nível do vaso de refluxo* (LC02), em cascata com o FC02, alterando a vazão de retirada lateral do corte C_5 ;
- Nível de fundo da torre* (LC01), em cascata com o FC01, manipulando a vazão de retirada de produto de fundo;

- d) *Vazão de refluxo*, através do FC03. O valor desejado (*setpoint*) de vazão de refluxo é informado pelo operador;
- e) *Temperatura do prato sensível da coluna (TC01)*, alterando a vazão de condensado de média pressão no permutador P03 e, em consequência, a carga térmica.

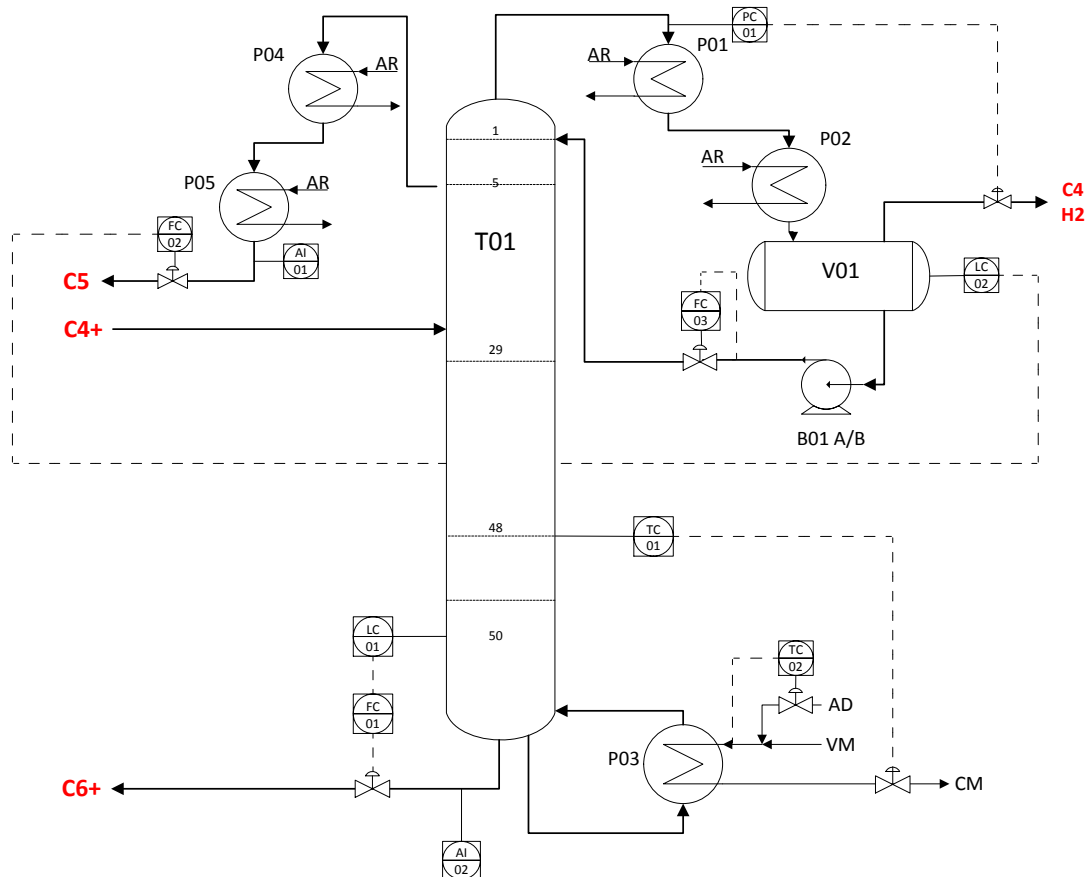


Figura 3.3: Estratégia de controle original da coluna destiladora.

Os itens *a*, *b* e *c* acima têm a função de garantir o controle de inventário de líquidos e gases no interior da coluna e vaso de refluxo. O item *e* garante o controle de inventário de energia e, devido ao equilíbrio líquido-vapor da mistura, é uma forma indireta de controlar a composição de fundo e topo. O item *c* é um grau de liberdade disponível para controle de composição da retirada lateral, dependendo de ações do operador.

Esta torre de fracionamento dispõe de indicadores de composição do benzeno na retirada lateral (principal contaminante desta corrente) e de composição de C₅ na corrente de fundo (principal contaminante do produto de fundo).

3.3.1 Caracterização do problema

Com base no acompanhamento de processo, cogita-se que o principal distúrbio que afeta a operação da T01 seja proveniente de variações na vazão e composição da carga. A consequência direta é a alteração na quantidade de líquido condensado no vaso de refluxo (V01), resultando em variações em seu nível.

Para exemplificar, será analisado, através do histórico de dados de operação, um comportamento típico desta coluna com a estratégia de controle original apresentada. Por questão de sigilo industrial, todos os valores de processo apresentam-se normalizados e adimensionalizados.

Verifica-se, pela Figura 3.4 (Região I), que com o aumento do nível do vaso de refluxo (LC02.PV), aumenta-se a vazão de retirada lateral de C_5 (FC02.PV, em cascata). Em consequência, o refluxo interno é reduzido e há uma tendência de aumento na temperatura da torre (TC01.PV). Como a temperatura está em malha fechada, este efeito do distúrbio não é explicitamente observado, porém pode se observar que o sinal de abertura para a válvula de remoção de condensado de média pressão no P03 (TC01.OP) é diminuído pelo controlador.

