



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



# ***Revamp* de coluna de destilação para separação de corte C5 bruto**

*Autor: Gabriela Damo Sant'Anna*

*Orientador: Prof. Dr. Marcelo Farenzena*

*Co-orientadora: Eng<sup>a</sup>. Especialista Graziela T. Finger*

Porto Alegre, julho de 13

## Sumário

Agradecimentos	iv
Resumo	v
Lista de Figuras	vi
Lista de Tabelas	vii
1 Introdução	1
2 Fundamentos Teóricos	3
2.1 Destilação	3
2.1.1 Volatilidade ( $K_i$ ) e Volatilidade relativa ( $\alpha_{ij}$ )	3
2.1.2 Estágios teóricos e estágios reais – eficiência de pratos	4
2.1.3 Enriquecimento, retificação e fracionamento	4
2.1.4 Componentes chave	4
2.2 Projeto de colunas de destilação	5
2.2.1 Passo a passo no projeto de colunas de destilação	5
2.3 Hidráulica de colunas de destilação	9
2.3.1 Tipos de pratos	9
2.3.2 Mecanismos de inundação do prato	12
2.4 Flexibilidade de colunas de destilação	13
3 Estudo de caso e Metodologia	15
3.1 Descrição do processo	15
3.2 Especificação do produto	16
3.3 Condições da alimentação	16
3.3.1 Vazão de alimentação	16
3.3.2 Composição de alimentação	17
3.3.3 Temperatura de alimentação	18
3.4 Ordem de volatilidade relativa	18
3.5 Equipamento estudado	19
3.6 Utilidades	20
3.7 Metodologia	20
4 Resultados	23
4.1 Avaliação da coluna original	23
4.2 Projeto da coluna de destilação	23
4.2.1 Projeto preliminar– bloco “DSTWU”	23
4.2.2 Projeto rigoroso – bloco RadFrac	24
4.2.3 Projeto rigoroso com hidráulica – bloco RadFrac	25
4.2.4 Efeito da eficiência de pratos utilizada para o projeto da coluna	28
4.3 Flexibilidade do projeto	31
4.3.1 Análises de sensibilidade para o caso de projeto	31
4.3.2 Efeito da eficiência de prato na flexibilidade do projeto	32
5 Conclusões e Trabalhos Futuros	34

---

5.1	Trabalhos Futuros	35
6	Referências	36
	APÊNDICE A	37

## **Agradecimentos**

Esse trabalho marca a conclusão daquilo que foi o grande projeto da minha vida durante os últimos anos. Não poderia deixar de agradecer àqueles que possibilitaram o início de tudo, aos que contribuíram para que as dificuldades fossem vencidas e o caminho pudesse continuar a ser percorrido, e a quem veio enriquecer a minha vida como pessoa e como profissional fazendo com que esse momento tenha um sabor a mais.

Agradeço primeiro a Deus, por guiar meu caminho e me permitir confiar que o melhor acontecerá. Por ter-se feito sentir presente, e pela família que Ele me deu.

Aos meus pais e meu irmão Daniel, por todo o incentivo que me foi dado a vida toda; pela confiança depositada desde o início dessa jornada e por todo o amor, que nunca deixou de ser transmitido intensamente e que permitiu que a distância fosse superada. Obrigada por todos os esforços realizados para que eu pudesse estar aqui hoje. Mãe, obrigada por fazer desse um projeto também seu. Essa conquista também é de vocês e é isso que a torna especial. Muito obrigada à toda a família que torce pelo sucesso das nossas escolhas e que de alguma forma se faz presente sempre, tenho orgulho de ter vocês como família.

Aos colegas de faculdade, que me acolheram na chegada e dividiram tantos momentos ao longo desses anos. Em especial às amigas Bárbara Zen, Carolina Pessoa, Eloísa Rech, Kelly Fu, Natália Rypl e aos amigos Fernando Teitelbaum e Guilherme Machado, vocês fizeram toda a diferença, obrigada! Ao meu namorado Igor, pela pessoa que és, por ter sido meu porto seguro e ter feito sempre o melhor possível por mim. Tu sé peça fundamental disso tudo, obrigada por me ajudar alcançar.

Aos professores do curso de Engenharia Química da UFRGS que, em geral, nunca negaram esforços para promover o desenvolvimento acadêmico e pessoal dos alunos fazendo, muitas vezes, além do que seria esperado. Em especial à Professora Emilse Agostini, à Professora Lígia Damasceno e ao meu orientador nesse trabalho, Professor Marcelo Farenzena, os quais me apoiaram em momentos-chave da graduação.

Finalmente, gostaria de agradecer à Braskem, por ter me dado a oportunidade de experimentar a profissão e querer seguir em frente. À Eng.<sup>a</sup> Graziela Finger, minha líder de estágio, que tem me proporcionado um primeiro contato com a vida profissional riquíssimo em ensinamentos, técnicos ou não, da profissão e da vida, superando qualquer expectativa. Por essas razões, e por tamanho apoio e confiança depositados nas mais diversas situações obrigada também aos Engs. Pedro Invernici, Tito Lívio Domingues e à toda a equipe de Processo e Tecnologia. Vocês me permitiram começar com o pé direito.

## Resumo

Na indústria petroquímica, o reaproveitamento de equipamentos existentes, com modificações ou não, para uso em um processo diferente daquele para o qual foi projetado se mostra uma boa oportunidade quando se leva em consideração os custos e prazos envolvidos na aquisição de equipamentos novos. Neste trabalho, foi avaliada o desempenho de uma coluna de destilação existente para a separação de C5 bruto a partir de uma corrente de gasolina de pirólise leve. Foram projetadas as modificações necessárias no equipamento para que as novas condições de processo pudessem ser atendidas e, além disso, avaliou-se o potencial de produção de C5 bruto nessa coluna, buscando a maximizar a recuperação dos compostos isopreno e piperilenos. Para tais avaliações, após a obtenção dos dados de planta necessários para o estabelecimento das bases de projeto, foram realizadas simulações do equipamento nas novas condições de processo utilizando o *software* Aspen Plus®. Fez-se uso das ferramentas de *desing specs* e análise de sensibilidade do *software* para a obtenção dos resultados. Sabendo-se que existem pratos de alta performance disponíveis no mercado, foi avaliado o efeito da eficiência de pratos utilizada na simulação para o resultado do projeto. Para realizar a separação desejada, a coluna deverá ser ter 8 pratos a mais que o equipamento existente. A eficiência de pratos utilizada na simulação do sistema se mostrou um grande diferencial tanto para as produções atingidas, quanto para as variáveis operacionais da coluna e para a flexibilidade da mesma frente a distúrbios. Portanto, os novos pratos da coluna deverão ser pratos de alta eficiência. No caso de mais baixa eficiência de pratos testada (50%), a coluna modificada recupera até 58% do componente chave-leve alimentado (cis-piperileno) e 83% do isopreno no produto de topo. Nesse caso, são produzidas 10.418 kg/h dessa corrente, dos quais 23,1% são dos compostos de interesse. Para a maior eficiência de pratos testada (85%), no entanto, é possível recuperar até 65% do componente chave-leve e 91% do isopreno no produto de topo, obtendo 11.640 kg/h de produto, com 22,8% de concentração em isopreno e piperilenos. .

**Palavras chave:** *revamp*, simulação, coluna de destilação, isopreno, piperilenos, eficiência de prato, flexibilidade.

## Lista de Figuras

<b>Figura 2.1:</b> Coluna de destilação em corte ilustrando pratos tipo <i>bubble-cap</i> , perfurados e valvulados. Adaptado de Peters, Timmerhaus e West, 2003. ....	10
<b>Figura 2.2:</b> Comparação da distribuição de líquido entre pratos convencionais e o prato SUPERFRAC®. Retirado de <Koch-Glitsch> .....	12
<b>Figura 3.1:</b> Fluxograma do processo antes das modificações propostas.....	15
<b>Figura 3.2:</b> Fluxograma do processo com nova coluna despentanizadora.....	16
<b>Figura 3.3:</b> Vazão do fundo da coluna desbutanizadora – carga da nova coluna despentanizadora. ....	17
<b>Figura 3.4:</b> Variação do teor de C4 e benzeno presentes na carga do novo sistema. ....	18
<b>Figura 3.5:</b> Temperatura de fundo da coluna desbutanizadora – carga da nova coluna despentanizadora – durante o período de um ano. ....	18
<b>Figura 4.1:</b> Efeito da mudança do estágio de alimentação na razão de refluxo da coluna.	24
<b>Figura 4.2:</b> Efeito do teor de benzeno na localização do estágio ótimo de alimentação...	24
<b>Figura 4.3:</b> Variação dos fatores hidráulicos da coluna com a recuperação de cis-piperileno utilizada. ....	26
<b>Figura 4.4:</b> Concentração mássica do produto destilado em relação aos compostos de interesse para diferentes recuperações de cis-piperileno.....	27
<b>Figura 4.5:</b> Vazões de produção dos compostos de interesse para cada especificação de recuperação de cis-piperileno. ....	27
<b>Figura 4.6:</b> Variação do parâmetro hidráulica da coluna em função da eficiência de pratos utilizada. ....	28
<b>Figura 4.7:</b> Máximas produções atingidas para cada eficiência de prato.....	29
<b>Figura 4.8:</b> Concentração da corrente de destilado produzida para cada eficiência de prato. ....	29
<b>Figura 4.9:</b> Máxima recuperação dos compostos de interesse para cada eficiência de prato testada. ....	30
<b>Figura 4.10:</b> Resultado da análise de flexibilidade para distúrbios na vazão de carga.....	31
<b>Figura 4.11:</b> Resultado da análise de flexibilidade para distúrbios na temperatura de carga. ....	32
<b>Figura 4.12:</b> Influência da eficiência de pratos na flexibilidade da coluna para mudanças na vazão de alimentação .....	33
<b>Figura 4.13:</b> Influência da eficiência de pratos na flexibilidade quanto à alterações na temperatura de alimentação da coluna.....	33
<b>Figura A 1:</b> Efeito de distúrbios na concentração de cis-piperileno da carga no projeto da coluna. ....	37
<b>Figura A 2:</b> Efeito de distúrbios na concentração de isopreno da carga no projeto da coluna. ....	38
<b>Figura A 3:</b> Efeito de distúrbios na concentração do contaminante benzeno da carga no projeto da coluna. ....	39

## Lista de Tabelas

<b>Tabela 2.1:</b> Comparação entre tipos comuns de pratos. ....	11
<b>Tabela 2.2:</b> Efeito da geometria do prato nos vários tipos de inundação. ....	14
<b>Tabela 3.1:</b> Composição da corrente de C5+, carga da nova coluna. ....	17
<b>Tabela 3.2:</b> Componentes em ordem decrescente de volatilidade em relação ao benzeno. ....	19
<b>Tabela 3.3:</b> Dados de geometria da coluna a ser reaproveitada. ....	19
<b>Tabela 3.4:</b> Condições de suprimento e retorno das utilidades. ....	20
<b>Tabela 3.5:</b> Dados de entrada para avaliação preliminar da coluna de destilação. ....	21
<b>Tabela 3.6:</b> <i>Design specs</i> utilizadas na avaliação rigorosa da coluna ....	22
<b>Tabela 4.1:</b> Resultados da avaliação preliminar da coluna. ....	23
<b>Tabela 4.2:</b> Dados de projeto da coluna. ....	25
<b>Tabela 4.3:</b> Comparação entre variáveis operacionais quando se altera a eficiência dos pratos utilizados para a mesma recuperação do chave-leve. ....	30





## 1 Introdução

Os custos envolvidos na aquisição de novos equipamentos, bem como o prazo para compra, recebimento e instalação dos mesmos são fatores críticos em empreendimentos. Por essa razão, o aproveitamento de equipamentos existentes com as devidas modificações para atender a novas condições de processo pode ser uma solução interessante. No entanto, projetos de *revamp* ou de aproveitamento de equipamentos normalmente apresentam algumas restrições ao processo, as quais, de maneira geral, poderiam ser evitadas caso fossem adquiridos equipamentos novos para realizar o serviço desejado.

Essas possíveis restrições são principalmente em relação à qualidade do produto formado ou à quantidade de matéria processada, uma vez que o projeto inicial do equipamento foi realizado para condições de processo diferentes das desejadas. Um refeedor de uma coluna de destilação que esteja sendo reaproveitado pode, por exemplo, não ter área de troca térmica suficiente para fornecer a vaporização necessária para a separação desejada na coluna, diminuindo a eficiência de separação e por consequência, a capacidade de processamento do sistema. De forma similar, uma coluna de destilação reaproveitada pode não produzir o volume desejado de produto por limitações relacionadas à sua geometria (limitações hidráulicas).

O presente trabalho avalia o aproveitamento de uma coluna de destilação disponível em uma indústria petroquímica local para operação em novas condições de processo. Para tanto, são realizadas simulações em Aspen Plus®, a fim de projetar as modificações necessárias para a operação nas novas condições.

Faz parte do escopo deste trabalho, ainda, identificar o potencial de produção do novo sistema, que deverá ser capaz de separar uma corrente de C5 bruto de uma alimentação contendo C5+ (cadeias de 5 ou mais carbonos), retirando pelo produto de topo a maior quantidade possível dos compostos de alto valor agregado dessa corrente (cis-piperileno, trans-piperileno e isopreno), cuja separação é a principal motivação deste trabalho. Para tanto, são admitidas eventuais modificações nos internos (pratos) dos equipamentos caso necessário.

O projeto da coluna de destilação deverá ser avaliado quanto à sua flexibilidade frente aos distúrbios no sistema. Além disso, diferentes eficiências de pratos serão utilizadas durante as avaliações, a fim de identificar a influência que esse parâmetro exerce no projeto de colunas de destilação, tanto para a qualidade do produto formado, quanto para a flexibilidade do projeto.

No processo atual da empresa, antes das modificações propostas neste trabalho, a corrente que contém os compostos C5 diolefinicos que se deseja separar é utilizada primariamente como reciclo no processo da indústria em questão. Sendo assim, a separação desses compostos garante que seja agregado valor à corrente, uma vez que os mesmos são utilizados como matéria-prima para diversas aplicações da indústria química, principalmente para produção de borracha.

A partir do isopreno, por exemplo, pode ser obtida a Borracha Isopreno (IR), também chamada de Poli-isopreno, que possui características químicas muito semelhantes à da borracha natural. O campo de aplicações de ambas é praticamente o mesmo. Além disso, o isopreno é utilizado também como co-polímero para a produção da Borracha Butílica

(IIR), também chamada de Borracha de Isobutileno Isopreno, a qual pertence à categoria das borrachas para aplicações especiais (SPR).

