



ESTUDO DA SEPARAÇÃO ISOBUTANO HEXENO: UM CASO REAL DE INDÚSTRIA PETROQUÍMICA

STUDY OF ISOBUTANE-HEXENE SEPARATION: A REAL PETROCHEMICAL INDUSTRY CASE

N. L. FERREIRA^{1,*}, I. R. A. CHIC¹, J. M. AGUIAR¹, R. S. OTA¹ e T. R. COSTA¹

¹ Centro Universitário da FEI, São Bernardo do Campo, São Paulo, Brasil

*Autor correspondente: Centro Universitário FEI, Departamento de Engenharia Química, Avenida Humberto de Alencar Castelo Branco, 3972, 09850-901, São Bernardo do Campo, São Paulo, Brasil, Fone: +55 11 4353-2915
e-mail: nlibanio@fei.edu.br (N. L. FERREIRA).

ARTICLE INFO

Article history:
Received 2018-01-12
Accepted 2018-02-07
Available online 2018-12-28

palavras-chave

Destilação
ASPEN PLUS®
Hexeno
Isobutano
Refrervedor

keywords

Distillation
ASPEN PLUS®
Hexene
Isobutane
Reboiler

ABSTRACT

This work aimed the study and optimization the recovery method of isobutane and hexene in a distillation column. This column is part of the process to obtain high density polyethylene in a petrochemical industry. To carry out the simulation of the process, the software ASPEN PLUS®, ASPEN DYNAMICS® and the process data were used, which enabled a simulation with the expected conditions to analyze the causes of the presented problems and propose improvements in its operation. For study the behavior of the column in steady state, it was necessary to define the thermodynamic model by analyzing the composition of the feed currents and the operating pressure data. Based on the new operating point and the steam restriction of the referent, a new reboiler was designed with the purpose of increasing the area of thermal exchange, supplying the energy deficit of the process. Another option, aiming the cost minimization, was the design of an identical reboiler to the existing to operate in parallel with it. Finally, the existing control is evaluated, and it is proposed a background level control of the column through the bottom flow, control of the bottom temperature of the column manipulating the thermal load of the reboiler and control of lateral withdrawal, changing the set point from stage 24 to stage 31, resulting in a better response to the disturbance in the feed stream and ensuring a high hexene composition in lateral withdrawal.

RESUMO

Este trabalho visou o estudo e otimização do método de recuperação de isobutano e hexeno em uma coluna de destilação. Essa coluna faz parte do processo de obtenção de polietileno de alta densidade em uma indústria petroquímica. Para realizar a simulação do processo foram utilizados os softwares ASPEN PLUS®, ASPEN DYNAMICS® e também os dados do processo, o que possibilitou uma simulação com as condições esperadas para assim analisar as causas dos problemas apresentados e propor melhorias no seu funcionamento. Para o estudo do comportamento da coluna em regime estacionário foi necessário definir o modelo termodinâmico mediante análises de composição das correntes de alimentação e dados da pressão de operação. Com base no novo ponto de operação e na restrição do vapor do refrervedor, projetou-se um novo refrervedor, com o intuito de aumentar a área de troca térmica, suprimindo a deficiência energética do processo. Outra opção, visando a minimização de custo, foi o projeto de um refrervedor idêntico ao existente para operar em paralelo com o mesmo. Por fim avalia-se o controle existente e propõe-se um controle de nível de fundo da coluna através da vazão de fundo, controle de temperatura de fundo da coluna manipulando a carga térmica do refrervedor e controle da retirada lateral, alterando-se o set point do estágio 24 para o estágio 31, obtendo-se uma resposta mais rápida frente a distúrbio na corrente de alimentação e garantindo uma composição de hexeno elevada na retirada lateral.

1. INTRODUÇÃO

Hoje, devido à demanda intensa por novas tecnologias e por novos meios de produção, se faz cada vez mais necessária a otimização dos processos de produção para que se possa atender às exigências do mercado, como melhorias na qualidade e eficiência do processo como um todo, desde as indústrias de base, como as petroquímicas, até as indústrias de bens de consumo, que levam o produto final ao consumidor.

É característica da indústria petroquímica a sinergia entre as etapas do processo, ou seja, o reaproveitamento de energia, recuperação de matéria-prima e insumos, minimizando geração de resíduos e, conseqüentemente, reduzindo custos.

Uma instalação industrial de produção de polietileno de alta densidade (PEAD) pode ser subdividida em pequenos processos. Entre eles têm-se a etapa de recuperação de olefinas não reagidas e outros compostos, a qual é composta por duas destilações, de maneira a reaproveitar os gases residuais provenientes da reação. Essa etapa tem uma importância significativa no processo como um todo, pois, embora a mesma não reflita na qualidade do produto final, impactará na redução de custos com matéria-prima, já que para produzir PEAD é necessário importar dois dos gases envolvidos na reação, o hexeno e o isobutano.