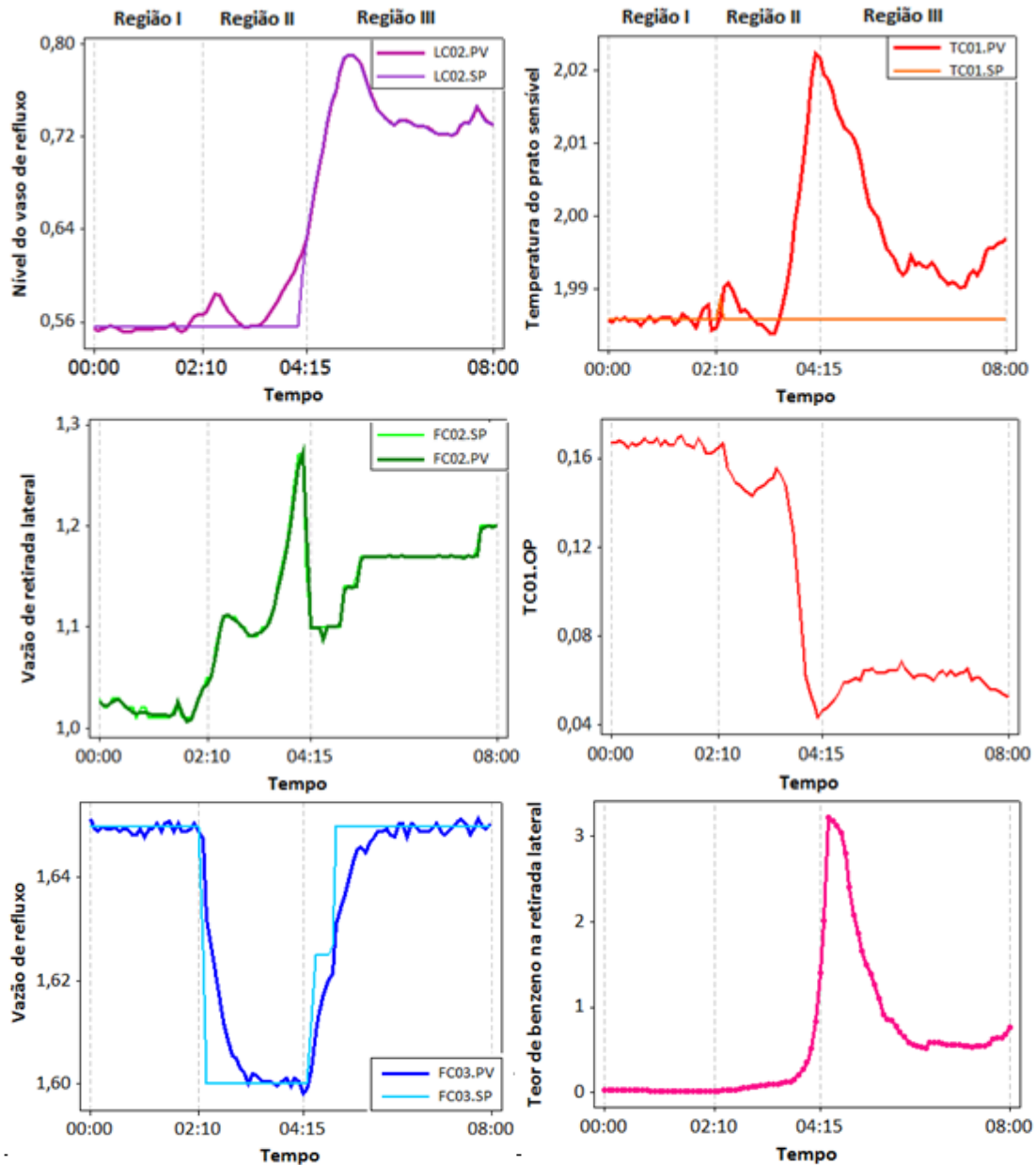


Figura 3.4: Tendência das variáveis de processo (PV, *process value*), valores desejados (SP, *setpoint*) e sinal de saída para válvula (OP, *output*) para um período de 8h.

Logo após esse distúrbio (Região II), há uma diminuição da vazão de refluxo total, definida pelo operador e visível através da variação degrau no *setpoint* (FC03.SP). Observa-se, então, uma tendência sobreposta de elevação no nível do vaso de refluxo, aumentando ainda mais a vazão de retirada lateral. Em consequência, intensifica-se a queda na vazão de refluxo interno, o que provoca um aumento na temperatura da coluna, aumentando também o nível do vaso de refluxo.

Com isso, altera-se fortemente o fracionamento, de modo a impactar na especificação de benzeno na retirada lateral. Apesar de o controle de temperatura reduzir significativamente a carga térmica, visível através do TC01.OP, a temperatura retorna para próximo ao *setpoint* do TC01 somente após o operador reduzir a retirada lateral manualmente (Região III) e aumentar a vazão de refluxo também com o objetivo de controlar o nível do vaso. Essas ações fazem com que as vazões de líquido internas se restabeleçam.

O controle de pressão (PC01) e as malhas de controle referentes ao fundo da coluna responderam bem aos distúrbios e às variações de *setpoint* e, por esse motivo, não são expostas na Figura 3.4. Analisando-se um período de dados mais abrangente, verificou-se uma variação na composição de benzeno desde valores próximos de 0 a, aproximadamente, 10, sendo a especificação para teor máximo de benzeno na corrente de retirada lateral de 1 (valores normalizados).

Conclui-se que as variações constantes no refluxo interno afetam diretamente o fracionamento na coluna despentanizadora, levando a instabilidades operacionais. Como a estratégia de controle regulatório original não é adequada para rejeitar os distúrbios inerentes ao processo, observou-se que a malha de controle de nível do vaso de refluxo é operada, normalmente, em modo manual.

Fazendo-se um paralelo com as configurações usuais de balanço material para colunas com produto de topo e fundo apresentadas por Kister (1990), a estratégia de controle original da coluna despentanizadora corresponde à da Figura 2.2a. Com relação a colunas de retirada lateral, a Figura 2.3b representa fielmente as características operacionais da T01. O autor afirma que, para uma combinação entre 2.2a e 2.3b, alterações na retirada lateral não representam nenhum efeito direto para o nível do vaso de refluxo. Além disto, o autor salienta que há restrições de compatibilidade devido ao forte acoplamento entre as malhas de temperatura da coluna e do nível do vaso de refluxo.

Dessa forma, a fim de complementar o estudo da estratégia de controle original e comprovar a origem dos principais distúrbios, propõe-se o uso de ferramentas computacionais que auxiliem no estudo das hipóteses levantadas.

4 Metodologia computacional

Optou-se por desenvolver as simulações estática e dinâmica da coluna despentanizadora nos softwares Aspen Plus® e Aspen Plus Dynamics®. O Aspen Plus é um simulador comercial que, a partir de valores indicados como entradas de processo, utiliza-se de balanços materiais, de energia e do equilíbrio termodinâmico para prever o desempenho estacionário dos processos.

Nesse contexto, a consolidação de um modelo estático representativo do processo é pré-requisito para o estudo do comportamento dinâmico da coluna. Nos tópicos subsequentes são apresentadas as etapas para a construção e validação do modelo estacionário e a descrição dos testes realizados na simulação dinâmica.

4.1 Avaliação estática da coluna despentanizadora

Como não há analisadores de composição na corrente de alimentação da coluna despentanizadora, partiu-se de uma simulação pré-validada em 2008, referente a toda Unidade de Hidrogenação de Gasolina de Pirólise.

Como o objetivo deste trabalho é estudar apenas a coluna T01, fez-se um comparativo das condições de carga da despentanizadora da simulação com médias de dados de planta para períodos de processo considerados estáveis. Observou-se uma pequena discrepância com relação à temperatura e à pressão dessa corrente, provavelmente pelo fato de o cenário atual de operação diferir do cenário de 2008. Ajustaram-se, então, as condições de carga do reator de hidrogenação de primeiro estágio, o que foi suficiente para garantir a representatividade do modelo.