Os piperilenos, por sua vez, são utilizados para produção de resinas com as mais diversas aplicações, podendo ser destacada entre elas a utilização na formulação da borracha, como agente de pegajosidade da mesma, além de aplicações na indústria de adesivos.

No presente trabalho serão apresentados os princípios básicos do processo de separação por destilação com ênfase aos parâmetros operacionais cruciais para o projeto desse tipo de equipamento: colunas de destilação (capítulo 2 - Fundamentos Teóricos). Em seguida, no capítulo 3, é contextualizado o sistema em estudo dentro do processo produtivo da empresa, além de ser descrita a metodologia utilizada para a avaliação/projeto dos equipamentos e análise dos resultados. O capítulo 4 mostra os resultados e suas análises, obtidos através das simulações realizadas para os diferentes casos avaliados para o sistema em estudo. Finalmente, no capítulo 5 são apresentadas as conclusões das avaliações realizadas, e alguns pontos que ainda podem ser desenvolvidos são sugeridos como trabalhos futuros.

## 2 Fundamentos Teóricos

Segundo Perry (1999), operações de separação atingem seu objetivo através da criação de duas ou mais zonas que coexistem no interior do equipamento e diferem em temperatura, pressão, composição e/ou estado físico. Cada espécie molecular na mistura a ser separada reage de forma única às diferentes condições oferecidas em cada região, o que faz com que as mesmas apresentem diferentes concentrações de cada espécie conforme o sistema caminha em direção ao equilíbrio. O resultado desse processo é a separação das espécies.

### 2.1 Destilação

A destilação é um processo físico de separação, que se baseia no princípio da volatilidade relativa entre componentes de uma mistura (Kister, 1992). No interior da coluna de destilação, devido à diferença de massa específica entre as fases líquido e vapor, o líquido flui no sentido descendente, caindo de prato em prato, enquanto o vapor flui no sentido ascendente, entrando em contato com o líquido em cada prato (Perry, 1999).

O líquido que atinge o fundo da coluna (rico em componentes menos voláteis) é parcialmente vaporizado em um refulador para prover vaporização (*boilup*), que retorna à coluna. O vapor que atinge o topo da coluna (rico em componentes mais voláteis), por sua vez, é condensado no condensador de topo, e parte dele retorna na forma líquida à coluna, como refluxo (Perry, 1999).

#### 2.1.1 Volatilidade ( $K_i$ ) e Volatilidade relativa ( $\alpha_{ij}$ )

Kister (1992) define volatilidade ( $K$ ) como a tendência que uma substância tem de vaporizar, e diz que a mesma é função da temperatura, pressão e composição do meio em que a mesma está. Num sistema em equilíbrio, se quaisquer duas dessas variáveis estiverem fixadas, a terceira também estará. A volatilidade de um componente é descrita por:

$$K_i = \frac{\text{fração molar do componente } i \text{ na fase vapor}}{\text{fração molar do componente } i \text{ na fase líquida}} \quad (1)$$

Caso o valor de  $K$  de um componente seja alto, esse tenderá a estar em maior concentração na fase vapor, e se for baixo tenderá a estar mais concentrado no líquido. Se  $K$  for igual à unidade, o componente se divide igualmente entre as fases líquido e vapor.

A volatilidade relativa entre dois componentes  $i$  e  $j$ , é definida também por Kister (1992) como:

$$\alpha_{ij} = \frac{K_i}{K_j} \quad (2)$$

Ou seja, é a razão entre a tendência de vaporizar de dois componentes. Se a volatilidade relativa entre dois componentes é alta, um deles tem uma tendência muito maior de vaporizar que o outro, e será fácil realizar a separação dos mesmos através de destilação. Quanto menor o valor da volatilidade relativa, mais difícil é a separação através da destilação, chegando a ser impossível quando  $\alpha$  é igual à unidade.

### 2.1.2 Estágios teóricos e estágios reais – eficiência de pratos

Em colunas de destilação, vários tipos de dispositivos são usados para proporcionar o contato entre as duas fases formadas, melhorando a transferência de massa entre as mesmas. Entre eles, estão os recheios randômicos, os recheios estruturados e os pratos.

O conceito de estágios de equilíbrio (estágios teóricos) define que se as correntes de líquido e vapor que deixam um dado estágio estiverem em equilíbrio total entre si, relações termodinâmicas podem ser usadas para determinar a temperatura e relacionar as concentrações nas correntes do equilíbrio, a uma dada pressão.

O número de estágios de equilíbrio teóricos para uma dada separação é convertido em estágios reais por meio da eficiência do prato, a qual descreve o quanto o desempenho de um prato real reproduz aquele do estágio de equilíbrio (Perry, 1999).

Segundo Domingues (2005), a eficiência de prato é um fator crucial no projeto e na análise de colunas de destilação. O autor afirma que o procedimento normal durante o projeto destes equipamentos é calcular o número de estágios teóricos com ajuda de modelos rigorosos, disponíveis nos pacotes de simuladores comerciais. Em seguida, a conversão para pratos reais requer a predição da eficiência local (eficiência de ponto EOG), seguida pela transformação deste valor para o prato inteiro (eficiência de Murphree, EMV). Desse último valor, o número requerido de pratos reais na coluna é rapidamente calculado, através da eficiência global (EOC).

A predição da eficiência de ponto (EOG) é um problema de transferência de massa líquido-vapor, enquanto a conversão para eficiência de prato (EMV) é um problema de geometria e hidráulica do prato (Garcia e Fair, 2000).

### 2.1.3 Enriquecimento, retificação e fracionamento

O vapor que deixa um estágio é sempre mais rico nos componentes mais voláteis que a mistura de alimentação deste estágio, enquanto o líquido que deixa um estágio é sempre mais rico nos componentes menos voláteis que sua alimentação.

Os estágios de esgotamento (*stripping*) têm o papel de concentrar uma corrente líquida em componentes menos voláteis, através da geração de *boilup*. Os estágios de retificação, por sua vez, tornam o produto vapor mais concentrado em componentes mais voláteis utilizando, para tanto, o refluxo.

As seções de retificação e de esgotamento podem ser combinadas em um único equipamento com reciclo interno. A combinação desses dois processos é chamada fracionamento. Em uma coluna fracionadora de única alimentação, os estágios acima da alimentação são os estágios de retificação, enquanto aqueles abaixo da mesma são os estágios de esgotamento (Kister, 1992).

### 2.1.4 Componentes chave

Componentes chave são os dois componentes presentes na mistura de alimentação cuja separação desejada é a mais difícil de ser atingida. O componente chave-leve tem maior volatilidade entre os componentes-chave, e é o componente menos volátil que se deseja que seja recuperado no produto de topo. O componente chave-pesado é o componente menos volátil que se deseja recuperar no produto de fundo, e é menos

volátil que o chave-leve. Os demais componentes são denominados componentes não-chave, e esses podem ser leves, se forem mais voláteis que os componentes chave; pesados, se forem menos voláteis que os componentes chave; ou distribuídos, caso tenham volatilidade intermediária entre a do chave-leve e a do chave-pesado (Kister, 1992).

## 2.2 Projeto de colunas de destilação

Projetar uma coluna de destilação é, de maneira geral, definir os parâmetros da mesma que serão capazes de produzir as correntes de saída (produtos) com a pureza desejada, partindo de uma mistura inicial cuja composição e vazão são conhecidas. Tais parâmetros são: pressão de operação da coluna, vazão de refluxo, número de estágios, posição do estágio de alimentação, cargas térmicas do condensador e refeedor, vazões de destilado e produto de fundo. Na prática, o projeto é realizado a partir da definição de alguns desses parâmetros, sendo os demais função das especificações utilizadas.

Segundo Luyben (2006), as relações básicas entre as variáveis presentes no projeto de uma coluna de destilação são como segue:

- Quanto mais fácil a separação, menor o número de pratos necessários, e menor a razão de refluxo requerida (menor consumo de energia).
- Quanto maior a pureza desejada para os produtos, maior o número de pratos necessários. A razão de refluxo, por sua vez, não aumenta significativamente com o aumento da pureza dos produtos.
- Existe uma combinação de engenharia entre a razão de refluxo e o número de pratos. Um número infinito de colunas pode ser projetado para realizar a mesma separação desejada, com diferentes alturas, diâmetros, e diferentes consumos de energia. Devem ser levadas em conta questões relacionadas ao custo variável de operação e facilidade de controle da coluna ao escolher a melhor configuração.
- Um número mínimo de pratos ( $N_{\min}$ ) e de razão de refluxo ( $RR_{\min}$ ) são requeridos para uma dada separação.

### 2.2.1 Passo a passo no projeto de colunas de destilação

Segundo Peters, Timmerhaus e West (2003), o primeiro passo no projeto da coluna de destilação é estabelecer a composição e propriedades físicas da alimentação e dos produtos, a vazão de alimentação e qualquer limitação especial que possa haver na separação. Podem ser incluídas nesse momento a máxima temperatura e queda de pressão, presença de materiais tóxicos ou compostos reativos, entre outras. O segundo passo, conforme afirmam os autores, envolve a seleção adequada das variáveis de projeto. A pressão de operação é geralmente a primeira variável a ser estabelecida. Um aumento na pressão de operação é normalmente refletido por um aumento na dificuldade de separação, nas temperaturas do condensador e do refeedor, na massa específica do vapor, e uma diminuição no calor latente de vaporização. Conforme a pressão é diminuída, esses efeitos ocorrem de forma inversa. O limite mínimo de pressão é geralmente determinado pela temperatura do meio de resfriamento utilizado no condensador. Em outras palavras, a pressão de operação deve ser selecionada, se não houver nenhuma restrição de processo, como aquela para a qual a pressão de vapor do

produto de topo ficará pelo menos entre 5 e 10°C abaixo da temperatura de saída da água de resfriamento no verão, segundo os autores.

A segunda variável que precisa ser determinada é a razão de refluxo. Com um aumento na razão de refluxo a partir do seu mínimo, os custos envolvidos diminuem inicialmente devido à redução no número de pratos requeridos para a separação. Contudo, os custos com utilidades aumentam, uma vez que maiores cargas térmicas de condensação e refervimento são requeridas. Se os custos de investimentos com o processo de separação forem anualizados e comparados com o custo anual das utilidades, é possível encontrar uma razão de refluxo ótima. A maioria dos projetistas seleciona uma razão entre refluxo real e refluxo mínimo de pelo menos 1,2 (Peters; Timmerhaus; West, 2003).

Razão de refluxo (RR) é definida como:

$$RR = \frac{R}{D} \quad (3)$$

onde R é a vazão de refluxo, e D a vazão de destilado da coluna.

A mínima razão de refluxo é definida por Perry (1999) como a razão que, se reduzida em uma quantidade infinitesimal, iria requerer um número infinito de estágios para obter uma determinada separação entre dois componentes. Para qualquer razão de refluxo menor que mínima, a separação é impossível, e para qualquer razão de refluxo maior que esta, a separação pode ser feita com um número finito de estágios. A condição de refluxo mínimo não é, portanto, uma condição de operação viável.

Uma variável de projeto menos crítica é a condição líquido/vapor da alimentação. Se a alimentação é subresfriada, o número de pratos na seção de retificação diminui, e o número de pratos na seção de enriquecimento aumenta. Essa condição da alimentação requer mais calor no refeedor e menos resfriamento no condensador. Correntes de alimentação parcialmente vaporizadas invertem esses efeitos (Peter, Timmerhaus e West, 2003).

Os autores atentam para o fato de que, embora métodos simplificados e métodos estágio-a-estágio para calcular o número de estágios de equilíbrio estejam disponíveis em muitos programas computacionais, é necessário entender os fundamentos envolvidos para determinar se os resultados gerados por essas ferramentas são realistas. Dos métodos simplificados, o método de Fenske-Underwood-Gilliland é o mais utilizado. Para determinar o número de estágios de equilíbrio, primeiro devem ser avaliados o mínimo número de estágios e o refluxo mínimo necessários.

Segundo Perry (1999), o mínimo número de estágios necessários é aquele que a coluna precisa ter para que, na condição de refluxo total, a separação desejada possa ser atingida. A condição de refluxo total é aquela na qual quantidade suficiente de material foi alimentada na coluna, de forma que os níveis de operação do refeedor, dos pratos e do vaso de condensado de topo foram atingidos. Nessas condições, a coluna passa a operar sem alimentação, e com todo o condensado retornando como refluxo, assim como todo o líquido que chega ao refeedor retorna à coluna após ser vaporizado. A equação de Fenske (Kister apud Fenske, 1992) fornece o mínimo número de estágios necessários para uma dada separação.

$$N_{min} = \frac{\ln S}{\ln(\alpha_{LK/HK})_{av}} \quad (4)$$

Onde a separação  $S$  é dada por:

$$S = \left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}}\right)_D \left(\frac{x_{HK}}{x_{LK}}\right)_B \quad (5)$$

e  $(\alpha_{LK/HK})_{av}$  é a volatilidade relativa média entre o componente chave-leve e o chave-pesado,  $\left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}}\right)_D$  é a razão entre a fração mássica do componente chave-leve e a fração mássica do componente chave-pesado no destilado, e  $\left(\frac{x_{HK}}{x_{LK}}\right)_B$  é a razão entre as frações mássicas do chave-pesado e do chave-leve no produto de fundo.

Segundo Peters, Timmerhaus e West (2003), o valor da média geométrica para a volatilidade relativa é calculado usando a temperatura do ponto de orvalho do produto de topo e a temperatura do ponto de bolha do produto de fundo. Portanto,

$$(\alpha_{LK/HK})_{av} = \sqrt[2]{\alpha_{LK/HK}^D \alpha_{LK/HK}^B} \quad (6)$$

Para determinar a mínima razão de refluxo requerida, é utilizado o método de Underwood (Kister apud Underwood, 1992). O método resolve uma equação que relaciona a composição e condição térmica da alimentação e a volatilidade relativa à temperatura média da coluna por um fator  $\theta$  que fica numericamente entre as volatilidades relativas dos componentes chave. Esse fator é substituído em uma segunda equação que relaciona o mínimo refluxo com a volatilidade relativa e composição do destilado.

Esse método, que é o mais popular dos métodos para determinação do refluxo mínimo, assume volatilidade relativa constante na coluna e fornece uma solução de precisão razoável para sistemas próximos da idealidade.