Alinhado ao fator econômico favorável, ressalta-se a possibilidade de investimento em melhorias nesse segmento, as quais visam à otimização de processos já existentes, que por muitas vezes não se adequam ao modelo de produção atual. Sendo assim, visa-se analisar e otimizar um processo de separação de isobutano e hexeno, em uma indústria de produção de PEAD, onde há possibilidade de implementar melhorias onde seus ganhos irão refletir no custo variável da indústria.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1. Processo de Destilação

A destilação é uma operação unitária de transferência de massa muito utilizada em indústrias petroquímicas. Essa operação visa a purificação ou a separação de componentes constituintes de uma mistura líquida através da diferença de volatilidade dos mesmos.

Uma coluna de destilação é composta por um cilindro vertical com pratos, um condensador, um refulvador e um tanque pulmão, que recebe o destilado. Segundo Perry et al (2008), durante a destilação ocorre a formação de uma mistura de líquido e vapor, e os pratos são responsáveis por promover um contato íntimo entre essas fases.

A alimentação da coluna pode ser feita em um ou mais pontos ao longo da coluna e, devido a diferença de densidade do líquido e do vapor, o líquido desce pelos pratos enquanto o vapor sobe, entrando em contato com o líquido de cada prato. O condensador é responsável pela condensação do vapor de topo que é levado até um tanque pulmão. Parte desse líquido é direcionado de volta à coluna como refluxo e o restante é retirado do processo (destilado). Já o refulvador é utilizado para vaporizar parcialmente o líquido presente no fundo da coluna,

gerando o vapor que sobe pela coluna.

2.2. Equilíbrio por Termodinâmica

Segundo Smith et al (2005), equilíbrio é uma condição estática onde não ocorrem mudanças nas propriedades macroscópicas do sistema com o tempo. Isso implica em um balanço de todos os potenciais que podem causar mudanças. Na prática da engenharia, assumir o equilíbrio é justificado quando isso acarreta a resultados satisfatórios.

O equilíbrio de fases depende de muitas variáveis como temperatura (T), pressão (P), da natureza química e da concentração das substâncias na mistura. O papel da termodinâmica é relacionar quantitativamente essas variáveis.

2.3. Destilação Reativa

Destilação reativa é aquela que envolve, simultaneamente, reações químicas e destilação. Segundo Terrill (2006 apud SEADER e HENLEY), uma aplicação para essa destilação é a separação entre componentes com pontos de ebulição próximos e misturas azeotrópicas através de um componente arrastador.

Segundo Kister (1992), reações não desejadas ocorrem frequentemente em colunas de destilação, especialmente em compostos orgânicos, pois muitas reações orgânicas são sensíveis a variações de temperatura e tendem a ser favorecidas por altas temperaturas.

2.4. Processo de Produção de Polietileno

Dentro do processo de produção de polietileno de alta densidade destacam-se as etapas de reação, separação, recuperação e acabamento do produto.

A planta de PEAD utiliza o processo Phillips onde a etapa de reação, que ocorre em um reator tipo loop, consiste em uma fase líquida composta por isobutano e a fase sólida composta de polímero e catalisador. Sendo a saída do reator composta de pó de polímero disperso em isobutano e outros gases residuais do processo, este segue para a etapa de separação da fase vapor (composta por hidrocarbonetos e do hidrogênio) da fase sólida (basicamente polímero), onde resulta em duas correntes de gases residuais do processo, composta em sua maioria por isobutano. Essas duas correntes seguem para a fase de recuperação, a qual contém duas colunas de destilação, uma para gases leves outra para pesados. O estudo proposto neste trabalho é focado na coluna de pesados.

2.5. Sistemas de Controle

Segundo Smith e Corripio (1997) os controles automáticos de um processo são utilizados para manter as variáveis de processo, como temperaturas, pressões, fluxos, níveis e composições em seu valor desejado de operação, mesmos que estes sofram ações de distúrbios ou perturbações. Existem três componentes básicos de todo sistema de controle, que são: transmissor, controlador e elemento de controle final. Esses elementos compõem as operações básicas de um sistema de controle, que são medir a variável a ser controlada, que é feita pelo sensor ou transmissor, decidir, com bases nas medidas, o que o controlador irá fazer para manter a variável no valor desejado, e a ação, que ocorre quando o sistema toma uma ação

resultante da decisão do controlador, que geralmente é feito pelo elemento de controle final.

Segundo Campos e Teixeira (2006), as colunas de destilação têm grande importância nas indústrias pois elas são responsáveis pela separação de componentes de uma mistura, e é um grande desafio projetar sistemas de controle que garantam a qualidade dos produtos e com baixo consumo de energia para esses equipamentos. As variáveis mais comuns de serem controladas no processo de destilação são as que estão associadas ao balanço de massa do sistema, como pressão da coluna e níveis do vaso do topo e no fundo da coluna, que são as mais críticas pois se não puderem ser controladas de maneira eficaz a coluna não se mantém em operação, e as relacionadas ao balanço de energia da coluna, como a temperatura, que garantem a qualidade dos produtos.