Dessa forma, desenvolveu-se uma nova simulação. Para tanto, escolheu-se o bloco RadFrac, modelo do Aspen Plus® para cálculo rigoroso para fracionamentos multi-estágios envolvendo equilíbrio líquido-vapor, com condensador parcial. O fluxograma de processo está ilustrado na Figura 4.1.

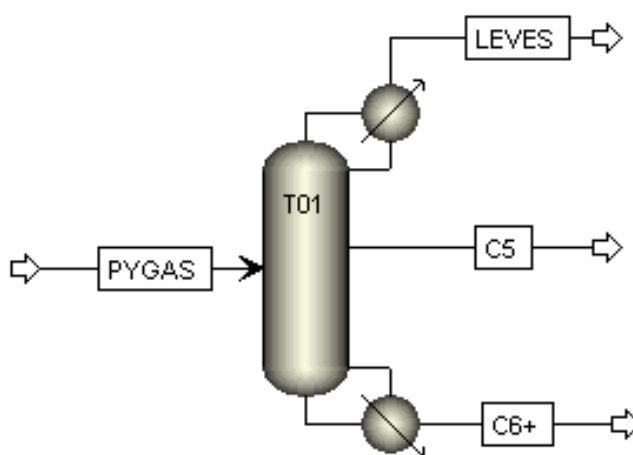


Figura 4.1: Fluxograma de processo desenvolvido no simulador comercial Aspen Plus v7.2®.

De acordo com Sharifzadeh e Thornhill (2011), o esforço computacional requerido para simular este processo é relativamente alto, pois estima-se em 34 o número de componentes da gasolina de pirólise. A simulação original emprega 18 componentes e,

para evitar possíveis dificuldades na exportação para o simulador dinâmico, realizou-se uma redução para 8 componentes.

O procedimento de redução de componentes foi realizado através da definição de alguns aspectos. Entre estes, a identificação dos componentes chave para cada corrente produto da coluna, dos compostos com maior fração molar e aqueles cujo comportamento na coluna é essencial para descrever o fracionamento, como o hidrogênio proveniente do reator de hidrogenação. Para exemplificar, escolheu-se o ciclo-penteno para representar o corte C₅ (componente chave lateral) devido à sua maior fração molar. Assim, a fração molar final deste componente é resultante do somatório de todo corte C₅ presente entre os 18 componentes da simulação original. A Tabela 4.1 mostra os 8 componentes inseridos como entrada para a simulação estacionária da coluna despentanizadora.

Tabela 4.1: Compostos reais e componentes utilizados na simulação estacionária.

Compostos Reais	Componente utilizado
Hidrogênio	Hidrogênio
N-butano, metano	N-butano
Ciclopentano, ciclopenteno, trans-2-penteno, n-pentano, 1-metilciclopenteno	Ciclopenteno
Benzeno	Benzeno
Ciclohexano, n-hexano,	Ciclohexano
Tolueno	Tolueno
1-metil-3-etilbenzeno, etilbenzeno	Etilbenzeno
(Orto-, meta- e para-) xilenos, 1-metil-2-isopropilbenzeno	Orto-xileno

Para a escolha do modelo termodinâmico, consideraram-se a natureza e a composição da mistura e as condições de pressão e temperatura. Selecionou-se, então, o pacote termodinâmico GRAYSON-STREED (GS). Este pacote é uma extensão à correlação CHAO-SEEDER, sendo que ambos são métodos semi-empíricos. Recomenda-se a correlação GRAYSON-STREED para simular sistemas hidrogenados, como unidades de hidrogenação, devido ao tratamento especial dado ao hidrogênio no desenvolvimento do modelo. Os coeficientes de fugacidade para a fase vapor são calculados com base na equação de estado Redlich Kwong, já os para a fase líquida são calculados via o princípio dos estados correspondentes. Utiliza-se também da equação de estado Lee-Kesler para o cálculo da entalpia líquido-vapor e do modelo Scatchard-Hildebrand para o cálculo dos coeficientes de atividade.

Ainda assim, testou-se o pacote com o método de PENG-ROB e como não se observou diferença significativa nos resultados e na convergência, optou-se por manter o método utilizado na simulação original: GRAYSON-STREED.

Foram especificadas ainda: a vazão mássica de retirada lateral, refeedor tipo caldeira (Kettle), estágios de equilíbrio teóricos, pratos de alimentação e de retirada de produtos, razão de refluxo, carga térmica no refeedor, pressão no condensador, queda de pressão na coluna e eficiência de pratos de 60%. Para atingir as composições aproximadas das correntes de produto, manipularam-se a razão de refluxo, a eficiência dos pratos e os estágios de equilíbrio teóricos de forma conveniente. Então, as composições finais de alguns componentes foram comparadas com médias de análises

laboratoriais coletadas em intervalos de 15 dias para as correntes lateral e de fundo. A comparação através de erro relativo está representada na Tabela 4.2, onde os valores encontram-se normalizados pelo limite de especificação máximo de benzeno.

Tabela 4.2: Análise comparativa entre média de análises de planta e resultados da simulação estacionária.

Componente	Lateral (C5)		Erro relativo (%)	Fundo (C6+)		Erro relativo (%)
	Análise laboratorial	Simulação		Análise laboratorial	Simulação	
Hidrogênio	-	0,00	-	-	0,00	-
N-butano	3,81	0,19	0,95	-	0,00	-
Ciclopenteno	318,46	333,04	0,05	0,68	1,21	0,78
Benzeno	0,20	0,09	0,54	153,59	144,45	0,06
Ciclohexano	10,86	0,01	1,00	34,90	26,02	0,25
Tolueno	-	0,00	-	80,36	80,19	0,00
Etilbenzeno	-	0,00	-	24,37	49,24	1,02
Orto-xileno	-	0,00	-	14,02	32,22	1,30

Como o objetivo da simulação dinâmica é analisar, principalmente, o comportamento no topo da coluna, percebeu-se que os principais compostos tiveram erros relativos aceitáveis. Portanto, considerou-se validada a simulação estacionária. Cabe ressaltar, ainda, que o objetivo da simulação dinâmica é análise qualitativa do comportamento da coluna, sem que sejam necessários valores exatos das composições, por exemplo. Ainda, no caso do uso de linearizações a partir do modelo dinâmico, um ponto de operação exato é de pouca importância.

4.2 Avaliação dinâmica da coluna despentanizadora

Como já mencionado anteriormente, o objetivo de se gerar o modelo dinâmico no Aspen Plus Dynamics® é avaliar o efeito dos principais distúrbios que impactam nos controles de inventário e composição da T01, assim como o desempenho da estratégia de controle original e a aplicabilidade da solução sugerida para contornar os impasses encontrados.