O método consiste em:

1. Encontrar  $\theta$  por tentativa e erro, a partir de:

$$\sum_{i=1}^n \frac{\alpha_i z_i}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad (7)$$

2. Substituir  $\theta$  na seguinte equação para encontrar  $\left(\frac{R}{D}\right)_{min}$ :

$$\sum_{i=1}^n \frac{\alpha_i x_{Di}}{\alpha_i - \theta} = \left(\frac{R}{D}\right)_{min} + 1 \quad (8)$$

$$\left(\frac{R}{D}\right)_{min} = RR_{min} \quad (9)$$

Aqui,  $\alpha_i$  é a volatilidade relativa média do componente  $i$  na mistura em relação ao componente chave-pesado;  $z_i$  é a fração mássica do componente  $i$  na alimentação;  $q$  é o

número de mols de líquido saturado no prato de alimentação por mols de alimentação;  $n$  é o número de componentes individuais na alimentação e  $x_{Di}$  é fração mássica do componente  $i$  no destilado.

Gilliand (Kister apud Gilliand, 1992) relacionou o número de estágios de equilíbrio  $N$  como uma função do número mínimo de estágios e da razão de refluxo mínima através de um gráfico, que foi transformado por Eduljee na relação:

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = 0,75 \left[ 1 - \left( \frac{RR - RR_{min}}{RR + 1} \right)^{0,566} \right] \quad (10)$$

onde  $RR$  é a razão de refluxo de operação selecionada pelo projetista.

Kister (1992) afirma que existe uma posição ótima para o estágio de alimentação, que divide da maneira correta o número de estágios de retificação e o número de estágios de enriquecimento da coluna. Qualquer localização diferente da ótima para o estágio de alimentação acarretará num número maior de estágios totais na coluna, para alcançar uma mesma separação.

A equação de Fenske relaciona o número mínimo de estágios da seção de enriquecimento com a separação nesta seção da seguinte maneira:

$$N_{min,S} = \frac{\ln S_s}{\ln \alpha_s} \quad (11)$$

e

$$S_s = \frac{z_{LK} x_{B,HK}}{z_{HK} x_{B,LK}} \quad (12)$$

Onde  $\alpha_s$  é a volatilidade relativa média do componente chave-leve na seção de fundo,  $\frac{z_{LK}}{z_{HK}}$  é a razão entre a fração mássica do chave-leve e do chave-pesado na alimentação, e  $x_{B,HK}$  e  $x_{B,LK}$  são as frações mássicas do chave-pesado e do chave-leve na corrente de fundo, respectivamente.

O número de estágios reais na seção de fundo ( $N_s$ ) é estimado a partir de:

$$\frac{N_s}{N_{min,S}} = \frac{N}{N_{min}} \quad (13)$$

Existe ainda uma equação que relaciona o número de estágios de retificação com o número de estágios de enriquecimento da coluna. É a equação de Kirkbridge (Kister apud Kirkbridge, 1992) apresentada abaixo.

$$\frac{N_R}{N_S} = \left[ \frac{z_{HK} \left( \frac{x_{B,LK}}{x_{D,HK}} \right)^2 \frac{B}{D}}{z_{LK}} \right]^{0,206} \quad (14)$$



## 2.3 Hidráulica de colunas de destilação

O projeto do equipamento de separação deve ser feito de maneira que sua capacidade hidráulica seja suficiente para que a pureza dos produtos e produções desejadas possam ser atingidos.

A máxima capacidade de um dispositivo de contato líquido/vapor pode ser considerada como a combinação das taxas de vapor e líquido na qual esse dispositivo se torna hidráulicamente inoperável. Arraste de massa e inundação são frequentemente os mecanismos que limitam a capacidade de dispositivos de contato de líquido e vapor contra corrente, e os parâmetros do equipamento têm um efeito significativo nestes fenômenos (Fitz e Kunesh, 2002). Um prato inundado atua como uma restrição para o líquido fluir em sentido descendente pela coluna. Por isso, um sintoma comum de inundação é o acúmulo de líquido e uma perda de carga excessiva sobre seção da coluna acima do prato inundado (Lockett, 2009). Os mecanismos de inundação estão descritos nas próximas seções.

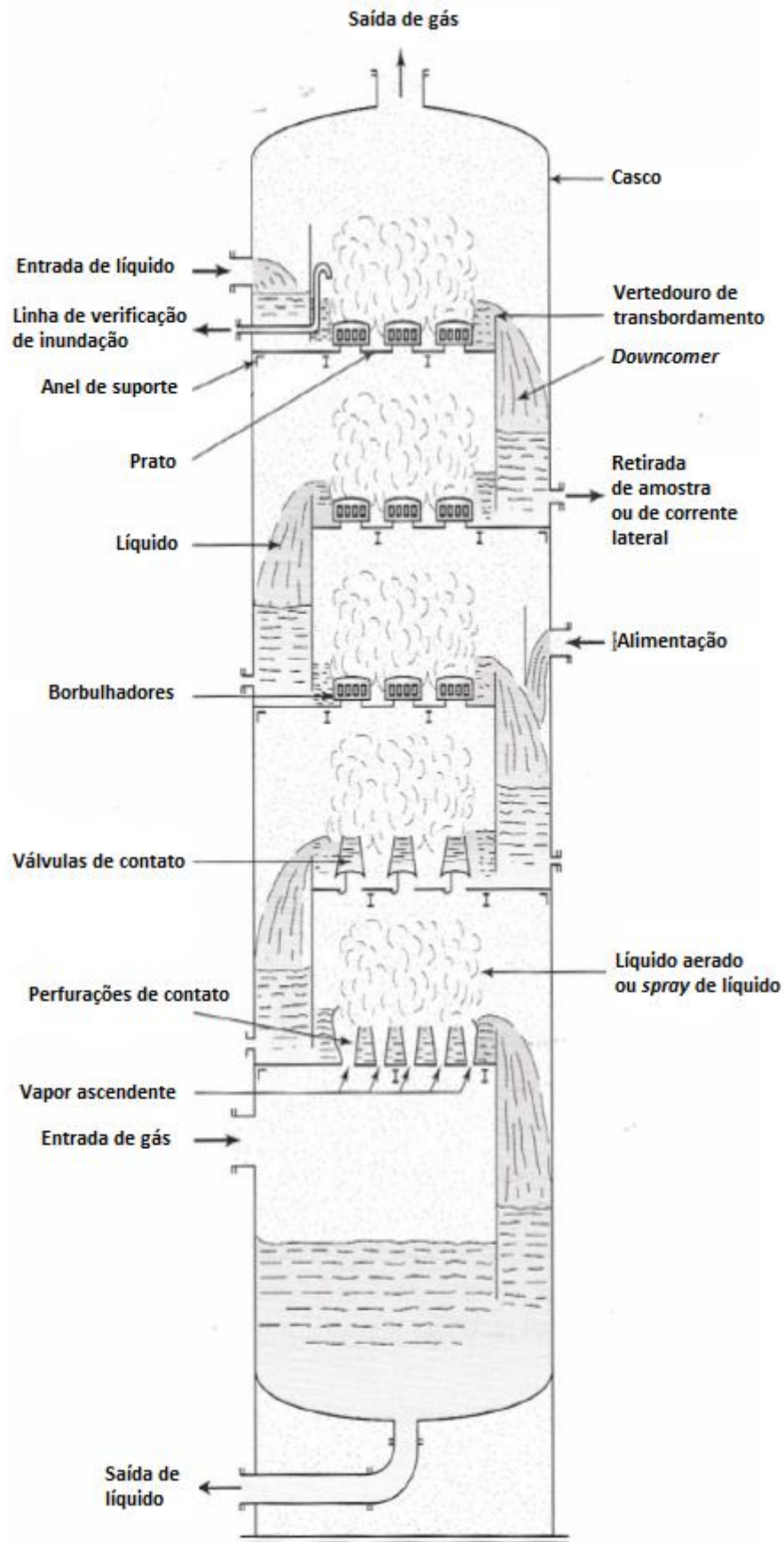
### 2.3.1 Tipos de pratos

Existem diversos tipos de pratos que diferem entre si principalmente pelo tipo de dispositivo de contato líquido-vapor que possuem. Abaixo é apresentada a descrição realizada por Kister (1992) sobre alguns dos tipos básicos de pratos mais utilizados industrialmente. A Figura 2.1 mostra uma coluna de destilação em corte, com exemplos dos diferentes tipos de pratos.

Os pratos com borbulhadores foram vastamente utilizados em processos de destilação até os anos 1960. Este tipo de pratos foi substituído pelos pratos perfurados e valvulados, e hoje em dia é utilizado apenas em casos especiais. Os pratos com borbulhadores são pratos planos perfurados com elevações em volta das perfurações, e uma tampa por cima dessas elevações. Essas compândulas algumas vezes possuem furos através dos quais o vapor passa. Esse tipo de prato possui uma habilidade única de operar a baixas taxas de líquido e vapor e oferecem um tempo de residência relativamente alto em algumas regiões do mesmo.

Pratos perfurados são pratos planos com furos. A velocidade do vapor ascendente evita que o líquido caia através dos furos do prato (gotejamento). Quando a taxa de vapor é baixa, o líquido goteja através dos furos, passando direto por alguns pratos e reduzindo a eficiência do processo, o que dá aos pratos perfurados um *turndown* (capacidade que o sistema tem de operar a baixas taxas de líquido e vapor) relativamente pobre. Por outro lado, este tipo de pratos tem um baixo custo de fabricação.

Outra variação de pratos são os pratos *dualflow*, que são pratos perfurados sem *downcomer*. Nesses pratos o escoamento é contracorrente, com o líquido gotejando continuamente através dos furos. Os pratos *dualflow* têm maior capacidade e menor perda de carga do que pratos com *downcomers* (região do prato por onde o líquido escoava para o prato de baixo) pois o escoamento é através de toda seção transversal da coluna (XU et al., 1994).



**Figura 2.1:** Coluna de destilação em corte ilustrando pratos tipo *bubble-cap*, perfurados e valvulados. Adaptado de Peters, Timmerhaus e West, 2003.

Segundo Domingues (2005), a fim de permitir a passagem de líquido e vapor, grandes regiões do prato são dedicadas à vazão de líquido e outras, à passagem de vapor. Isso reduz o contato entre as duas fases, resultando em uma baixa transferência de massa. Esses pratos apresentam uma faixa de operação muito estreita na qual a eficiência ótima é atingida. O *turndown* dos pratos *dual-flow* é ainda menor que aquele dos pratos perfurados com *downcomers*. Este é o tipo mais barato e de mais fácil instalação e manutenção entre os pratos comuns.

Existem ainda os pratos valvulados, os quais possuem válvulas que se erguem conforme a taxa de vapor aumenta. O limite superior de abertura é controlado por pernas restritivas na parte inferior da válvula. Conforme a taxa de vapor diminui, a abertura das válvulas é reduzida. Isso dá aos pratos valvulados sua principal vantagem: operam bem a baixas vazões e, portanto, têm um alto *turndown*. Na Tabela 2.1 são comparados os diferentes tipos de pratos comuns quanto às suas características.

**Tabela 2.1:** Comparação entre tipos comuns de pratos.

Tipo	Perfurados	Valvulados	<i>Bubble-cap</i>	<i>Dual-flow</i>
<b>Capacidade</b>	Alta	Alta a muito alta	Moderadamente alta	Muito alta
<b>Eficiência</b>	Alta	Alta	Moderadamente alta	Menor que os outros tipos
<b><i>Turndown</i></b>	Aproximadamente 2:1. Geralmente inadequado para operações com cargas variáveis	Aproximadamente 4-5:1. Alguns projetos especiais alcançam 10:1	Excelente. Melhor que pratos valvulados. Bom para vazões de líquido extremamente baixas	Baixo, ainda menor que dos pratos perfurados. Inadequado para operações com cargas variáveis.
<b>Arraste</b>	Moderado	Moderado	Alto, aproximadamente 3 vezes maior que pratos perfurados	Baixo a moderado
<b>Perda de carga</b>	Moderada	Moderada	Alta	Baixa à moderada
<b>Custo</b>	Baixo	Aproximadamente 20% maior que dos pratos perfurados	Alto. Aproximadamente 2-3 vezes o custo de pratos perfurados	Baixo

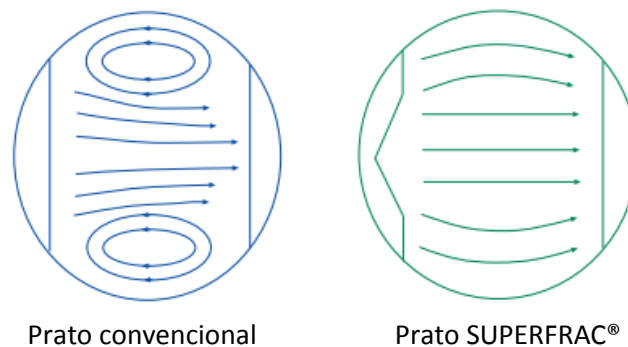
Adaptado de Kister (1992).

Existem pratos modernos que possuem dispositivos especiais para cada caso de projeto, aumentando a capacidade ou até mesmo a eficiência do prato. O prato SUPERFRAC® da Koch-Glitsch é um deles. Segundo informações técnicas retiradas do site da empresa (Koch-Glitsch), o prato SUPERFRAC® compreende um conjunto de recursos que juntos formam uma bandeja de alta performance, de uma única passagem, de fluxo contracorrente que tem a maior combinação capacidade e eficiência de todas as pratos de fluxo cruzado testados.

Os dispositivos que podem fazer parte de um prato SUPERFRAC® são:

- Válvulas de alta capacidade e alta eficiência em diferentes tamanhos;
- *Downcomers* no formato de túnel de vapor com vários formatos na saída para maximizar a eficiência e capacidade;
- Vertedouro de entrada e promotores de bolhas;
- Válvulas propulsoras e outros dispositivos de direcionamento;
- Arranjos multi-passes;
- Dispositivos especiais para lidar com sujamento;
- Recursos mecânicos para simplificar a instalação.

Dependendo do tipo de processo em que será empregado, um ou todos dispositivos acima podem ser incorporados para criar um projeto específico para cada equipamento avaliado. A Figura 2.2 mostra como esse tipo de prato pode fornecer uma distribuição uniforme de líquido através da área ativa e prevenir a formação de áreas estagnadas em torno do perímetro do prato. Áreas estagnadas são comuns quando se tem uma alta razão líquido/vapor.