3. METODOLOGIA DE DESENVOLVIMENTO

Para efetuar o estudo do processo de uma coluna de separação de hidrocarbonetos, utilizou-se o *software* ASPEN PLUS® para a realizar as simulações com base nos modelos que representem, da forma mais real possível, o processo existente. O modelo foi construído a partir da confirmação dos componentes relevantes e suas composições, determinação da operação unitária, do modelo termodinâmico e dados estruturais da coluna a ser estudada.

3.1. Operação Unitária

A coluna de destilação presente na etapa de recuperação no processo de produção de PEAD é alimentada continuamente por duas correntes. A corrente de alimentação reciclo refere-se a uma corrente composta por gases leves, em sua maioria isobutano e etileno, enquanto a corrente de alimentação INRU possui em sua composição gases leves e pesados, predominantemente isobutano, n-butano, etileno, etano, hexeno e hexano, e ambas estão em fase líquida. Para as correntes que deixam a coluna têm-se a corrente de produto de topo, que passa por um condensador, segue para o tanque pulmão e subdivide-se em isobutano em fase gasosa, isobutano em fase líquida e refluxo. Com relação ao fundo têm-se a corrente que alimenta o refeedor e a corrente de produto de fundo, onde se caracterizam por apresentar em grande quantidade hexeno, hexano e oligômeros, e por fim a corrente de retirada lateral refere-se ao hexeno recuperado em fase gasosa, que ao deixar a coluna, passa em um condensador, seguindo em fase líquida para um tanque de armazenamento.

Para efetuar a simulação do processo descrito escolheu-se o modelo *radfrac* no *software* ASPEN PLUS® por se tratar de uma destilação multicomponente e por conter os modelos discutidos anteriormente, sendo eles MESH e transferência de massa.

3.2. Análise de Componentes

É necessário identificar os componentes relevantes que participam do processo de destilação estudado nas correntes de alimentação e saída da coluna de destilação a fim de caracterizar quais são os hidrocarbonetos participantes. Opta-se por realizar análise cromatográfica, as quais foram realizadas no laboratório da Braskem S.A. pelos técnicos responsáveis, da corrente INRU de alimentação e do produto de fundo. Escolhe-se a corrente de alimentação INRU por apresentar uma maior variabilidade de hidrocarbonetos leves e pesados e para a corrente de produto de

fundo o motivo foi devido a uma hipótese em que poderia haver reação no fundo da coluna. Para as correntes não analisadas, espera-se uma composição real próxima aos valores indicado pelo fabricante.

3.3. Modelo Termodinâmico

Por se tratar de um caso real não é possível adotar como condição que as composições nos pratos estejam sempre em equilíbrio. Para isso é necessário analisar o comportamento termodinâmico dos componentes nas condições referentes a cada prato.

Após a análise dos componentes participantes e conhecimento da pressão de operação da coluna, optou-se pela equação de estado de *PENG-ROBINSON* (*PENG-ROB*), pois seu uso é indicado para hidrocarbonetos e para pressões não muito elevadas (acima de 5 kgf/cm²), que não apresentam desvios significativos da idealidade na fase líquida. Consideram-se pressões elevadas para casos de coluna de destilação em indústrias petroquímicas pressões de operação de até 50 kgf/cm².

3.4. Dados da Coluna

A coluna em estudo tem as dimensões de 950mm de diâmetro e 24400mm de altura, possui 40 bandejas apresentando, no total, 42 estágios, incluindo condensador e refeedor. Os internos da coluna são de aço inox, as bandejas possuem 45 BDH™ *nutter float valve* retangular, com flutuação de 9,53 mm, do fabricante SULZER.

O sistema opera com uma pressão de 10 kgf/cm² e razão de refluxo de 0,36. As vazões e temperaturas de operação são apresentadas na Tabela 1. Esses valores médios são referentes a aproximadamente 84 horas de operação em condições desejáveis de processo.

Tabela 1: Dados operacionais (temperatura e vazão)

	V(kg/h)	T(°C)
INRU (Alimentação)	1887	30
Reciclo (Alimentação)	2000	62
Produto de Fundo	4	168
Produto de Topo (líquido)	1409	-
Produto de Topo (vapor)	120	-
Retirada lateral de Hexeno	12	71
Vazão de vapor no reboiler	1153	-

A alimentação da coluna de destilação se dá entre as bandejas 15 e 16, enquanto que a retirada de hexeno é feita entre as bandejas 29 e 30. O destilado é retirado no topo da coluna e os demais produtos, que são indesejáveis, são retirados no fundo da coluna. Com relação a retirada de hexeno, têm-se atualmente uma vazão muito baixa, sua composição não é predominante o hexeno e perde-se isobutano na retirada lateral.

O vapor disponível para troca de calor encontra-se a uma temperatura de 213°C e pressão de 21 kgf/cm². É importante ressaltar que esses valores não podem ser alterados devido a restrições na planta. Outra restrição é a composição de hexeno presente na corrente de topo da coluna, que não pode ultrapassar o valor de 5PPM em massa pois compromete as operações unitárias seguintes.