Em um primeiro momento, configurou-se a estratégia de controle original, demonstrada na Figura 4.2. Na exportação, implementou-se automaticamente os controladores referentes ao nível de fundo e à pressão da coluna, que estavam de acordo com a estratégia original. Portanto, estas malhas não foram alteradas e, para ambos os casos, pode-se considerar que os ajustes fornecidos pelo simulador para tais controladores garantem um bom desempenho frente a variações de *setpoint* ou distúrbios de processo.

Entretanto, na exportação para o simulador dinâmico, a malha de controle do nível do vaso de refluxo foi automaticamente configurada de modo a manipular a vazão de refluxo. Como, na estratégia de controle original, o nível do vaso de refluxo manipula a vazão de retirada lateral, reconfigurou-se e sintonizou-se essa malha de controle através de tentativa e erro. Com isso, garante-se o controle de inventário da coluna.

Em um segundo momento, a fim de garantir o controle associado à qualidade do sistema, implementou-se um controlador de temperatura do prato sensível (prato 48), o

qual foi sintonizado com base no método de sintonia denominado IMC (*Internal Model Control, Controle por Modelo Interno*).

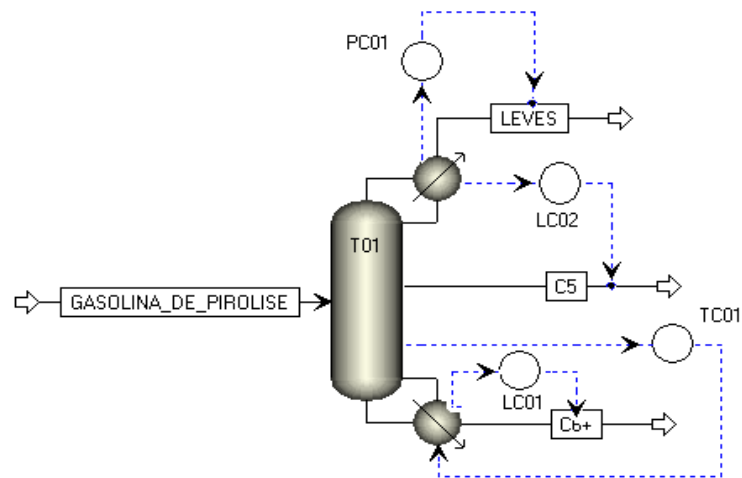


Figura 4.2: Fluxograma de processo com a estratégia de controle original, construído no simulador comercial Aspen Plus Dynamics®.

Com base nas simulações realizadas, se pode notar que alterações na composição do corte C_5 (Figura 4.3) e variações na vazão mássica da alimentação (Figura 4.4) são os distúrbios que mais instabilizam o nível do vaso de refluxo. Para situações de aumento destas variáveis, observou-se que, de fato, a retirada lateral não tem influência direta sobre o nível do vaso. Mesmo aumentando progressivamente a corrente de retirada lateral, há situações de atolamento do vaso, em destaque na Figura 4.3.

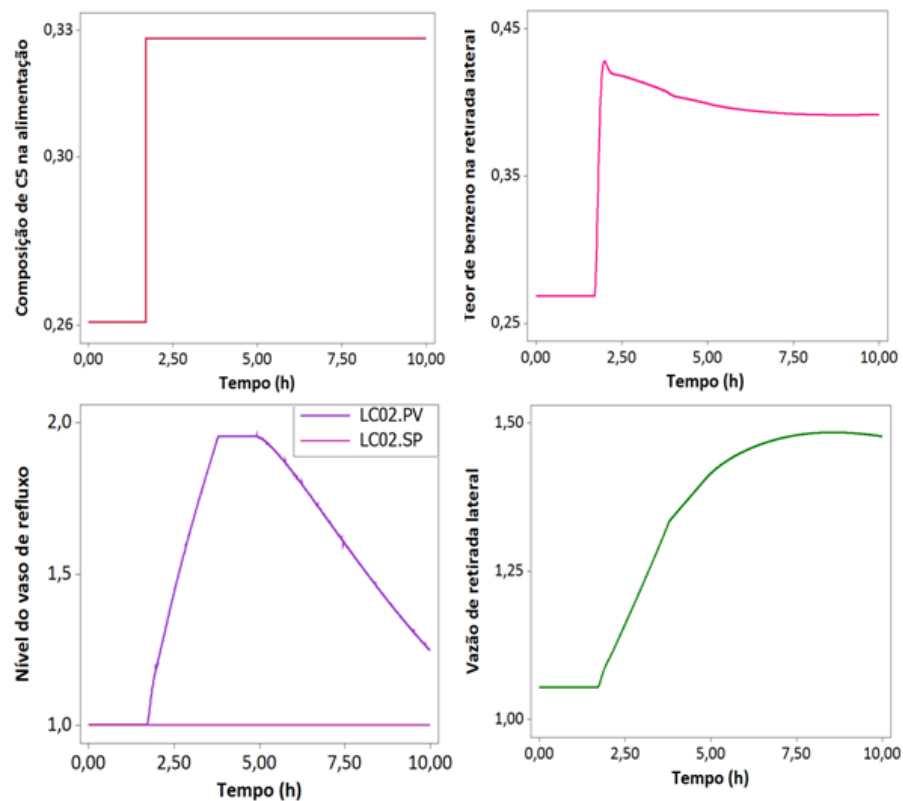


Figura 4.3: Tendência para as variáveis de processo após variação degrau na composição do corte C_5 na alimentação, para um período de 10h simuladas no Aspen Plus Dynamics®

Procedendo de forma a compensar estes distúrbios, ao perceber-se o aumento do nível do vaso de refluxo e da composição de benzeno na retirada lateral, coloca-se o LC02 em manual e aumenta-se a vazão de refluxo. Essa atuação frente ao aumento do nível do vaso de refluxo e da composição de benzeno é semelhante à já descrita na seção de caracterização o problema. É importante destacar que, para esse caso, procurou-se aplicar a mesma variação de vazão realizada automaticamente na retirada lateral. O fato é que a resposta do nível do vaso à variação na vazão de refluxo é instantânea.