**Figura 2.2:** Comparação da distribuição de líquido entre pratos convencionais e o prato SUPERFRAC®. Retirado de <Koch-Glitsch>

### 2.3.2 Mecanismos de inundação do prato

Inundação é o acúmulo excessivo de líquido dentro da coluna. Lockett (2009), afirma que existem dois diferentes tipos de inundação: a inundação do downcomer e a inundação por arraste, que diferem na maneira como a mesma inicia. O estágio final de ambos os tipos é o mesmo: retorno de líquido aerado através do downcomer para o vertedouro do prato acima.

#### Inundação por arraste

Lockett (2009) afirma que a inundação por arraste depende do regime em que a mistura no interior da coluna se encontra e que, para cada um destes regimes, diferentes correlações devem ser utilizadas para predizer tal inundação.

No caso do regime de *spray*, os mesmos fatores que levam o prato a operar nesse, apresentam a tendência de aumentar o arraste de *spray*. Sendo assim, esse tipo de

arraste aumenta com o aumento da velocidade do vapor e do diâmetro das aberturas do prato, e diminui com aumento da carga líquida no prato e aumento da área perfurada (Lockett, 2009). Além disso, baixas pressões favorecem altas velocidades do vapor e baixas vazões de líquido e, portanto, dispersões no regime *spray* (Kister, 1992).

No regime de líquido aerado e no regime de emulsão o arraste depende primariamente da aproximação da superfície superior da mistura ao prato de cima. Os fatores que aumentam a altura dessa massa líquida aumentarão o arraste. Logo, o arraste nestes casos aumenta com o aumento da velocidade do vapor, carga de líquido e altura do vertedouro (Lockett, 2009).

Em todos os regimes, pequenos espaçamentos entre pratos aumentam o arraste. Além disso, a tensão superficial também é um fator importante. Com o aumento da mesma, a estabilidade das gotas tende a ser maior, o que reduz o arraste (Lockett, 2009).

### Inundação do *downcomer*

Ainda segundo Lockett (2009), em colunas de destilação o líquido flui pelo *downcomer* de uma região de menor para uma região de maior pressão. Como consequência, certa quantidade de líquido retorna (*backup* de líquido) no *downcomer*. O principal pré-requisito de um *downcomer* é ter altura suficiente para acomodar este retorno de líquido, evitando inundação.

Kister (1992), afirma que quando se opera a altas pressões, a diferença entre a densidade do vapor e do líquido se torna menor, e a separação entre o vapor e o líquido no *downcomer* se torna mais difícil. Devido a esta maior dificuldade, a aeração do *downcomer* cresce, aumentando tanto as perdas por atrito, quanto o *backup* de líquido aerado no mesmo. Altas vazões de líquido também aumentam a queda de pressão no prato, o nível de líquido no prato e as perdas por atrito no *downcomer*. Por essas razões a inundação no *downcomer* é favorecida a altas pressões e altas vazões de líquido.

Conforme a vazão de líquido aumenta, o mesmo ocorre com a velocidade do líquido aerado no *downcomer*. Quando essa velocidade excede um limite, as perdas por atrito no *downcomer* se tornam excessivas, e a mistura aerada não pode ser transportada para o prato abaixo. Isso causa acúmulo de líquido no prato pelo fenômeno chamado de *downcomer choke flooding* (Kister, 1992). A Tabela 2.2 resume o efeito dos parâmetros de projeto dos pratos nos diferentes mecanismos de inundação.

## **2.4 Flexibilidade de colunas de destilação**

Segundo Hoch, Eliceche e Grossmann (1995), flexibilidade representa a habilidade do projeto da coluna de acomodar variações de alguns parâmetros incertos, tais como composição de alimentação, máxima velocidade de vapor permitida, coeficientes de transferência de calor, temperatura de água de resfriamento, entre outros. Os autores afirmam ainda que o grau de flexibilidade é determinado pelo range de variações de cada parâmetro que o projeto pode tolerar sem deixar a região onde é possível e seguro operar.

**Tabela 2.2:** Efeito da geometria do prato nos vários tipos de inundação.

<b>Parâmetros de projeto que diminuem o ponto de inundação</b>	<b>Arraste spray</b>	<b>Arraste espuma</b>	<b>DC backup</b>	<b>DC choke</b>
Pequena área de borbulhamento	X	X	X	
Pequeno espaçamento entre pratos	X	X	X	
Grande altura de vertedouros (>4 in)		X	X	
Pequenos comprimentos de vertedouro		X	X	
Pequena área livre abaixo do <i>downcomer</i>			X	
Pequena área de topo do <i>downcomer</i>				X

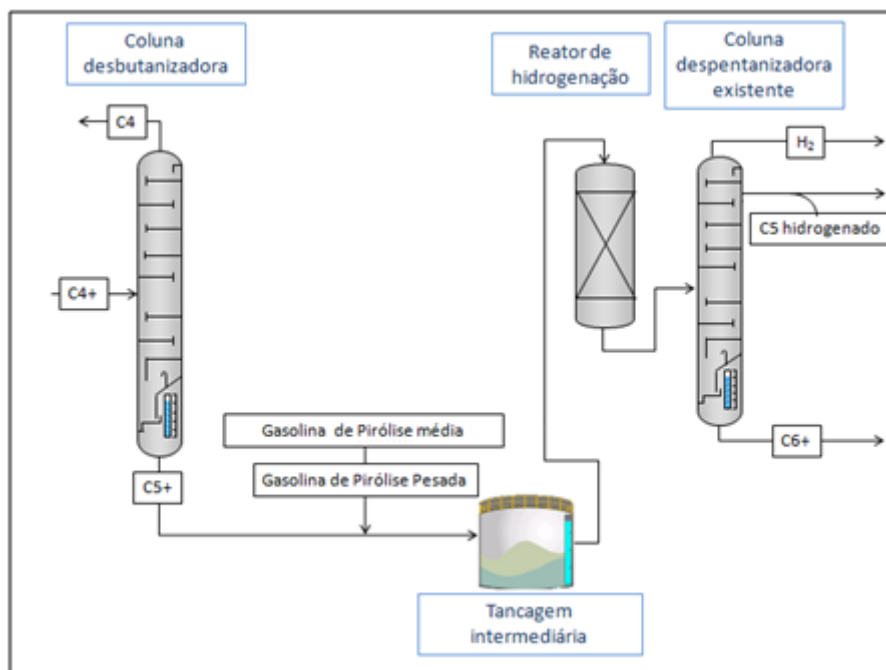
Adaptado de Kister (1992)

### 3 Estudo de caso e Metodologia

Neste capítulo é mostrado o contexto no qual o sistema de estudo está inserido dentro do processo produtivo da empresa. Além disso, detalhes sobre o sistema e as bases de projeto são apresentados, assim como a metodologia utilizada no desenvolvimento do trabalho e obtenção dos resultados.

#### 3.1 Descrição do processo

No fluxo de processo da empresa antes das modificações propostas neste trabalho, a corrente de C5+ proveniente do fundo de uma coluna desbutanizadora, chamada gasolina de pirólise leve, é misturada às gasolinas de pirólise média e pesada, originadas em outras etapas do processo. A mistura é enviada ao tanque de carga da Unidade de Hidrogenação de Gasolina de Pirólise. Nessa unidade, a gasolina de pirólise passa primeiramente pelo reator de hidrogenação do primeiro estágio, onde compostos olefínicos e diolefínicos reagem com o hidrogênio formando parafinas. O efluente desse reator é então enviado à coluna despentanizadora, que separa o C5 hidrogenado do C6+, através de uma retirada lateral. Esse processo está ilustrado na Figura 3.1.



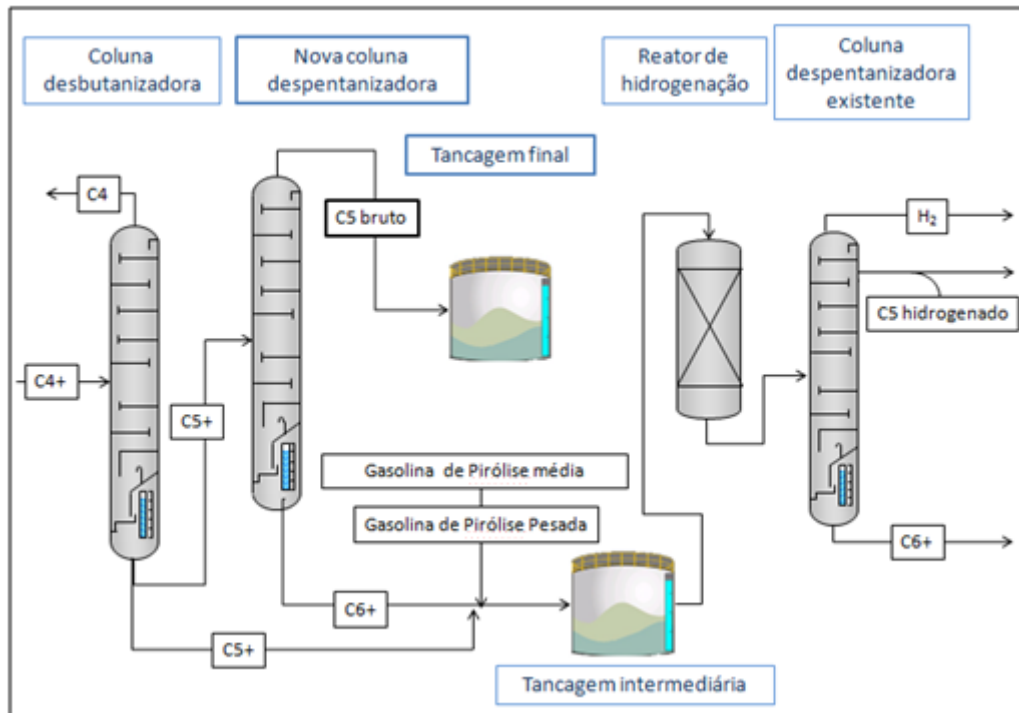
**Figura 3.1:** Fluxograma do processo antes das modificações propostas.

É desejado separar parte dos compostos C5 contidos na corrente da gasolina de pirólise leve (a mais rica em C5 dentre as três gasolinas de pirólise), antes que a corrente seja enviada para o reator de hidrogenação, para que os compostos diolefínicos de interesse não tenham reagido a parafinas.

Visando à redução tanto dos custos quanto do prazo de implementação do projeto, foi avaliada a utilização de uma coluna de destilação existente para a separação do corte C5 bruto. O sistema estudado foi originalmente projetado para separar etano de um corte C3, mas nunca entrou em operação.

O fluxograma de como ficará o processo após o alinhamento da nova coluna despentanizadora é mostrado na Figura 3.2. Parte da corrente de fundo da coluna desbutanizadora, corrente C5+, será desviada de seu fluxo atual e enviada diretamente à

nova coluna, que irá separar os compostos C5 desejados na corrente de topo, encaminhando-os para a área de estoque final, ao passo que o produto de fundo seguirá o fluxo existente, sendo misturado às outras gasolinas de pirólise no tanque de carga da Unidade de Hidrogenação de Gasolina de Pirólise.



**Figura 3.2:** Fluxograma do processo com nova coluna despentanizadora.

### 3.2 Especificação do produto

A corrente de C5 bruto que se deseja obter deve conter o máximo teor de isopreno e piperileno possível, combinado à máxima recuperação dos mesmos. Além disso, as especificações quanto à quantidade máxima de compostos C4 e de benzeno em massa são de 1% e 0,04% (400 PPM), respectivamente.

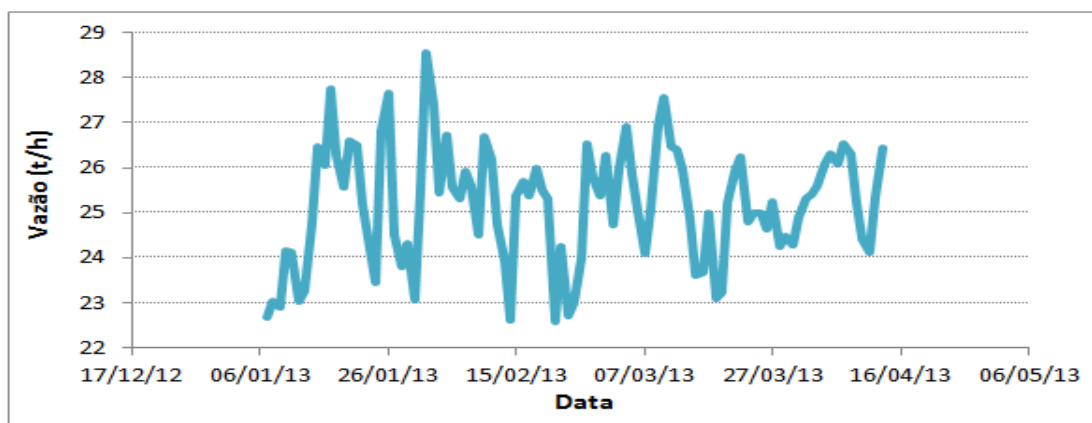
### 3.3 Condições da alimentação

Dados de planta sobre vazão, temperatura e composição da corrente que será utilizada para alimentar a nova coluna foram coletados para que pudessem ser definidas as bases do projeto.

#### 3.3.1 Vazão de alimentação

A Figura 3.3 mostra dados da vazão da corrente de gasolina de pirólise leve durante o período do ano de 2013 em que o processo a montante estava em suas condições normais, ou seja, de acordo com as condições de projeto. Não necessariamente toda a vazão de fundo da coluna desbutanizadora será enviada ao novo sistema. Para as bases do projeto, após análise dos dados da Figura 3.3, a vazão de 25 t/h de carga para a nova coluna despentanizadora foi estabelecida, uma vez que os dados de planta estão em torno deste valor. Além disso, a vazão de alimentação será uma variável controlada, sendo possível aumentá-la ou reduzi-la quando necessário.