4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Para a simulação foi utilizado o bloco *RadFrac*, como mostrado na Figura 1.

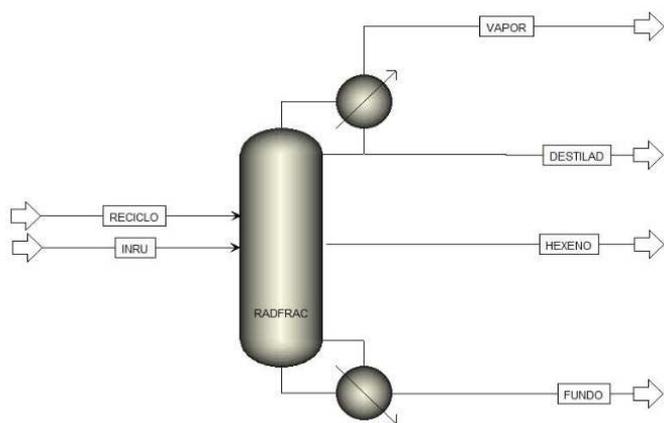


Figura 1 - Fluxograma do ASPEN

Levando em conta todos os dados apresentados na

metodologia, realizou-se uma simulação, e os resultados encontram-se na Tabela 2.

Ao se comparar esses valores com os valores reais é possível observar uma divergência na temperatura de fundo, que é menor do que a real, pois se esperava um valor em torno de 180°C.

Havia a hipótese de que poderia ocorrer reação no fundo da coluna de destilação devido a uma alta temperatura e presença de compostos altamente instáveis como, por exemplo, o hexeno. Isso se confirma quando se avalia as composições das correntes de entrada e de fundo e observa-se componentes presentes na saída que são ausentes na entrada.

Assim considerou-se uma reação de ordem zero, por se tratar de uma reação do tipo radicalar e além disso fixou-se a retirada de produto de fundo em 20 kg/h, que equivale a retirada na planta. Então obteve-se os resultados da Tabela 3.

Tabela 2 - Resultados da simulação 1 (não considerando reação, razão de refluxo de 0,36).

	Alimentação		Produto de Fundo	Produto de Topo		Retirada Lateral Hexeno
	Reciclo	INRU		Vapor	Destilado	
Temperatura (°C)	38,2	38,6	108	64,1	64,1	70,7
Pressão (bar)	10,8	10,3	10,9	10,8	10,8	10,9
Vazão Mássica Total (kg/h)	510,2	3650,7	43,7	410,2	3692	15
I-Butano	326,3	3571,1	9,2	404,1	3469,7	14,4
Hexeno	0,1	14,2	11,2	0	0	0

Tabela 3 - Resultado da simulação 2 (considera-se a reação, vazão da corrente hexeno fixa 11 kg/h, razão de refluxo 0,4 e vazão de vapor de 7526,77kg/h).

	Alimentação		Produto de Fundo	Produto de Topo		Retirada Lateral Hexeno
	Reciclo	INRU		Vapor	Destilado	
Temperatura (°C)	38,2	38,6	188,4	64	64	95,8
Pressão (bar)	10,8	10,3	11	10,8	10,8	11
Fração Mássica Vapor	1	0	0	1	0	1
Vazão Mássica Total (kg/h)	577	4000	19	4092,3	454,7	11
Fração Mássica (ppm)						
I-Butano	0,6	1	0	0,9	1	0,8
Hexeno	0	0	0,5	0	0	0,2

Tabela 4 - Resultado da simulação 3 (Considera-se reação, vazão de fundo fixa 20 kg/h, razão de refluxo 0,45 e vazão de vapor de 7850 kg/h).

	Alimentação		Produto de Fundo	Produto de Topo		Retirada Lateral Hexeno
	Reciclo	INRU		Vapor	Destilado	
Temperatura (°C)	38,2	38,6	199,5	64	64	137,1
Pressão (bar)	10,8	10,3	11	10,8	10,8	11
Fração Mássica Vapor	1	0	0	1	0	1
Vazão Mássica Total (kg/h)	577	4000	12	4095,9	455,1	14
Fração Mássica (ppm)						
I-Butano	0,6	1	0	0,9	1	0,3
Hexeno	0	0	0,3	0	0	0,6

A partir dos resultados apresentados na Tabela 3 têm-se uma temperatura de fundo de 188,4°C, onde não é possível obter a separação do hexeno. Além disso, têm-se uma vazão de 1,7 kg/h de hexeno na retirada lateral e o restante dele compõe a corrente de fundo.

Após todos esses pontos avaliados percebe-se que há a necessidade de uma maior temperatura de fundo para que o

hexeno suba pela coluna até o estágio de retirada. Com isso é necessário também o aumento do refluxo para que se obtenha uma vazão de líquido desejável nos estágios superiores da coluna.

Buscou-se possíveis restrições para que não ocorresse o aquecimento necessário, como por exemplo: a capacidade da válvula de controle de vazão de vapor, o interno da válvula

utilizada no processo. Porém todas estavam como o esperado, restando apenas a vazão de alimentação de vapor e a área de troca térmica reduzida do refeedor.