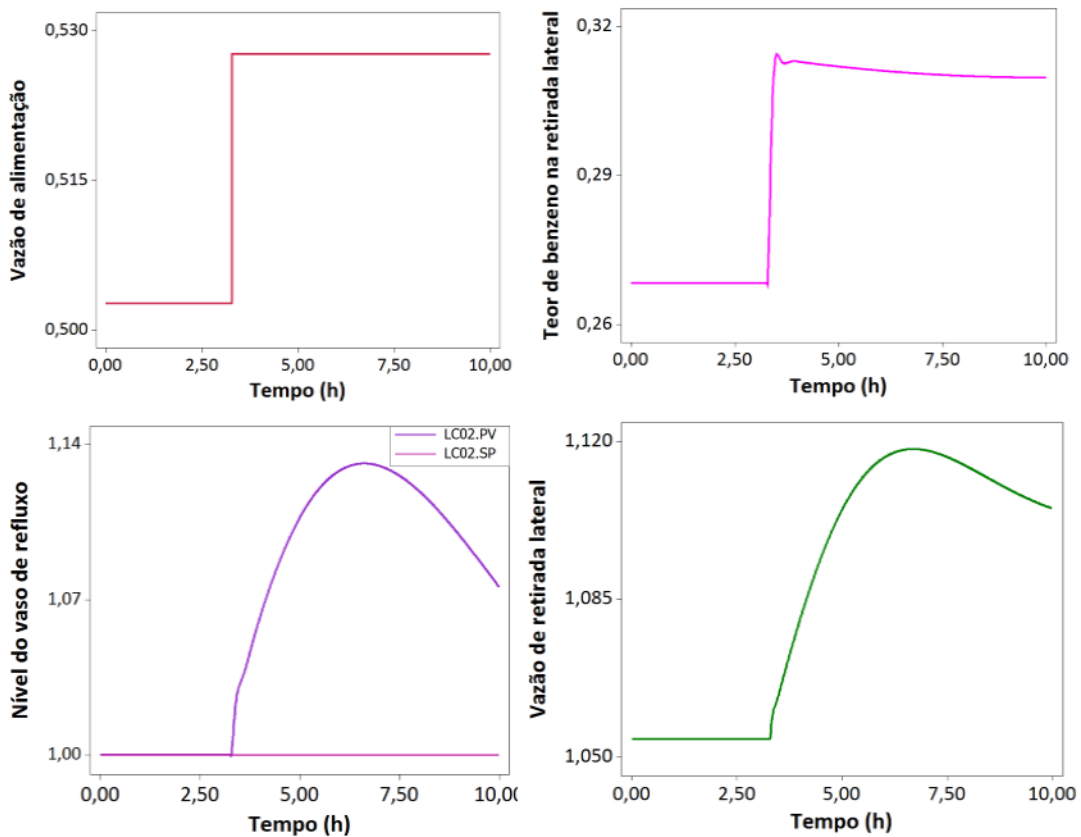


Figura 4.4: Tendência para as variáveis de processo após variação degrau na vazão de alimentação, para um período de 10h simuladas no Aspen Plus Dynamics®

Esse estudo possibilitou também a visualização da influência da temperatura do prato sensível na composição de benzeno na retirada lateral, revelando a importância de se manter a vazão de líquido interno constante. Além disso, a composição de benzeno se comporta de forma semelhante à observada no processo.

Para períodos de simulação maiores, com todas as malhas de controle em automático, observou-se que a instabilidade operacional é consequência das constantes alterações nas vazões de retirada lateral e de refluxo para tentar manter, principalmente, o nível do vaso de refluxo e a composição de benzeno constantes.

5 Resultados

Estabelecidos os objetivos operacionais, e visando manter o controle de inventário estável, levantaram-se opções para garantir o controle do nível do vaso de refluxo. Com base nas informações provenientes da simulação dinâmica empregando a configuração de controle original, e com base nas considerações feitas por Lipták (2007), constata-se que o ideal, neste caso, é controlar o nível do vaso de refluxo através da variável com maior influência: a vazão de refluxo, grau de liberdade disponível para esse fim. Esta conclusão também está de acordo com a sugestão de estratégia feita por Kister (1990) para colunas de retirada lateral do tipo mostrado na Figura 2.3b.

Portanto, sugere-se a reestruturação da malha de controle de nível do V01. Este deve ser controlado manipulando-se a vazão de refluxo pelo FC03, em cascata. Como as malhas de controle de pressão e nível da torre apresentam bom desempenho, propõe-se que sejam mantidas, bem como a de temperatura do prato sensível.

Porém, é preciso compensar as variações de refluxo feitas pela malha de nível do V01, de modo a manter as vazões internas de vapor e líquido na coluna e, deste modo, uma constância no fracionamento. Desta forma, o refluxo interno será estabilizado através da manipulação da retirada lateral, definindo assim uma estratégia de controle que busca o balanço material da coluna. Para isso, o controle do refluxo interno será feito através do IRC01, em que a diferença entre as vazões de refluxo e retirada lateral representa a variável de processo. O *setpoint* do refluxo interno tem o objetivo indireto de controle de composição na retirada lateral.

A estratégia de controle proposta e implementada na planta encontra-se na Figura 5.1, enfatizando a alteração feita.

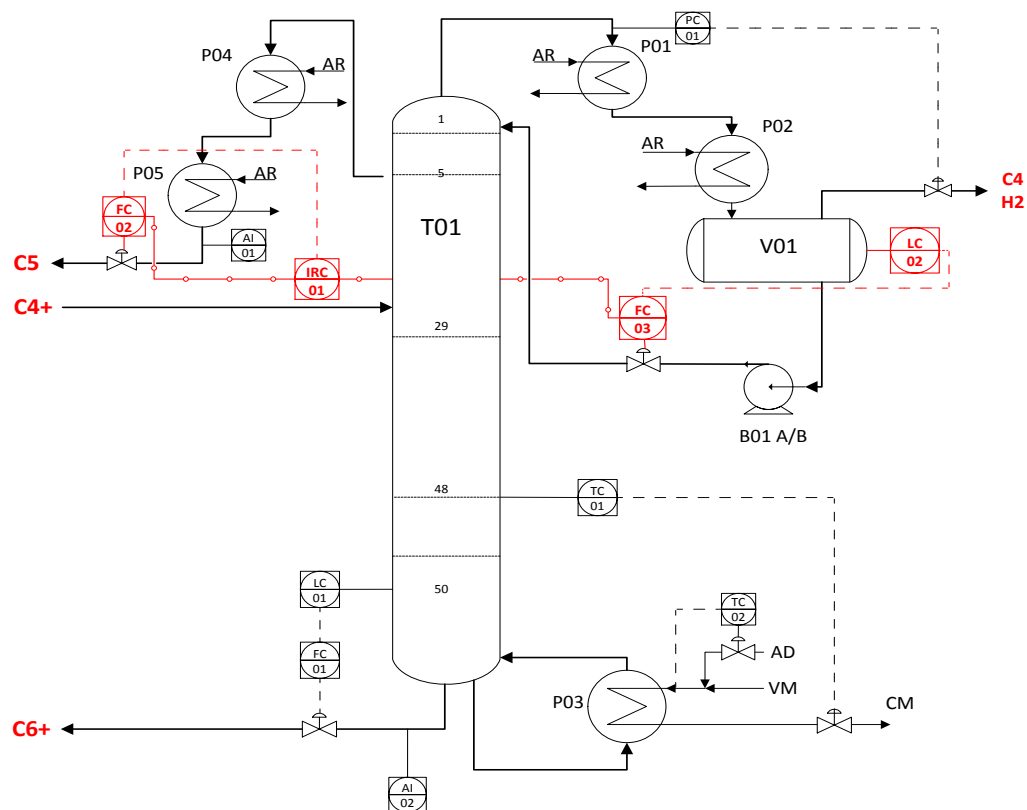


Figura 5.1: Fluxograma de processo para a T01, destacando a estratégia de controle proposta e implementada na planta.