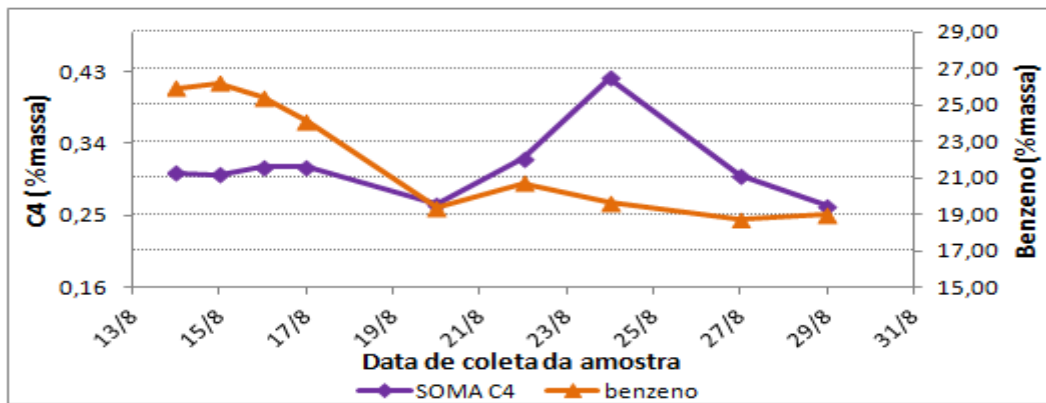
**Figura 3.3:** Vazão do fundo da coluna desbutanizadora – carga da nova coluna despentanizadora.

### 3.3.2 Composição de alimentação

A Tabela 3.1 apresenta a composição da alimentação da nova coluna despentanizadora, obtida através da média dos resultados das análises criogênicas de nove diferentes amostras coletadas e analisadas pela equipe do laboratório da indústria em questão durante a segunda quinzena do mês de agosto de 2012. Além disso, a Figura 3.4 mostra a variação do teor dos contaminantes na mesma.

**Tabela 3.1:** Composição da corrente de C5+, carga da nova coluna.

Componentes	Teor em massa (%)
C4	0,36
Isopreno	8,14
Ciclopentadieno	10,20
1,3c-pentadieno	1,91
1,3t-pentadieno	2,85
C5 parafínicos	19,92
C5 olefínicos	10,02
C5 naftênicos	1,04
Benzeno	21,99
C6 diolefínicos	4,42
C6 olefínicos	1,69
C6 parafínicos	5,12
C6 naftênicos	1,90
Tolueno	1,93
C7 diolefínicos	0,09
C7 olefínicos	0,32
C7 parafínico	0,55
C7 naftênico	0,71
C8 PON	0,22
Diciclopentadieno	4,51
C9+	2,10
Total	100,00
soma C5	54,08

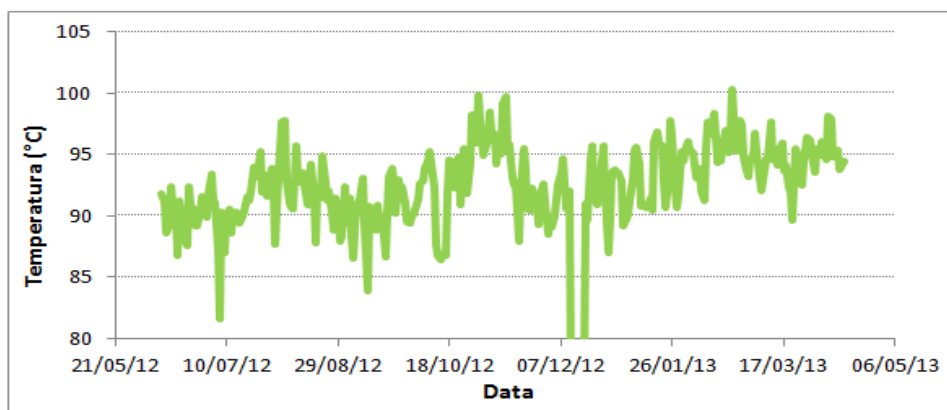


**Figura 3.4:** Variação do teor de C4 e benzeno presentes na carga do novo sistema.

Atenção especial deve ser dada ao teor de C4, pois esses compostos não serão separados do produto C5 na nova coluna, saindo também pela corrente de topo da mesma. Dessa forma, o teor de C4 na carga da coluna despentanizadora não deve exceder 0,5% para que sua especificação no produto possa ser garantida.

### 3.3.3 Temperatura de alimentação

Os dados da temperatura de fundo da coluna desbutanizadora estão apresentados na Figura 3.5.



**Figura 3.5:** Temperatura de fundo da coluna desbutanizadora – carga da nova coluna despentanizadora – durante o período de um ano.

Observa-se certa variação nessa grandeza, que se manteve em média acima de 90°C. Esse é o valor para temperatura de carga utilizada no projeto, que deve ser analisado quanto à flexibilidade em relação a variações na mesma.

## 3.4 Ordem de volatilidade relativa

Através dos dados de volatilidade dos componentes presentes na coluna, retirados do banco de dados do ASPEN PLUS® versão 7.3, comparados à mesma temperatura, pressão e composição, é possível obter os dados de volatilidade relativa do sistema. A Tabela 3.2 mostra a volatilidade relativa de cada um dos componentes em relação ao benzeno, que é o componente chave-pesado pois, devido à especificação do produto, ele é o componente mais volátil que deseja-se recuperar no fundo. Com estes dados é possível observar que o cis-piperileno é o componente chave-leve deste processo, por ser o menos volátil entre os compostos que se deseja obter no produto de topo. Existem alguns compostos de volatilidade intermediária ao chave-leve e chave-pesado. São compostos distribuídos, que podem sair tanto no produto de topo, quanto no produto de fundo.

**Tabela 3.2:** Componentes em ordem decrescente de volatilidade em relação ao benzeno.

<b>Componente</b>	$\alpha_{i,j}$
Isobuteno	6,758
1,3-butadieno	6,386
2-butino	3,381
C5 olefínico	2,916
n-pentano	2,698
Isopreno	2,583
1,3-ciclopentadieno	2,314
Trans-piperileno	2,139
Cis-piperileno	2,062
C5 naftênico	1,881
C6 diolefínico	1,447
C6 olefínico	1,384
C6 parafínico	1,220
Benzeno	1,000
C6 naftênico	0,855
C7 parafínico	0,568
C7 olefínico	0,477
Tolueno	0,401
C7 diolefínico	0,378
C8 parafínico	0,266
Etilbenzeno	0,202
M-xileno	0,184
O-xileno	0,165
N-nonano	0,128
Diciclopentadieno	0,080

### 3.5 Equipamento estudado

A coluna objeto do presente estudo, cuja função original para a qual havia sido projetada era a de desetanizadora de um corte C3, deve ser aproveitada para processar a maior carga possível sem ultrapassar os limites de especificação do produto. Para que se atinja esse objetivo é possível que a coluna existente precise sofrer modificações em seus internos (pratos). A

Tabela 3.3 mostra dados do projeto original da coluna que se deseja aproveitar.

**Tabela 3.3:** Dados de geometria da coluna a ser reaproveitada.

<b>Altura (mm)</b>	<b>Diâmetro (mm)</b>	<b>Número de pratos</b>	<b>de Prato de carga</b>	<b>de Espaçamento entre pratos (mm)</b>	<b>Tipo de pratos</b>
29500	1200	44	9	500 - 600	Perfurado

### 3.6 Utilidades

Para o refervimento da mistura a ser destilada, considerou-se a utilização de vapor de baixa pressão (VB) superaquecido, nas condições mostradas na Tabela 3.4. No condensador, por sua vez, é utilizada água de resfriamento (AR), cujas condições também estão mostradas na Tabela 3.4. A pressão mínima de saída das utilidades é definida pela pressão na linha de retorno de cada uma.

**Tabela 3.4:** Condições de suprimento e retorno das utilidades.

	Vapor de baixa pressão (VB)	Água de resfriamento (AR)
Pressão de entrada (kgf/cm <sup>2</sup> g)	4,5	4,6
Pressão de saída (kgf/cm <sup>2</sup> g)	3,8 mín.	3,8 mín.
Temperatura de entrada (°C)	190	31
Temperatura de saída (°C)	155	45 máx.
Vazão (kg/h)	Conforme necessidade	Conforme necessidade

### 3.7 Metodologia

De posse dos dados acima detalhados, foi elaborada uma simulação em estado estacionário no software ASPEN PLUS® versão 7.3, licenciado pela empresa Aspen Tech, que representa o novo sistema e possibilita que sejam obtidos resultados para a capacidade de processamento do equipamento existente, além das modificações que devem ser feitas para que o mesmo possa operar nas novas condições propostas.

O modelo termodinâmico utilizado foi o Peng-Robinson, o qual descreve adequadamente as relações entre os hidrocarbonetos estudados com base em equações de estado e corroborado pelos diagramas de decisão disponíveis no banco de dados do simulador.

Inicialmente foi avaliada a coluna em seu estado atual, sem nenhuma modificação em seus internos. Em não sendo suficiente o número de estágios existentes no equipamento para atingir a separação desejada, inicia-se o projeto de uma nova coluna de destilação, aproveitando o casco da existente.

Como primeira análise, um bloco de coluna de destilação "DSTWU" foi utilizado para ter ideia do mínimo número de estágios necessários para a separação desejada. O sistema foi inicialmente avaliado para uma recuperação (razão entre quantidade do composto que sai em determinada corrente de produto e a quantidade desse composto que foi alimentada na coluna) de 80% do cis-1,3-pentadieno (cis-piperileno), e de 0,4% de benzeno.

Estão apresentadas na Tabela 3.5 as entradas utilizadas no bloco para a aproximação inicial do projeto da torre de destilação

**Tabela 3.5:** Dados de entrada para avaliação preliminar da coluna de destilação.

Razão de refluxo	-1,25
Recuperação do componente leve no topo	0,8
Recuperação do componente pesado no topo	0,0004
Pressão no condensador	3,15 kgf/cm <sup>2</sup> <sub>g</sub>
Pressão no reboiler	3,4 kgf/cm <sup>2</sup> <sub>g</sub>
Tipo de condensador	Condensador parcial com destilados líquido e vapor. Fração de vapor do destilado = 0,001

O valor de -1,25 para a razão de refluxo significa que foi utilizada nos cálculos do número de estágios uma razão de refluxo 25% maior que a razão de refluxo mínima, valor heurístico típico utilizado para projetos de colunas de destilação. A pressão no condensador da coluna foi definida como 3,15 kgf/cm<sup>2</sup><sub>g</sub>, pois esse valor é baixo o suficiente para garantir que o sistema não atinja temperaturas tão altas que ocorra polimerização indesejada (os compostos diolefinicos presentes tendem a polimerizar quando submetidos a altas temperaturas), e alta o suficiente para garantir que o produto de fundo possa ser enviado por diferença de pressão para a área de estoque intermediário. A pressão no reboiler foi aproximada pelo número de estágios esperados para a coluna (deve ser maior que o total de estágios do equipamento atual). Esse valor foi confirmado nas avaliações posteriores. A fração vapor no destilado diz respeito à possível presença de compostos C4 incondensáveis nas condições do sistema.

Em seguida, foi utilizado um bloco de colunas de destilação “*Radfrac*” (modelo rigoroso de destilação por estágios de equilíbrio) para a avaliação da torre, quando foram estudadas a máxima recuperação atingível e a máxima concentração alcançada dos componentes isopreno, trans e cis-1,3-pentadienos no produto de topo.

Como entrada desse bloco, foram utilizados os resultados obtidos da avaliação preliminar. No caso do número de estágios, adicionou-se uma eficiência relacionada a não idealidade dos pratos, igual a 0,5 - valor conservativo e comumente alcançado em instalações industriais (Koch-Glitsch), – o que fez com que esse bloco tivesse o dobro do número de estágios fornecidos como resultado pelo bloco DSTWU, que dizia respeito a estágios de equilíbrio (estágios ideais).

De posse dos resultados do número de estágios e estágio de alimentação obtidos na avaliação preliminar, foram definidos os novos espaçamentos entre pratos para que a hidráulica do sistema pudesse ser analisada. Na aba “*Tray rating*” do bloco *Radfrac*, adicionou-se informações sobre o diâmetro da coluna, tipo de prato, espaçamento entre pratos entre outros. O tipo de pratos utilizado na simulação foi o *Glitsch-Ballast*, por ser,

dentre as opções existentes, o que mais se assemelha ao prato SUPERFRAC<sup>®</sup> que se pretende utilizar, e o método de cálculo de inundação escolhido foi o método *Glitsch*, o qual é adequado para os pratos *Glitsch-Ballast*, conforme consta no campo “ajuda” do simulador. É importante ressaltar que os resultados hidráulicos obtidos do simulador ASPEN PLUS<sup>®</sup> são muito conservativos, especialmente quando se trata de pratos de alta performance.

No simulador, foram utilizadas ainda as “*design specs*” (funcionam como controladores reais, onde se fixa um valor desejado para determinada grandeza e um intervalo de variação para outra, permitindo que o simulador faça iterações buscando atingir o valor desejado para a grandeza fixada) mostradas na Tabela 3.6. A utilização dessa ferramenta garantiu que as especificações do produto fossem alcançadas.

**Tabela 3.6:** *Design specs* utilizadas na avaliação rigorosa da coluna

	Especificação 1	Especificação 2
<b>Variável especificada</b>	Recuperação de cis-piperileno no topo	Teor de benzeno no topo
<b>Valor especificado</b>	0,8	0,0004
<b>Parâmetro a ser variado</b>	Vazão de destilado	Razão de refluxo
<b>Intervalo de variação</b>	8000 a 20000 kg/h	0,1 a 6

Após finalizado o projeto, utilizou-se a ferramenta de análise de sensibilidade do simulador para que a flexibilidade do projeto fosse avaliada. Para realizar essas análises, algumas variáveis operacionais do sistema foram alteradas, e o comportamento, principalmente hidráulico, da coluna frente a essas alterações foi observado.

Nessa análise, os valores de *flooding factor* (*FF*) e *DC flood* para o prato mais crítico de cada seção foram avaliados. As seções foram divididas em seção de topo (acima da alimentação) e seção de fundo (abaixo da alimentação). *Flooding factor* é o fator que quantifica a inundação do prato pelo mecanismo de arraste de líquido (*jet flooding*). Este parâmetro está relacionado ao percentual de líquido que chega ao prato que é arrastado. Uma definição arbitrária utilizada para este fator é que, quando 10% do líquido que chega ao prato é arrastado, o fator de inundação é igual a 0,85, sendo este o valor limite usualmente utilizado para projetos de *revamp* de colunas de destilação. O parâmetro *DC flood*, por sua vez, é a razão entre o *backup* de líquido no *downcomer* e o espaçamento entre pratos, e usualmente utiliza-se para esse parâmetro o valor máximo de 0,45 em projetos.

É importante ressaltar que esses são os valores-limite dos parâmetros hidráulicos que fazem parte das boas práticas de engenharia para projetos e foram, portanto, considerados em todas as avaliações hidráulicas deste trabalho, mas que, em operação, a coluna pode atingir valores maiores sem que se perca o controle do processo. Um fator de inundação igual à unidade significa que a torre está atolada e a separação não pode mais ocorrer.