Antes de sugerir o projeto de um novo trocador, buscou-se valores satisfatórios para as temperaturas de fundo, do estágio 24 e do estágio 31, respeitando as limitações da coluna. Então obteve-se os resultados apresentados na Tabela 4.

Os resultados da Tabela 4 podem ser considerados satisfatórios, visto que a temperatura de fundo foi de 199°C fazendo com que a fração mássica de hexeno ficasse próxima a 1,0 no estágio 31, como desejado. Além disso, a retirada lateral possui uma proporção de 2:1 (hexeno isobutano) e a composição de hexeno na corrente de topo é inferior a 5 PPM.

Para mostrar a melhora das condições, plotou-se um gráfico comparativo para o perfil de temperatura, Figura 2, e de composição, Figura 3.

Na Figura 3 percebe-se que houve um deslocamento da curva causado pelo aumento de temperatura. Na simulação 2 a composição de hexeno no estágio 31 é de aproximadamente 0,45. Já na simulação 3 é de 0,84, evidenciando a melhora de uma simulação para a outra.

Com o intuito de atender essa nova condição de operação, propõe-se o projeto de um novo refeedor, utilizando a vazão de alimentação total da coluna de 4000 até 4500 kg/h, uma vez que esse valor não aumenta na unidade em estudo e não se tem uma previsão para que se aumente essa demanda.

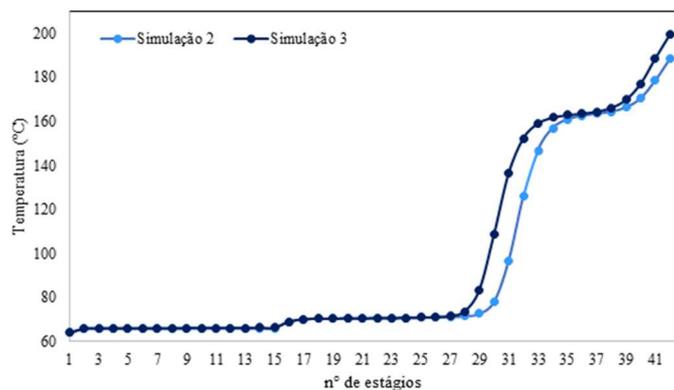


Figura 2 – Comparativo do Perfil de temperatura

Observando a Figura 2 é possível perceber que no estágio 31 houve um aumento de temperatura de 96 para 137°C, o que possibilitou melhor retirada de hexeno.

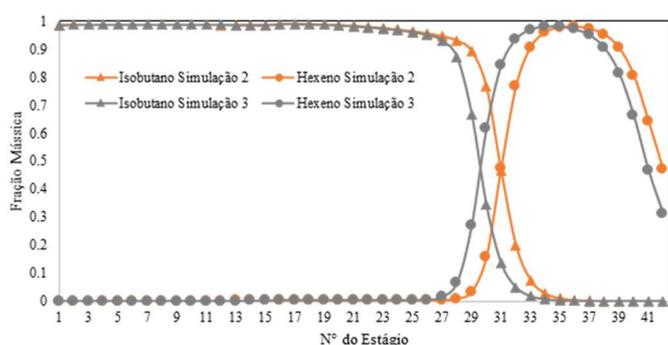


Figura 3 – Comparativo do perfil de composição

O novo refeedor possui uma área de troca térmica de 62,2 m², vazão de vapor de 1058 kg/h a 213°C e à pressão de 21

kgf/cm² e considerando 0,1 de vaporização do lado tubo. Para verificar se o projeto do refeedor está correto é avaliado a taxa de transferência de calor de serviço e sujo, e os valores são, respectivamente, 590 kcal/(h.m².°C) e 734,8 kcal/(h.m².°C). O valor da taxa de calor para serviço deve ser inferior ao sujo, logo, os resultados obtidos foram satisfatórios para a nova condição de operação.

Um ponto a ser analisado na coluna é o controle existente, e para isso necessita-se estudar os possíveis distúrbios presentes na coluna. Após análises percebeu-se que o principal distúrbio ocorre na vazão da corrente INRU, que possui maior variação. A Figura 4 mostra o fluxograma do controle existente na planta atualmente.