O princípio de funcionamento desta estratégia é o seguinte: um aumento de composição para os cortes C_5 ou da vazão mássica da carga, por exemplo, refletirá em um aumento de nível no vaso de refluxo. Em controle, haverá um aumento da vazão de refluxo. De forma a manter o refluxo interno constante, a fração adicional de componentes C_5 será removida por uma maior vazão de retirada lateral. Com isso, todas as variáveis controladas operarão normalmente.

Depois de implementada esta nova estratégia de controle na planta, monitorou-se o processo e observou-se uma redução na variabilidade do nível do vaso de refluxo, comprovada pelas Figuras 5.2 e 5.3. O período de análise para os casos antes e após a alteração da estratégia de controle, presentes nas Figuras 5.2 e 5.3, é de, aproximadamente, 20 dias contínuos e com médias de dados para intervalos de 5 minutos. Estas informações foram obtidas no banco de dados mantido no historiador do processo.

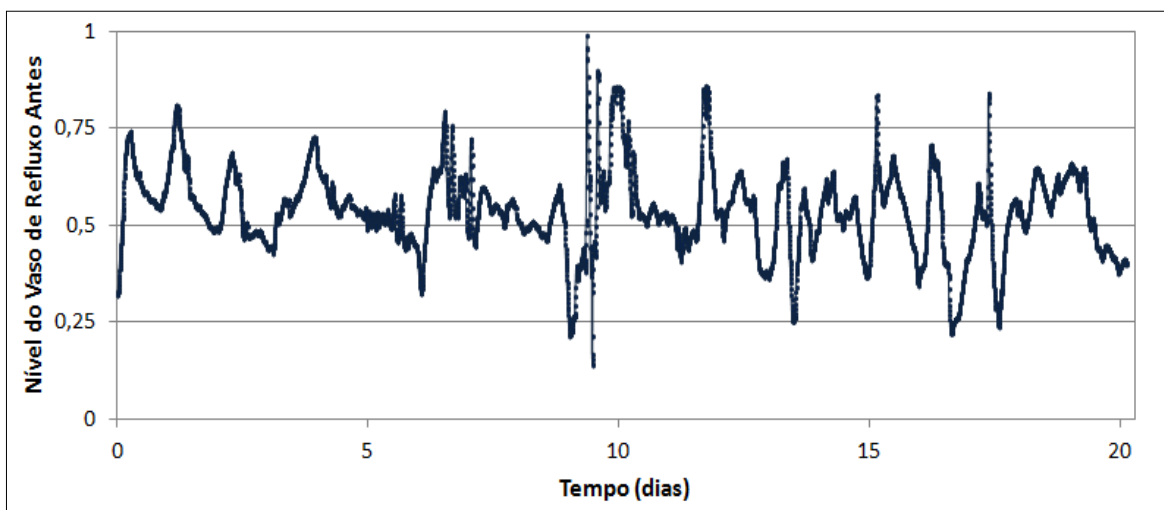


Figura 5.2: Tendência do nível do vaso de refluxo da despentanizadora com a estratégia de controle original.

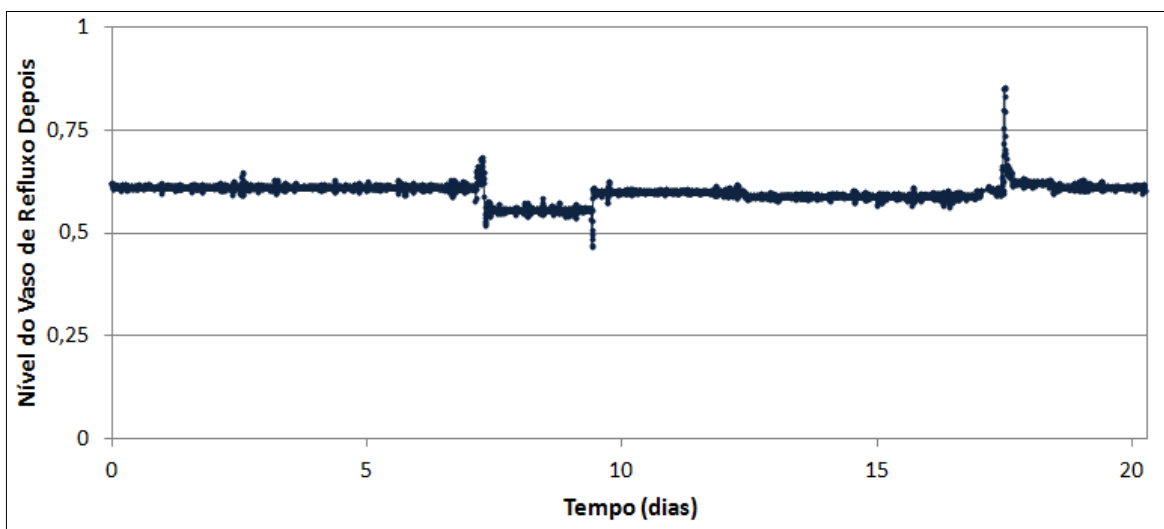


Figura 5.3: Tendência do nível do vaso de refluxo da despentanizadora com a estratégia de controle proposta e implementada no processo.

Além disso, neste período, observou-se um comportamento mais estável para a composição de benzeno na retirada lateral, como visto nas Figuras 5.4 e 5.5. O limite de especificação superior de benzeno na retirada lateral aparece em destaque nestas figuras.

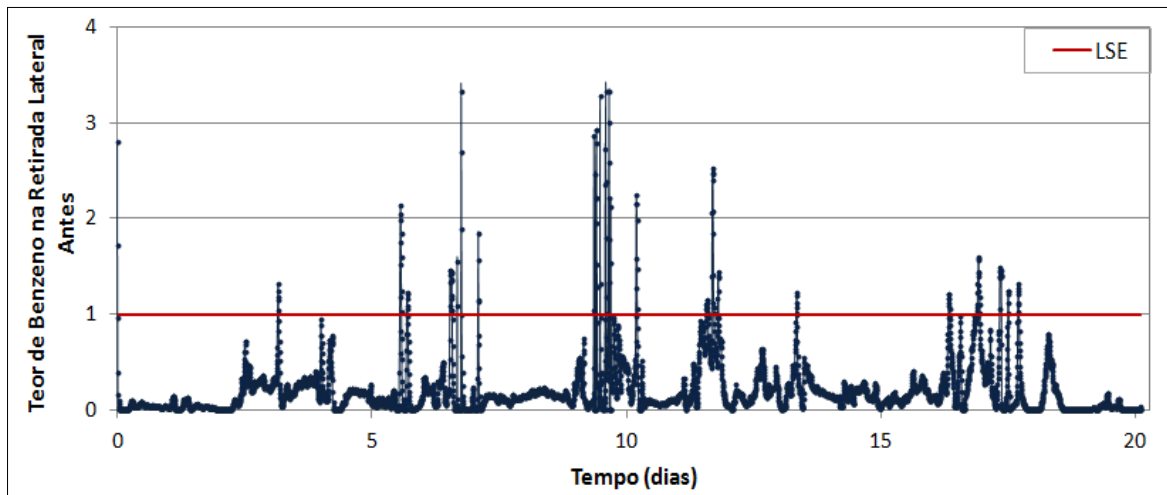


Figura 5.4: Tendência da composição de benzeno na retirada lateral com estratégia de controle original.