## 4 Resultados

Neste capítulo são apresentados os resultados para as diferentes simulações realizadas para a coluna, buscando encontrar o projeto que maximize a produção e concentração da corrente de C5 bruto nos compostos de interesse, mantendo flexibilidade quanto aos possíveis distúrbios do sistema.

### 4.1 Avaliação da coluna original

Para avaliar o equipamento existente em sua condição atual, um bloco *Radfrac* foi utilizado com as informações de número de estágios e estágio de alimentação conforme dados da Tabela 3.3, tentando alcançar a especificação de produto desejada. Também neste caso utilizou-se eficiência de pratos de 50%.

O resultado da simulação mostrou que, nessa configuração do equipamento, a separação desejada não pode ser realizada. Com o intuito de processar a maior carga possível, e por consequência produzir a maior quantidade de C5 bruto, passou-se a avaliar a coluna com uma nova configuração de pratos.

### 4.2 Projeto da coluna de destilação

#### 4.2.1 Projeto preliminar– bloco “DSTWU”

Os resultados obtidos após executar a simulação no bloco DSTWU estão apresentados na Tabela 4.1. Com o resultado do simulador de 26,83 estágios necessários, e sabendo que não existem números não inteiros de estágio, o número real de estágios necessários considerado foi de 27.

**Tabela 4.1:** Resultados da avaliação preliminar da coluna.

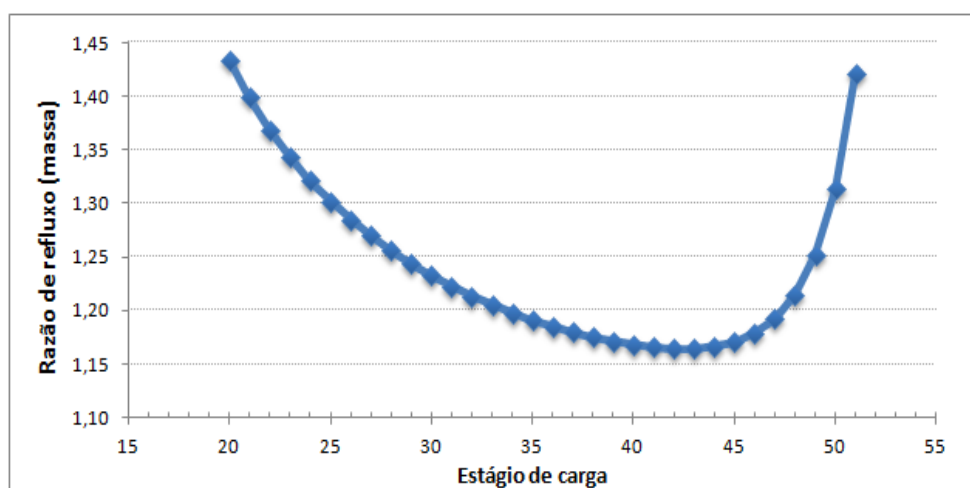
Razão de refluxo mínima	0,81
Razão de refluxo real	1,02
Número mínimo de estágios	12,94
Número real de estágios	26,83
Estágio de alimentação	23,11
Número de estágios reais acima da alimentação	22,11
Carga térmica requerida no refeedor	2,31 Gcal/h
Carga térmica requerida no condensador	2,12 Gcal/h
Temperatura do destilado	82,4°C
Temperatura de fundo	131, 73°C
Razão destilado/alimentação	0,58

#### 4.2.2 Projeto rigoroso – bloco RadFrac

Utilizando os resultados da avaliação anterior da coluna como dados de entrada para o novo bloco, algumas análises para a determinação dos parâmetros finais de projeto puderam ser feitas. Na entrada deste bloco foi utilizado o dobro do número de estágios obtido como resultado do bloco DSTWU, com 50% de eficiência.

##### Estágio de alimentação

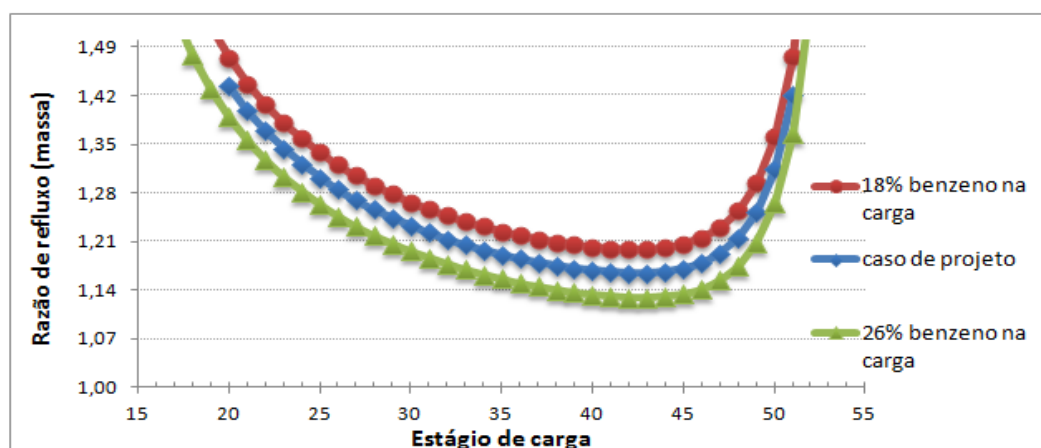
Utilizando 54 estágios, foi feita a análise do estágio ótimo de alimentação, que é aquele que requer menor razão de refluxo para uma dada separação. O gráfico de Razão de refluxo versus estágio de alimentação é mostrado na Figura 4.1. Neste caso, conforme mostra o gráfico, existe uma região na qual a razão de refluxo varia muito pouco com a alteração do estágio de carga. Os estágios 42 e 43 são os que apresentam menor razão de refluxo. Foi definido assim o estágio 43 (prato 42) como estágio de carga da coluna.



**Figura 4.1:** Efeito da mudança do estágio de alimentação na razão de refluxo da coluna.

##### Efeito do teor de benzeno da carga na posição do estágio de alimentação

A Figura 4.2 mostra a sensibilidade do estágio ótimo de alimentação em relação ao teor de contaminante na carga.



**Figura 4.2:** Efeito do teor de benzeno na localização do estágio ótimo de alimentação.



Foram utilizados os valores mínimo, médio e máximo de teor de benzeno verificados nas amostras analisadas. Observou-se que o resultado para o melhor prato de carga foi o mesmo para qualquer um dos teores de benzeno testados.

Com isso, puderam ser definidos os parâmetros finais desta etapa do projeto da coluna de destilação, apresentados na Tabela 4.2.

**Tabela 4.2:** Dados de projeto da coluna.

Número total de estágios	54
Estágio de alimentação	43
Temperatura de topo	82,6°C
Razão de refluxo	1,17
Carga térmica do condensador	-2,20 Gcal/h
Vazão de destilado	13,0 t/h
Temperatura de fundo	124°C
Pressão no refeedor	3,52 kgf/cm <sup>2</sup>
Carga térmica no refeedor	2,36 Gcal/h
Recuperação de isopreno no topo	97,47%
Recuperação de piperilenos no topo	82,45%
Teor de isopreno no topo	15,3%
Teor de piperilenos no topo	7,5%

#### 4.2.3 Projeto rigoroso com hidráulica – bloco RadFrac

Nesta etapa de avaliação da coluna, levou-se em consideração também os parâmetros hidráulicos da mesma para que as condições de projeto estivessem dentro da capacidade do equipamento. Para tanto, foram adicionados detalhes sobre o tipo de prato, diâmetro e espaçamentos na aba *Tray rating* do simulador.

Originalmente, a coluna tem 44 pratos com espaçamento de 500 mm entre os pratos de topo, 900 mm na carga (prato 9), e 600 mm nos demais. Para que a coluna possa passar a ter os 52 pratos resultados do projeto, ela deverá ter seus internos (pratos e anéis de suporte) realocados, pois a adição de oito pratos a mais acarreta uma alteração no espaçamento entre pratos.

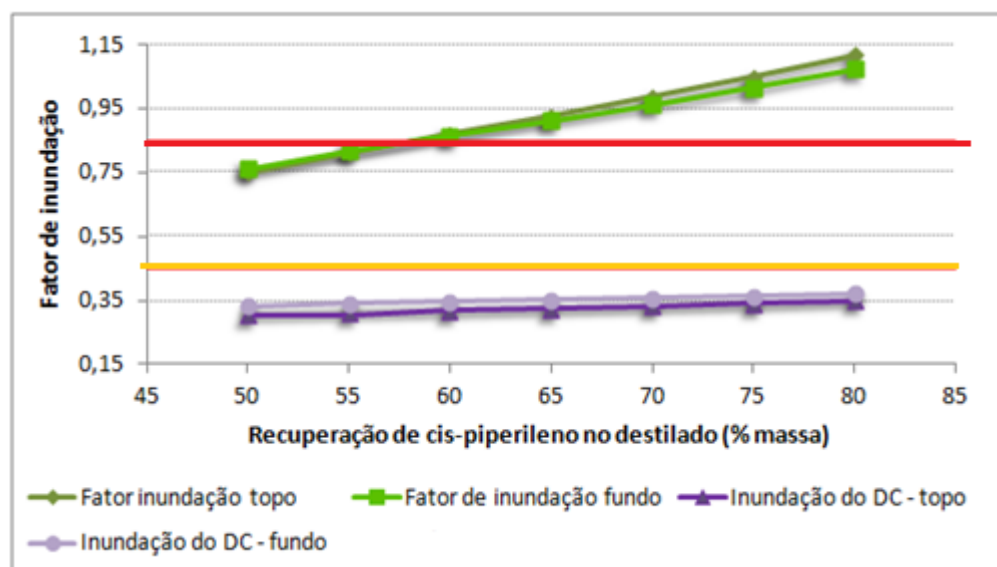
Uma análise da hidráulica do sistema para espaçamento constante entre todos os pratos da coluna, exceto no prato de carga, onde será mantido o espaçamento de 900 mm, foi realizada. Nessas condições, o espaçamento entre pratos da coluna é de 496 mm. O resultado da simulação com essa hidráulica mostrou que o prato com maior

fator de inundação na seção de topo é o prato número 1, com 110% de fator de inundação. Para a seção de fundo por sua vez, é o prato número 44, com fator de inundação de 115%. Ambos os resultados ultrapassaram o limite utilizado em projetos de *revamp*, que é de 85%.

Sabendo que a seção de fundo é a limitante para a hidráulica do sistema, foi estabelecido um espaçamento maior entre os pratos dessa região. O perfil final de espaços entre pratos ficou da seguinte maneira: 470 mm pra seção de topo, 900 mm na carga, e 600 mm entre os dez pratos da seção de fundo. Após a definição dos espaçamentos entre pratos, foi realizada uma série de análises de sensibilidade na coluna para verificar qual recuperação poderia ser atingida sem ultrapassar seu limite hidráulico.

O resultado hidráulico do projeto da coluna para diferentes valores de recuperação do componente chave-leve é mostrado na

Figura 4.3. O limite para o fator de inundação é representado pela reta vermelha, enquanto o limite para a inundação do *downcomer* é representado pela reta laranja.



**Figura 4.3:** Variação dos fatores hidráulicos da coluna com a recuperação de cis-piperileno utilizada.

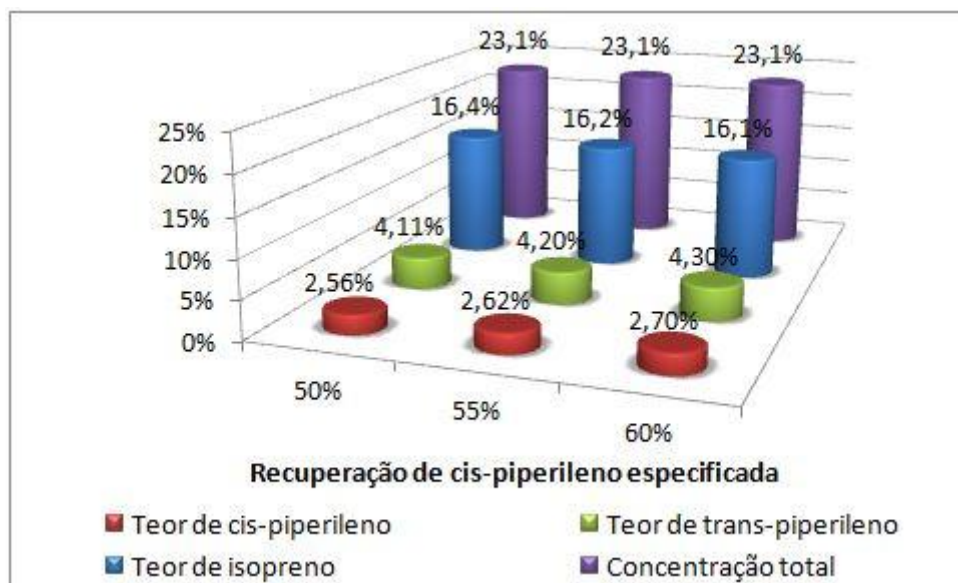
Observa-se, portanto, que o caso de projeto (80% de recuperação de cis-piperileno) está acima dos limites hidráulicos da coluna no que se refere ao fator de inundação pelo mecanismo de arraste, tanto para a seção de fundo quanto para a seção de topo, enquanto que o mecanismo de inundação por *downcomer backup* não é uma limitação hidráulica para nenhum dos pontos testados.

Sendo assim, a análise hidráulica da coluna foi feita observando a seção com maior valor de fator de inundação por arraste para cada caso de recuperação especificada.