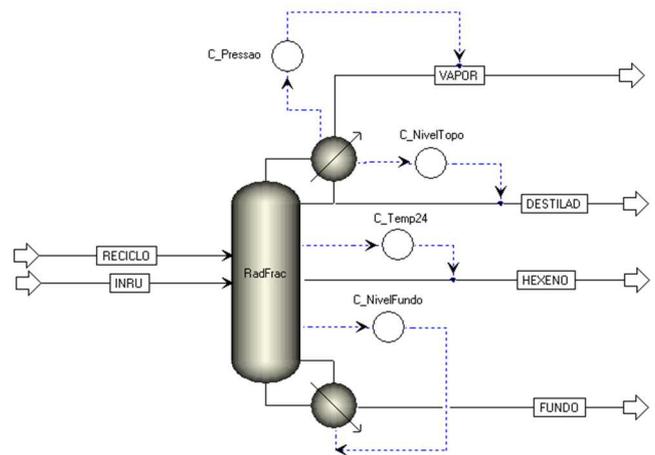


Figura 4 – Fluxograma do controle real

Através de análises realizadas com o software Aspen Plus Dynamics foi possível analisar os controles existentes na coluna, com base em distúrbios realizados na alimentação da corrente INRU. Os gráficos que demonstram as respostas para as composições de isobutano e hexeno na retirada lateral e as temperaturas do topo, fundo, estágio 24 e 31 podem ser observados abaixo, nas Figuras 5 e 6.

Analisando os gráficos é possível concluir que os controles existentes no processo não são adequados uma vez que se tem no estágio 31 uma composição muito maior de isobutano do que hexeno. Por isso houve a necessidade da proposta de um novo controle. Ao analisar a estratégia de controle percebe-se que temos uma junção do balanço mássico e energético no fundo da coluna, isso apresenta um problema de demora na resposta frente a distúrbios na corrente INRU.

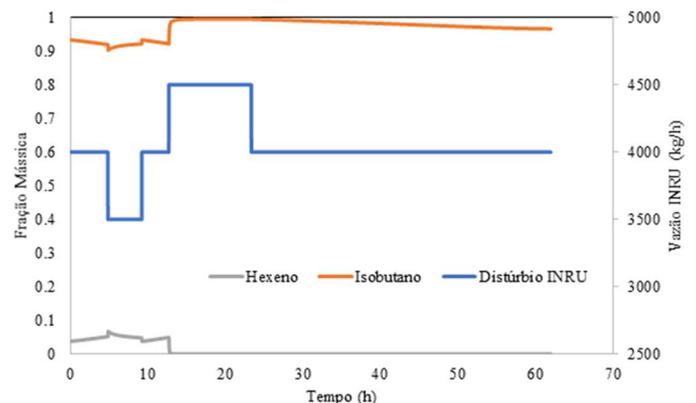


Figura 5 – Resposta da composição da retirada lateral para o controle real com o calor do refeedor disponível

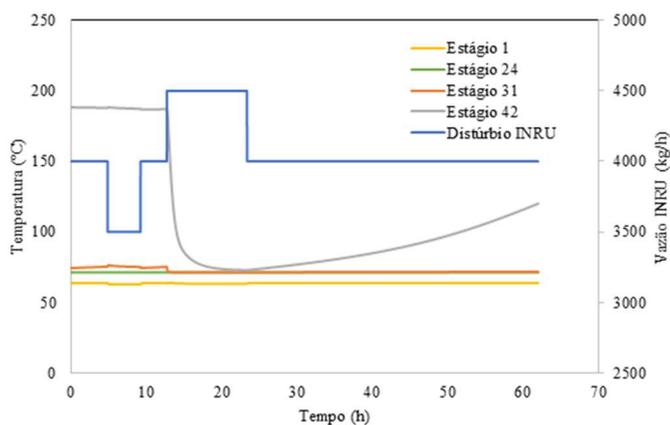


Figura 6 – Resposta da temperatura para o controle real com o calor do refeedor disponível

A proposta foi separar o controle de balanço mássico do balanço energético. Então, primeiramente colocou-se um controlador que mantém o nível de fundo manipulando a vazão de produto de fundo, pois dessa maneira torna-se mais fácil o controle de frente a distúrbio na vazão já que se tem uma resposta mais rápida pelo balanço de massa do que pelo energético.

Além disso, colocou-se um controle que mantém a temperatura no fundo, manipulando a carga térmica do refeedor, para que seja mantida uma temperatura ideal de fundo, mantendo os outros controles já existentes. Por fim, trocou-se o controle de retirada lateral do estágio 24 para o estágio 31 com a finalidade de aproximar o controle do set point de temperatura do hexeno, para que se aumente a retirada desse componente. Nas Figuras 7 e 8 é possível observar o comportamento das composições de hexeno e isobutano na retirada lateral e das temperaturas de topo, fundo e estágio 31 com o novo controle proposto e com o refeedor em paralelo com o existente, também proposto para melhorar a eficiência da coluna.

Analisando as Figuras 7 e 8, percebe-se que a composição de hexeno é maior que a de isobutano na retirada lateral, mostrando que essa seria a melhor condição de operação para a coluna. Ou seja, o ideal seria trocar o refeedor e também

o controle, obtendo-se dessa forma melhor separação entre o hexeno e o isobutano.