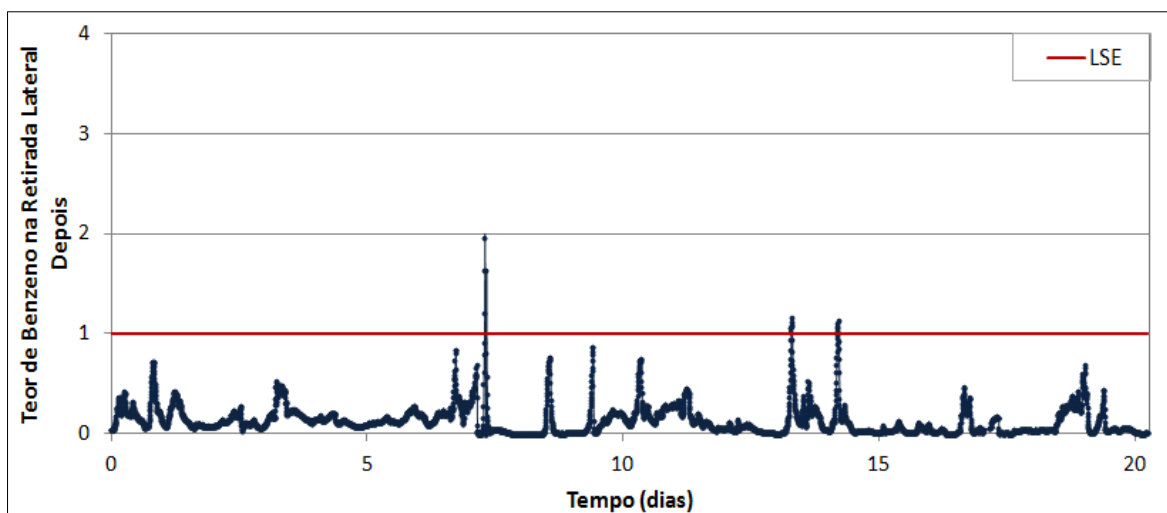


Figura 5.5: Tendência da composição de benzeno na retirada lateral com a estratégia de controle proposta e implementada no processo.

A fim de comprovar essa melhoria e obter mais informações a respeito do comportamento do processo antes e após a alteração, realizaram-se estudos de capacidade para estes mesmos períodos, mostrados nas Figuras 5.6 e 5.7. Análises de capacidade refletem o quanto um processo se adequa às especificações e, portanto, quantificam a variabilidade do processo em relação às especificações. O software de estatística utilizado foi o MINITAB®.

Rejeitou-se a hipótese de normalidade dos dados com base no teste de Anderson-Darling. Este teste, quando aplicado para testar se a distribuição normal descreve de forma adequada um conjunto de dados, é uma ferramenta de estatística muito eficaz para detectar desvios desta distribuição. Há três opções para o tratamento de dados não normais: transformação de dados, ajuste de distribuições e tratamento não paramétrico. Assim, inspecionaram-se as distribuições dos dados a fim de identificar uma que melhor

se ajustasse aos dados e escolheu-se a distribuição de probabilidade “maior valor extremo”, também conhecida como distribuição Gumbel. Esta distribuição costuma ser aplicada a processos em que valores máximos e mínimos ocorrem com frequência. Dessa forma, evidenciam-se os valores que se afastam da média. Os resultados encontram-se nas Figuras 5.8 e 5.9, onde se destaca o limite superior de especificação (LSE) de benzeno na retirada lateral.

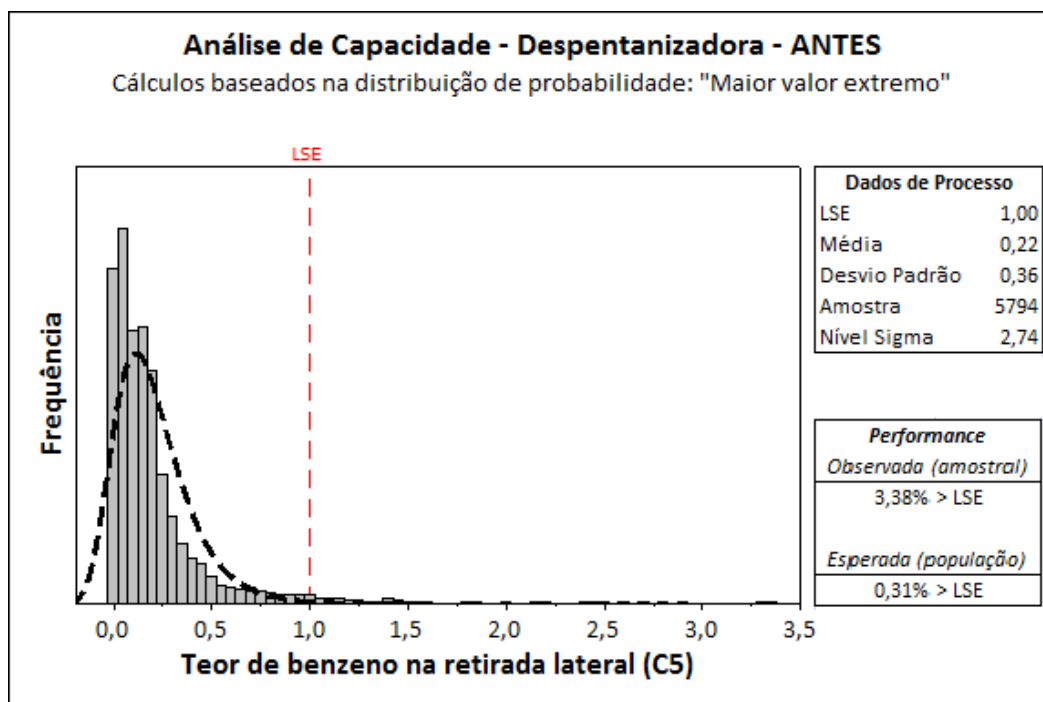


Figura 5.6: Análise de capacidade para o teor de benzeno na retirada lateral com a estratégia de controle original.