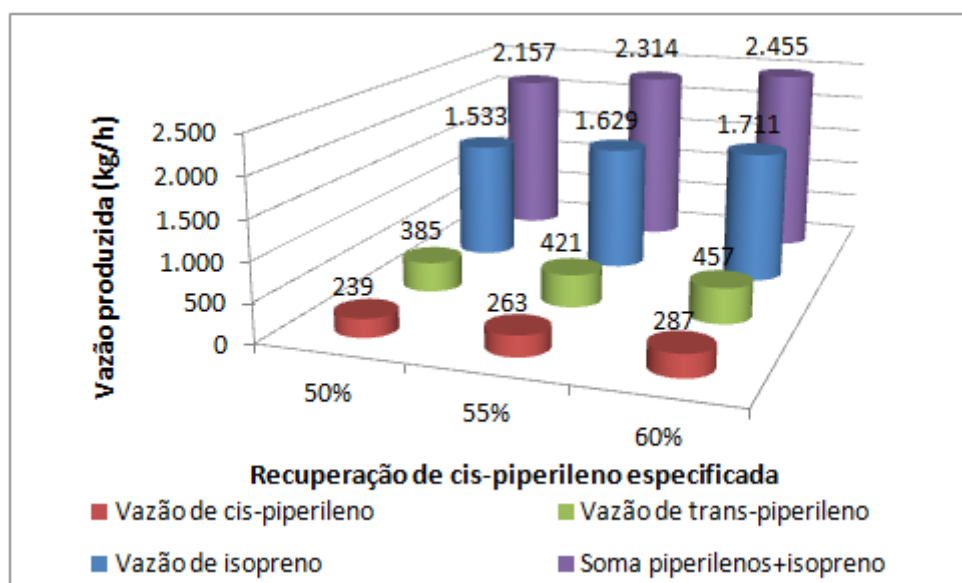
Pode-se ainda observar na

Figura 4.3 que, para as condições do projeto, o valor de recuperação de cis-piperileno que pode ser utilizado é 55%, pois não ultrapassa o limite para os parâmetros hidráulicos. A Figura 4.4 apresenta as concentrações do produto destilado final em relação aos compostos de interesse que são atingidas quando o teor de benzeno no destilado está

fixado em 400 PPM e utilizando uma eficiência de pratos de 50%. A Figura 4.5 mostra a quantidade absoluta de cada um dos componentes no produto, para as mesmas condições.



**Figura 4.4:** Concentração mássica do produto destilado em relação aos compostos de interesse para diferentes recuperações de cis-piperileno.



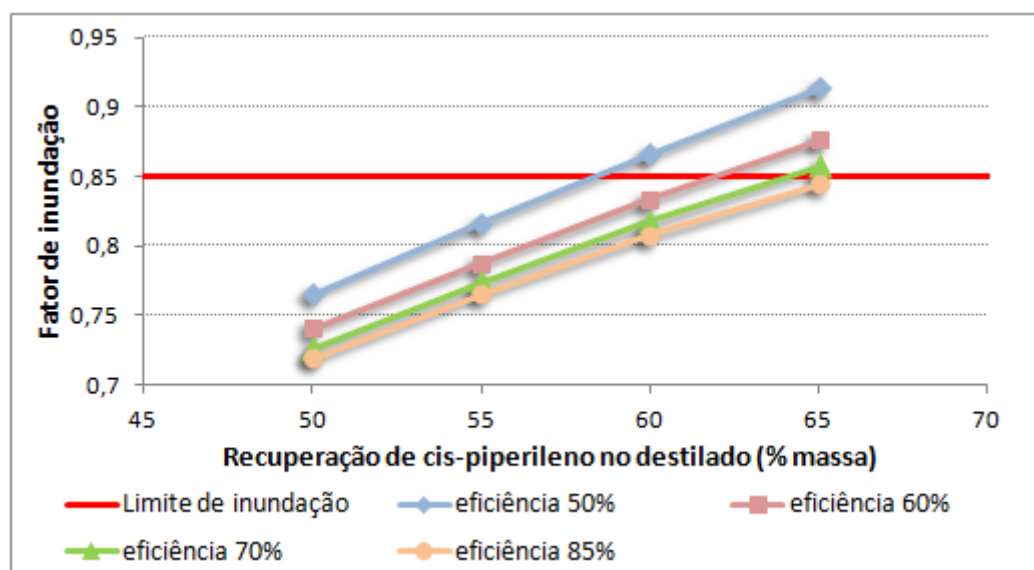
**Figura 4.5:** Vazões de produção dos compostos de interesse para cada especificação de recuperação de cis-piperileno.

Analisando as Figuras 4.4 e 4.5 em conjunto, pode-se observar que um aumento na recuperação de cis-piperileno especificada, faz com que a corrente de destilado produzida esteja mais diluída em isopreno. No entanto, as produções absolutas, aumentam para todos os compostos de interesse da corrente, tendo no fim um maior volume de produto a ser comercializado.

#### 4.2.4 Efeito da eficiência de pratos utilizada para o projeto da coluna

Os dados acima apresentados foram obtidos para uma eficiência de pratos de 50%. No entanto, estão disponíveis no mercado tecnologias de pratos que possuem uma eficiência significativamente maior. Nesta seção foi avaliado o efeito que essa eficiência utilizada na simulação tem no resultado do projeto da coluna. Os valores de eficiência testados variam de 50% a 85%.

Na Figura 4.6 são comparados os fatores de inundação da coluna em função da recuperação do componente chave-leve para diferentes eficiências de prato.



**Figura 4.6:** Variação do parâmetro hidráulica da coluna em função da eficiência de pratos utilizada.

Observa-se que quanto mais alta a eficiência, maior a recuperação que pode ser alcançada sem ultrapassar o limite hidráulico da coluna, chegando a 65% de recuperação quando a eficiência do prato é de 85%. Isso ocorre porque quando o prato possui eficiência maior, as fases líquido e vapor em contato estão mais próximas do equilíbrio termodinâmico, ou seja, da máxima separação possível entre as espécies. Sendo assim, uma menor vazão de refluxo é necessária para a separação. Isso diminui o fluxo de líquido e vapor no interior da coluna, o que a deixa hidráulicamente mais livre.

Uma vez que uma maior recuperação de cis-piperileno pode ser obtida quando se utiliza um prato de maior eficiência, o esperado é que as produções também aumentem. Na Figura 4.7 estão apresentadas as produções de cada um dos compostos para o caso de máxima recuperação possível para cada prato (cada eficiência de prato).

A Figura 4.8 mostra a concentração de cada componente no produto de topo em função da eficiência de prato.

Como se pode observar pela análise das Figuras 4.7 e 4.8, uma maior eficiência de pratos garante maior volume de produção de destilado e de cada um dos compostos de interesse, apesar da concentração da corrente formada permanecer praticamente constante, chegando a ser ligeiramente menos concentrada nestes compostos quando se utiliza pratos de maior eficiência.

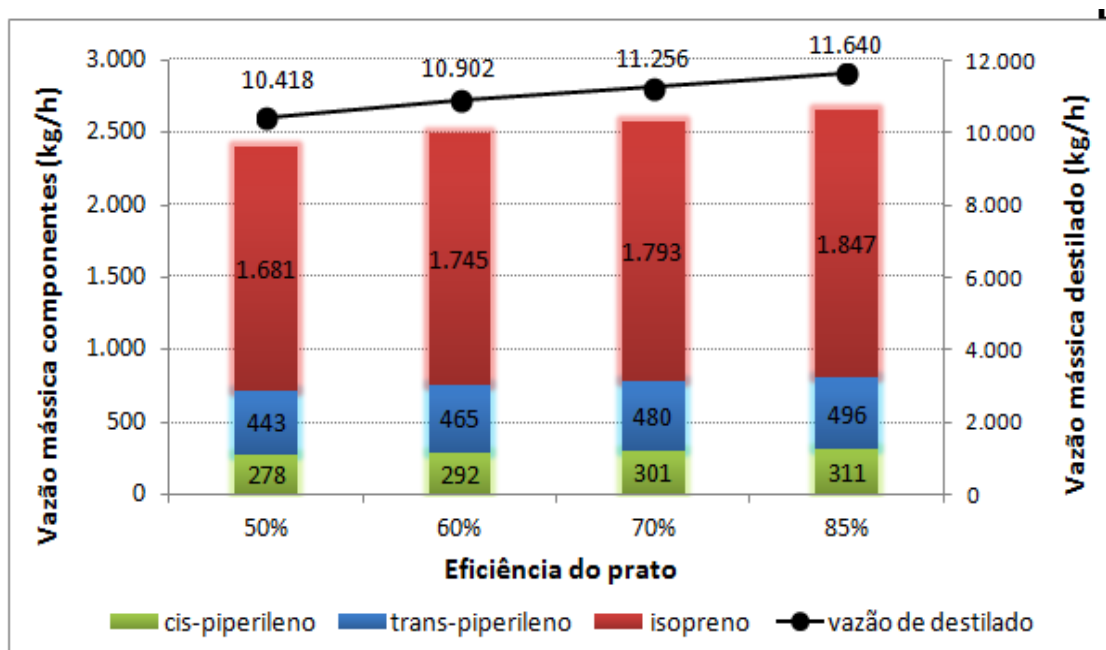


Figura 4.7: Máximas produções atingidas para cada eficiência de prato.

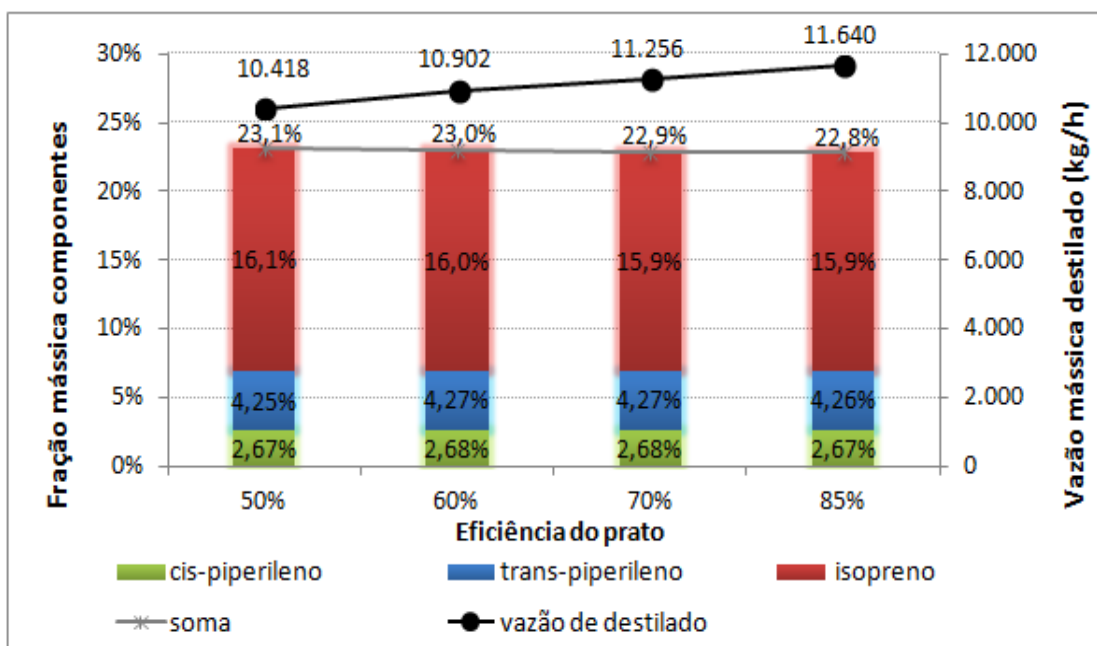
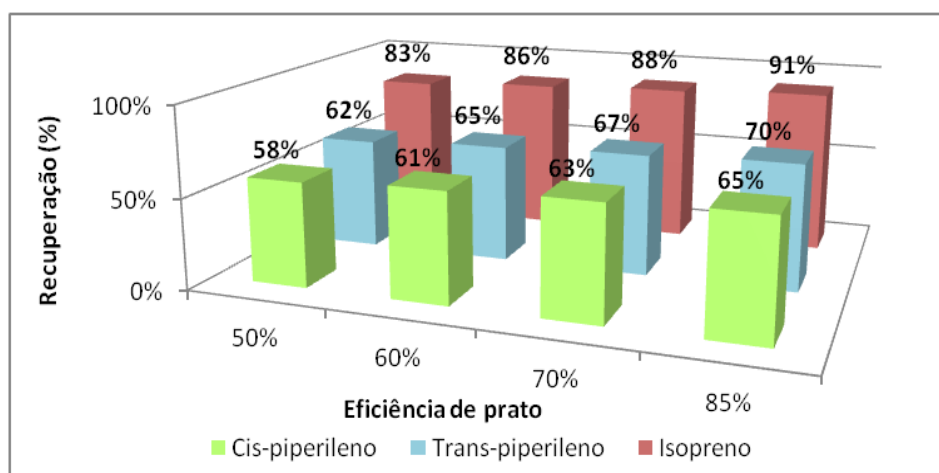


Figura 4.8: Concentração da corrente de destilado produzida para cada eficiência de prato.

Por fim, na Figura 4.9 é mostrada a máxima recuperação de cada componente para os diferentes pratos. Nota-se que uma quantidade bem menor dos compostos que se deseja recuperar alimentados na coluna é perdida pelo fundo quando se utiliza um prato de maior eficiência.



**Figura 4.9:** Máxima recuperação dos compostos de interesse para cada eficiência de prato testada.

Quando se compara os resultados para a eficiência utilizada inicialmente no projeto (50%) e a máxima eficiência testada (85%), pode-se observar um aumento de 1000 kg/h na produção de destilado, dos quais aproximadamente 200 kg/h são dos compostos de alto valor agregado. Além dessa diferença nos valores de produção, também as variáveis operacionais da coluna são diferentes para cada caso. Na Tabela 4.3 estão comparados os resultados de projeto com a maior e a menor eficiência de pratos testadas, para uma mesma recuperação de cis-piperileno (55%).

Observa-se que, para uma mesma separação, utilizar um ou outro valor para a eficiência dos pratos tem influência não só nas correntes produzidas, como também nas condições internas da coluna e suas variáveis operacionais. Uma maior razão de refluxo, por exemplo, requer mais água para condensá-lo, assim como maior fluxo de vapor necessário no interior da coluna requer mais utilidade quente para o refeedor da corrente de fundo.

**Tabela 4.3:** Comparação entre variáveis operacionais quando se altera a eficiência dos pratos utilizados para a mesma recuperação do chave-leve.

<b>Eficiência de prato</b>	<b>50%</b>	<b>85%</b>
Temperatura de topo (°C)	81,9	82, 1
Razão de refluxo	1,43	1,18
Carga térmica do condensador (Gcal/h)	-1,93	-1,79
Vazão de AR necessária no condensador (t/h)	19,18	16,49
Vazão de destilado (t/h)	10,22	10,55
Temperatura de fundo (°C)	115,32	115,86
Carga térmica no refeedor (Gcal/h)	2,08	1,94
Vazão de VB necessária no refeedor (t/h)	1,81	1,72

### 4.3 Flexibilidade do projeto

Utilizando a ferramenta de análise de sensibilidade do software, foi testada a flexibilidade da coluna quanto a variações nos teores de benzeno, cis-piperileno e isopreno na carga além da vazão e temperatura da mesma, para o caso de projeto: 400 PPM de benzeno no produto de topo, eficiência de pratos igual a 50%, e 55% de recuperação do chave-leve no produto de topo, por ser o valor máximo atingível neste caso conforme visto na Figura 4.3. Em seguida, foi analisada a influência da eficiência de pratos utilizada na simulação para a flexibilidade do projeto.