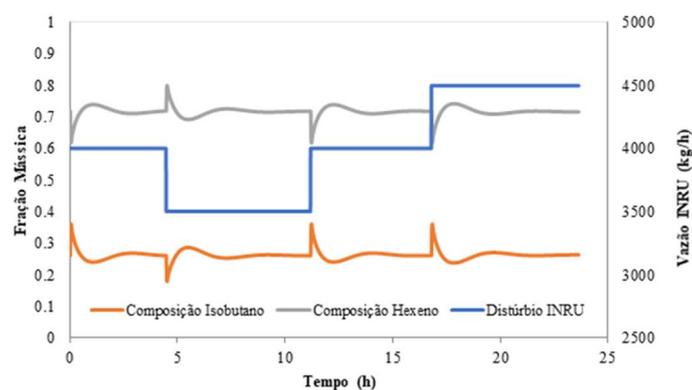


Figura 7 – Resposta da composição da retirada lateral para o novo controle proposto com o novo refeedor projetado

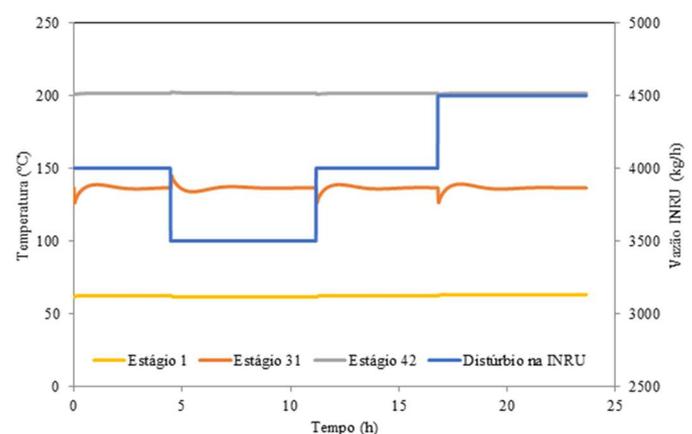


Figura 8 – Resposta da temperatura para o novo controle proposto com o novo refeedor projetado

Através de todo o estudo realizado, fez-se a análise econômica, em estado estacionário, com base somente no preço médio de compra de isobutano e hexeno em 2017, respectivamente 5,15 R\$/kg e 4,45R\$/kg. A comparação do real e do proposto se encontra na Tabela 5.

Tabela 5 - Comparação real versus proposta

		Antes		Proposto	
		Retirada Lateral	Destilado	Retirada Lateral	Destilado
Isobutano	Vazão (kg/h)	8,45	447,75	4,82	448,1
	Fração Mássica	0,77	0,94	0,34	0,98
	ppm	$7,68 \times 10^{-08}$	$9,38 \times 10^{-08}$	$3,45 \times 10^{-08}$	$9,85 \times 10^{-08}$
Hexeno	Vazão (kg/h)	1,7	$5,41 \times 10^{-04}$	8,61	$1,90 \times 10^{-04}$
	Fração Mássica	0,15	$2,02 \times 10^{-07}$	0,61	$4,18 \times 10^{-07}$
	ppm	$1,54 \times 10^{-08}$	$2,02 \times 10^{-14}$	$6,15 \times 10^{-08}$	$4,18 \times 10^{-14}$

A partir da diferença na composição da corrente de retirada lateral, têm-se a diminuição da corrente de isobutano e o aumento de hexeno, sendo os dois considerados ganhos para a indústria, uma vez que passa a ter a melhor separação dos mesmos. Com isso, calculou-se o ganho econômico com base nessa diferença de vazão para cada componente, que se encontra na Tabela 6.

Esse ganho estimado não inclui o investimento necessário, mas se tem como base que o projeto do novo refeedor seria em torno de 120 mil reais, sem contar gastos com a instrumentação necessária para o novo controle, mão-de-obra e tempo de parada da unidade industrial que resulta em perdas também. Dessa forma, estima-se que somente após um ano do investimento que se tenha retorno do mesmo

Tabela 6 – Ganho econômico do projeto proposto

Impacto	Vazão (kg/h)	Ganho			
		Por dia	Mês de 30 dias	Mês de 31 dias	Em 1 Ano
Redução de isobutano na retirada lateral	3,62	R\$ 448	R\$ 13.438	R\$ 13.886	R\$ 163.499
Aumento de hexeno na retirada lateral	6,91	R\$ 738	R\$ 22.139	R\$ 22.877	R\$ 269.359

5. CONCLUSÃO

A partir das hipóteses levantadas no início do projeto e também da coleta de dados do processo (vazão, temperatura e composição), estruturais, de controle e o conhecimento das limitações existentes no processo foi possível obter um modelo no *software* ASPEN PLUS® para realizar as simulações, o qual vale ressaltar que o mesmo é representativo, uma vez que apresenta como resposta os problemas vistos no processo.

Por meio dos resultados das simulações obtidas conclui-se que há deficiência no calor fornecido pelo refeedor, em outras palavras, a carga térmica atual oferecida pelo mesmo é insuficiente. Dessa maneira, têm-se uma separação de hexeno-isobutano ineficiente, onde a corrente de retirada lateral é composta predominantemente por isobutano, evidenciando uma perda no processo de separação, onde o ideal seria a retirada de isobutano exclusivamente pela corrente de topo. Ao analisar o perfil de temperatura e de composição foi possível evidenciar o problema na separação e a falta de aquecimento para que se tenha uma quantidade desejável de hexeno na retirada lateral. A determinação do ponto ótimo de operação da coluna se dá pela razão de refluxo de 0,45, vazão de alimentação de 4500 kg/h, retirada de fundo em torno de 19 kg/h e retirada lateral de 14 kg/h. Esses valores de vazão podem sofrer variações sem alterar a ordem de grandeza, não comprometendo a operabilidade e nem a retirada de hexeno.