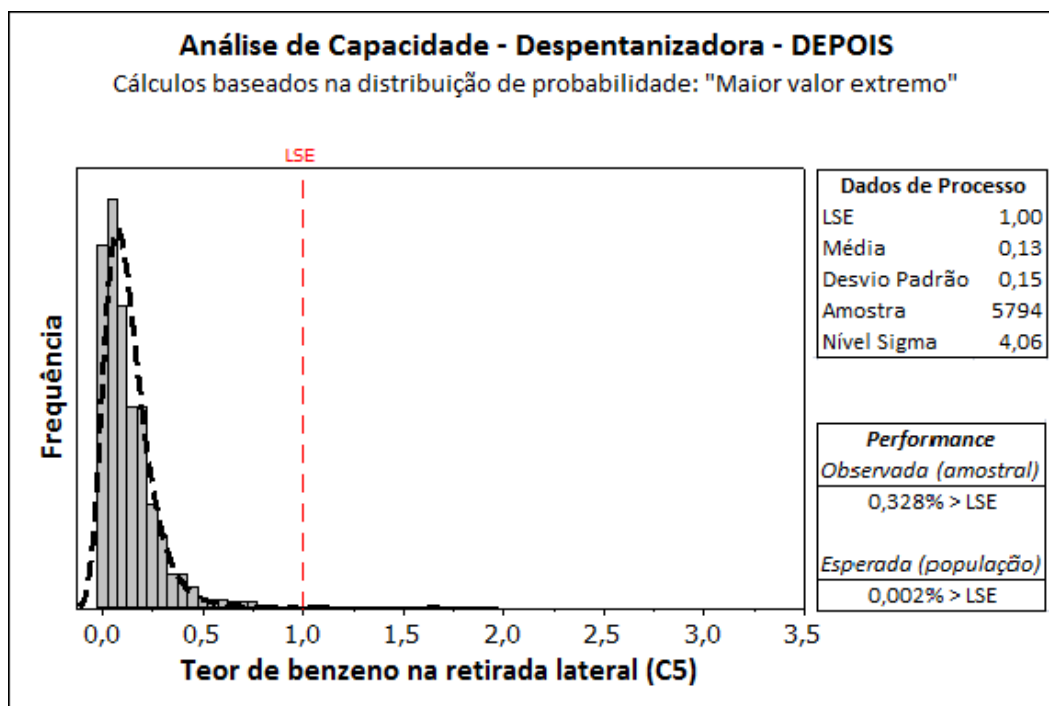


Figura 5.7: Análise de capacidade para o teor de benzeno na retirada lateral com a estratégia de controle proposta e implementada.

Fazendo um comparativo entre ambas as análises, pode-se observar uma redução significativa no desvio padrão e na média para o mesmo tamanho de amostra. Portanto, houve uma diminuição na dispersão dos dados em relação à média, que também se deslocou. Como o nível sigma se refere à quantidade de desvios-padrão entre a média e a especificação, fica claro que ambos os fatores contribuíram para o aumento no nível sigma de 2,74 para 4,06. Pode-se afirmar que um processo com maior nível sigma tem menor variabilidade e é, portanto, mais previsível.

A análise fornece também a quantidade de dados amostrais acima do limite de especificação antes (3,38%) e depois (0,33%). Inferindo-se para a população, ou seja, supondo um período indefinidamente grande de operação para este processo, espera-se que para a estratégia de controle original 0,31% dos dados estivessem acima do limite de especificação em comparação a 0,002% para a estratégia de controle implementada.

6 Conclusões e Trabalhos Futuros

As análises quantitativas e qualitativas apresentadas permitem afirmar que a estratégia de controle proposta reduziu consideravelmente a variabilidade das variáveis controladas.

É importante citar que o conhecimento do processo e a análise das particularidades da coluna de destilação em questão mostraram-se fundamentais para o desenvolvimento da estratégia de controle. Nesse sentido, Kister (1990) fornece boas indicações a respeito de como proceder para casos com configurações incomuns, como os aplicados a colunas com retirada lateral.

Esse estudo possibilitou também vislumbrar um comparativo entre a operação real e a simulação da coluna despentanizadora, permitindo comprovar a origem dos principais distúrbios e a importância de se garantir o bom funcionamento do controle de inventário para, em um segundo momento, buscar a constância no fracionamento.

O objetivo de redução de variabilidade e estabilização das variáveis de controle de inventário, proposto por este trabalho, foi alcançado. Pode-se, então, trabalhar na otimização da operação desta coluna através da implementação de controle avançado, com o intuito de conduzir as variáveis para mais próximo das restrições.

Apesar de a média do teor de benzeno na retirada lateral para a estratégia de controle implementada ter diminuído, deixando de violar constantemente o limite de especificação exigido, não significa que o processo foi otimizado. Ou seja, apesar de a recuperação de benzeno na retirada lateral ser maior para atual estratégia de controle, não significa que houve uma redução imediata no consumo energético, por exemplo. Nesse sentido, é possível que tenham se atingido restrições operacionais que devem ser melhor estudadas a fim de otimizar esse processo.

7 Referências

CAMPOS, M.C.M.M DE; TEIXEIRA, H.C.G. *Controles típicos de equipamentos e processos industriais*. 1ª Ed. São Paulo: Blucher, 2006. 396 p.

KISTER, H. K. *Distillation operation*. New York: MacGraw-Hill, 1990. 796 p.

LIPTÁK, B. G. 2006. *Process control and optimization*. v.2. New York: CRC Press, 2006. 2302 p.

LIPTÁK, B. G. *Distillation control and optimization*. Puntman Media. Chesterfield, 2007.

LUPFER, D. E. *Predictive control of distillation column internal reflux*. US 3296097. 23 abr. 1962; 3 jan. 1967. Bartlesville, Okla.

MARANGONI, C. *Implementação de uma estratégia de controle com ação distribuída em uma coluna de destilação*. 131 f. Tese (Doutorado) – Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis, 2005.

RIGGS, J.B. *Improve distillation control*. Chemical Engineering Process, 31-47 p, 1998.

SHARIFZADEH M.; THORNHILL N.F. *Optimal selection of control structure using a steady-state inversely controlled process model*. Computer & Chemical Engineering, 38, 126-138 p, 2012.

SHINSKEY, F.G. *Process control systems: application, design and tuning*. McGraw-Hill, 1996.439 p.

SKOGESTAD, S. *The dos and don'ts of distillation column control*. Institution of Chemical Engineers, 85, 13-23 p, 2007.

SKOGESTAD, S; MORARI, M. *Understanding the dynamic behavior of distillation columns*. Ind. Eng. Chem. Res., 27, 10, 1988.