Para ter a condição de operação acima foi observado que o refeedor existente não supre a necessidade, pois verificou-se que o mesmo apresenta uma área de troca térmica subdimensionada. A partir disso é possível ter duas propostas, a primeira opção seria colocar um novo refeedor em paralelo idêntico ao existente, passando a ter uma área de troca térmica de 41,6 m² e troca térmica no valor de 479355 kcal/h, com vazão de vapor de 1600 kg/h, e têm-se a opção de projeto de um novo refeedor, passando a ter uma área de troca térmica de 62,2 kg/h e 479052 kcal/h, com 1058 kg/h de vazão, onde considera-se 20% de vaporização no lado do tubo.

Ainda com a intenção de amenizar a perda de isobutano na retirada lateral e aumentar a de hexeno verificou-se o controle existente na coluna e conclui-se que este não atende a necessidade do processo. Por conta disso propôs-se que o controle de nível no fundo será controlado através da vazão de produto de fundo e a temperatura de fundo controlada pela carga térmica do refeedor. Essa foi a forma para se obter uma boa resposta do processo frente a distúrbios, vazões maiores ou inferiores à de costume, ocasionados na vazão de alimentação. Para minimizar a perda de isobutano na retirada lateral têm-se como proposta alterar o controle da retirada lateral do estágio 24 para o estágio 31, alterando o valor do *set point* para 97°C,

garantindo que quando o estágio atinja essa temperatura, tenha-se em sua composição predominantemente hexeno.

Com a nova proposta de controle e do projeto do refeedor é observada uma melhora expressiva na eficiência de separação da coluna, pois ocorre a correta separação dos hidrocarbonetos e também uma resposta mais rápida do controle, garantindo que a coluna opere melhor frente a distúrbios na vazão de alimentação. Conclui-se que a coluna de separação de hidrocarbonetos opera com razão de refluxo de 0,45 a uma temperatura de fundo de 199°C, pois se tem uma boa separação de isobutano-hexeno e enquadra-se na restrição da planta quanto à utilidade que alimenta o refeedor. Para garantir essa temperatura é necessário um novo refeedor e ainda assim uma nova estratégia de controle para que se garanta uma resposta mais rápida do controle e a não retirada de isobutano na retirada lateral.

Tendo como resultado a redução em 50% da perda de isobutano e o ganho de 50% na retirada de hexeno na corrente de retirada do estágio 31, refletindo em ganho com insumos na unidade industrial, têm-se ganho previsto, somente com base no preço dos insumos, no valor de 432 mil reais no ano, sendo esse ganho calculado em estado estacionário, uma vez que independente da nova proposta de controle, a mesma deve garantir o ponto de operação determinado como ideal.

REFERÊNCIAS

- CAMPOS, M. C. M. M.; TEIXEIRA, H. C. G. **Controles típicos de equipamentos e processos industriais**. São Paulo: Edgard Blücher, 2006.
- CARMO, F. M. S. Estudo de polimorfismo do gene candidato, o fator miogênico-5 (myf -5), em suínos. 2003. 69 f. Tese (Doutorado em Zootecnia) - Universidade Federal de Viçosa, Viçosa, MG, 2003.
- SANTOS, M. L. Crescimento e alocação de biomassa e de nutrientes em eucalipto, decorrentes da aplicação de nitrogênio e potássio. 2001. 62 f. Dissertação (Mestrado em Ciências do Solo) - Universidade Federal de Viçosa, Viçosa, MG, 2001.
- CARNEIRO, N. M. Q. Procedimentos básicos para o planejamento de uma indústria de biscoitos, enfocando a legislação sanitária de alimentos do estado de Minas Gerais. 2004. 90 f. Monografia (Especialização em Nutrição e Saúde) - Universidade Federal de Viçosa, Viçosa, MG, 2004.
- KISTER, H., **Distillation Design**, 1ed, McGraw-Hill, 1992.
- PERRY, R. H, et al. **Perry's Chemical Engineers' Handbook**. 8ed. Nova Iorque: McGraw Hill, 2008.
- SEADER, J.D., HENLEY, E.J. **Separation process principles**. 2ed. John Wiley & Sons, 2006.

SMITH, C. A.; CORRIPIO, A. B. **Principles and Practice of Automatic Process Control.** 2ed. John Wiley & Sons, 1997.

SMITH, J. M.; VAN NESS, H. C.; ABBOTT, M. M. **Introduction to chemical engineering thermodynamics** 7th ed. New York: McGraw-Hill Kogakusha, 2005