#### 4.3.1 Análises de sensibilidade para o caso de projeto

Nesta seção são mostrados os resultados para flexibilidade da coluna no caso de projeto frente aos distúrbios que se mostraram mais críticos. As variáveis aqui estudadas foram a razão mássica de refluxo da torre, a carga térmica do refeedor, a vazão de destilado produzida, e o fator de inundação da seção mais crítica da coluna frente a cada distúrbio.

A quantidade dos compostos cis-piperileno, isopreno e benzeno alimentado na coluna foi analisada para variações de 25% para mais e para menos em relação ao utilizado no projeto. Os resultados mostraram que esses distúrbios não têm grande influência nas variáveis da torre, e não chegam a ultrapassar significativamente o limite hidráulico da mesma. Os gráficos que ilustram os resultados dessas análises encontram-se no Apêndice A desse trabalho.

#### Variações na vazão de alimentação

A vazão da corrente de alimentação foi variada em 25% em relação ao projeto para mais e para menos. Os resultados das variáveis de análise para cada ponto estão ilustrados no gráfico da Figura 4.10. Pelos resultados, observa-se que para 27 t/h de carga a coluna já ultrapassaria significativamente seu limite hidráulico na sessão de fundo, a mais crítica neste caso. O projeto é, portanto, pouco flexível em relação ao aumento na vazão de carga.

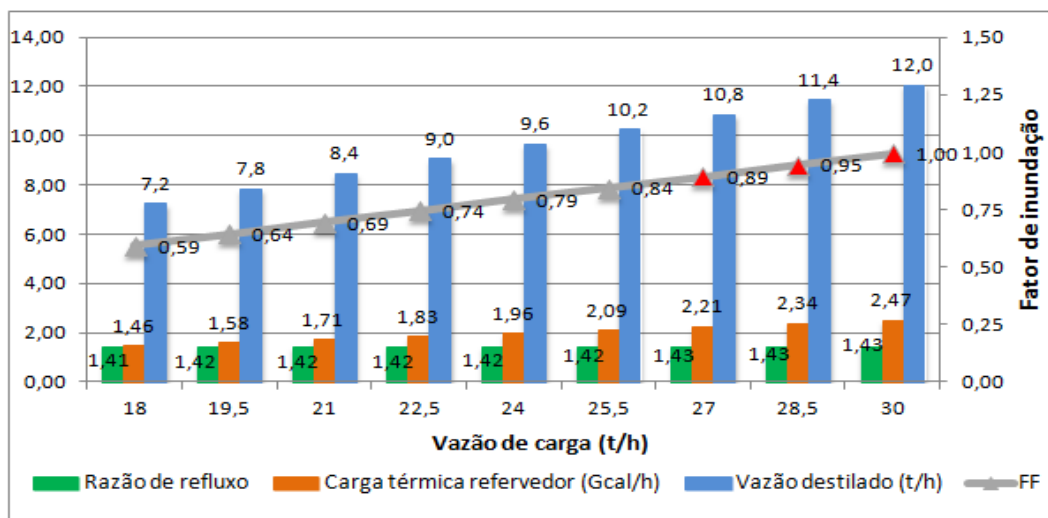
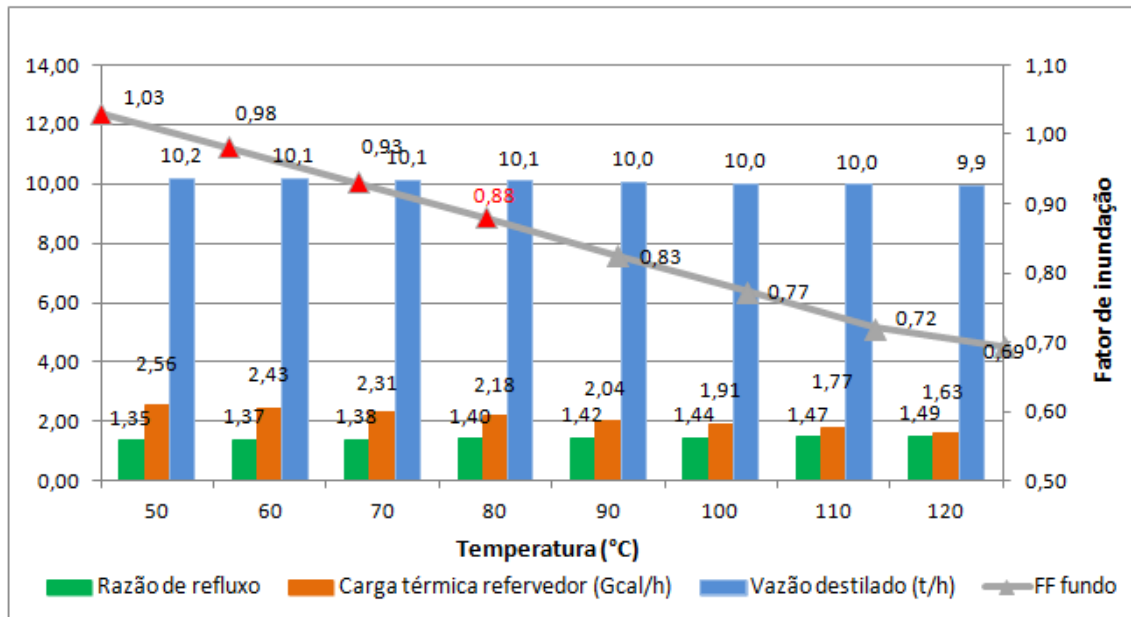


Figura 4.10: Resultado da análise de flexibilidade para distúrbios na vazão de carga.

### Variações na temperatura da carga

A temperatura de carga foi variada entre 50 e 120°C a fim de analisar o comportamento da coluna frente a estas variações. Sabe-se que na prática, esse é um distúrbio que ocorrerá muito comumente, uma vez que a nova coluna é alimentada diretamente pela corrente de fundo da coluna desbutanizadora, sem passar por nenhum trocador de calor. Os resultados para esta análise são os apresentados na Figura 4.11. Os eixos verticais mostram a escala para o fator de inundação, na direita, e para os demais valores na esquerda.



**Figura 4.11:** Resultado da análise de flexibilidade para distúrbios na temperatura de carga.

Observa-se que uma diminuição na temperatura de alimentação requer maior carga térmica no refervedor, fazendo com que a seção de fundo da coluna ultrapasse seus limites hidráulicos, até mesmo para 80°C. Em outras palavras, o projeto da coluna não admite temperaturas de alimentação muito menores que a de projeto, para as condições testadas.

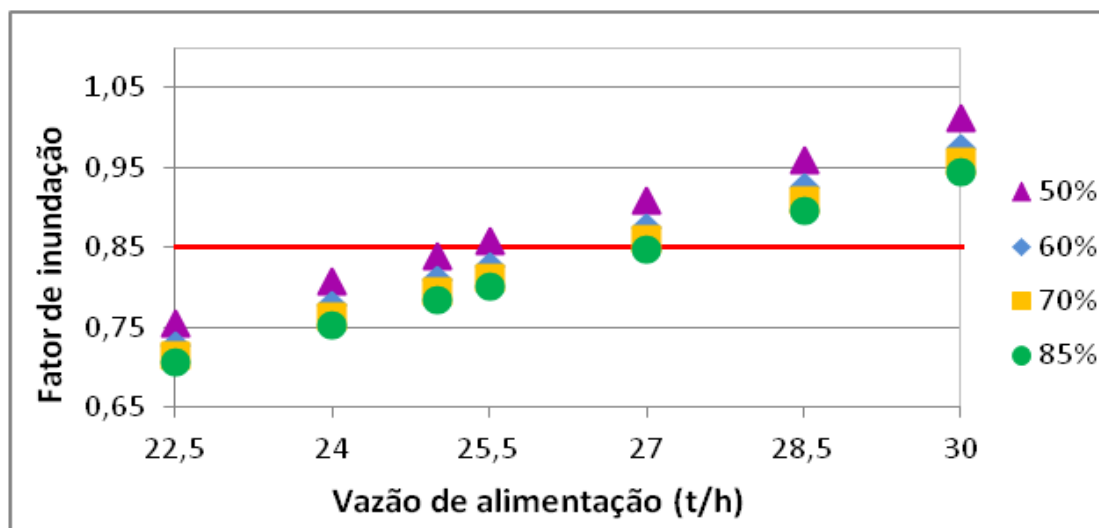
#### 4.3.2 Efeito da eficiência de prato na flexibilidade do projeto

Nesta seção, deseja-se saber o quanto a eficiência do prato influencia na flexibilidade do projeto. Para tanto, os distúrbios que se mostraram mais críticos para esta flexibilidade durante a avaliação do caso de projeto (vazão e temperatura de carga) foram aqui reavaliados para eficiências de prato de 60, 70 e 85%. A recuperação de cispiperileno utilizada em todos os casos foi 55% em massa.

### Variações na vazão de alimentação

A Figura 4.12 mostra os valores de fator de inundação obtidos com as diferentes eficiências de prato utilizadas. Enquanto para o prato de projeto, de eficiência igual a 50%, uma vazão de 25 t/h já atingia o limite hidráulico da coluna, os resultados dessa figura mostram que, para um prato de maior eficiência, 85%, a carga da coluna pode ser aumentada até 27 t/h antes de atingir o limite hidráulico da mesma.

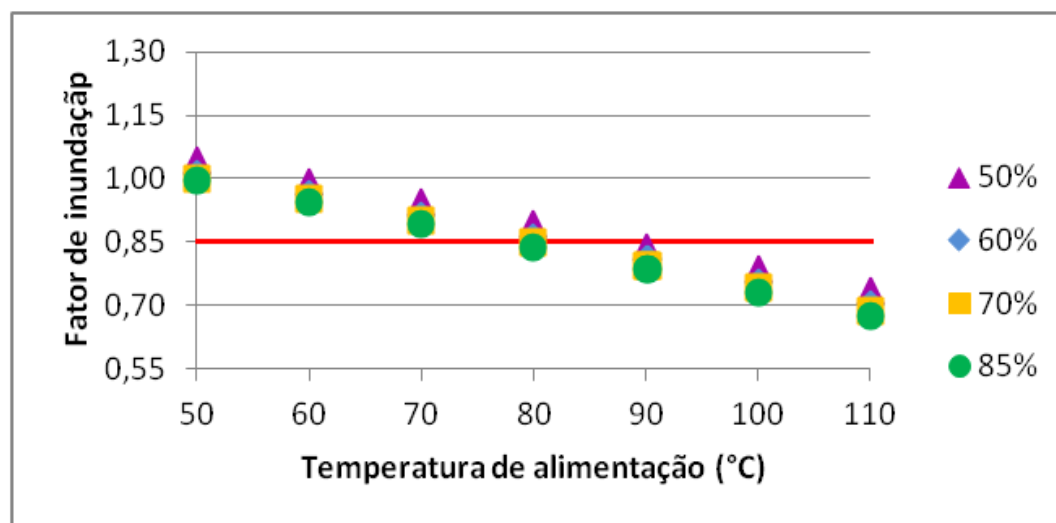




**Figura 4.12:** Influência da eficiência de pratos na flexibilidade da coluna para mudanças na vazão de alimentação

#### Variações na temperatura de alimentação

Observando os resultados do fator de inundação em função da temperatura para as diferentes eficiências de prato que são mostrados na Figura 4.13 é possível ver que nesse tipo de distúrbio a eficiência dos pratos tem menor influência na flexibilidade, mas não deixa de ser significativa uma vez que, utilizando pratos de 85% de eficiência, pode-se receber uma alimentação com 80°C sem ultrapassar o limite hidráulico da coluna, enquanto que para pratos de 50% de eficiência isso não era possível.



**Figura 4.13:** Influência da eficiência de pratos na flexibilidade quanto à alterações na temperatura de alimentação da coluna.

## 5 Conclusões e Trabalhos Futuros

Com os resultados obtidos neste trabalho, pode-se concluir que a coluna que se quer aproveitar pode ser utilizada para separar o corte C5 bruto na especificação desejada, desde que sejam feitas alterações em seus internos para comportar os oito pratos a mais que são necessários para a separação.

A hidráulica da coluna mostrou que a seção de fundo (abaixo da alimentação) é mais crítica em termos das cargas internas de líquido e vapor que a seção acima da alimentação. Dessa forma, o projeto prevê no novo arranjo de pratos, espaçamentos maiores para os pratos da seção de fundo.

Quanto à eficiência de pratos utilizada, a mesma mostrou-se fator crucial no projeto da coluna de destilação, tanto para o volume e qualidade do produto formado quanto para a flexibilidade do sistema frente aos distúrbios. Quanto maior a eficiência de prato utilizada na simulação, maior recuperação dos compostos isopreno e piperileno no produto de topo é atingida. Deve-se, portanto, atentar para a correta determinação desse parâmetro ao realizar o projeto de uma coluna de destilação.

Para a maior eficiência de pratos testada (85%) é possível alcançar até 91% de recuperação de isopreno, e 65% de cis-piperileno, no produto de topo, em massa. Nesse caso, produz-se 1.600 kg/h a mais da corrente de C5 bruto (340 kg/h a mais dos compostos de interesse) quando comparado ao caso em que os pratos utilizados têm 50% de eficiência e o sistema alcança recuperações de 80% de isopreno e 55% de cis-piperileno, em massa. Recuperações maiores de cis-piperileno formam um produto mais diluído em isopreno. Isso ocorre, pois, além do cis-piperileno, maior quantidade de ciclopentadieno, que representa 10% em massa da corrente que alimenta a torre, também é recuperada no destilado (o ciclopentadieno é menos volátil que o isopreno, e mais volátil que o cis-piperileno), o que acaba diluindo o isopreno contido na corrente. Essa diluição é pouco significativa, e, observando os valores absolutos de produção, percebe-se que a quantidade absoluta de isopreno no produto aumenta para recuperações maiores de cis-piperileno especificadas.

Quando são comparados pratos de diferentes eficiências para uma mesma recuperação dos compostos no topo, observa-se que o aumento da eficiência garante que algumas variáveis operacionais da coluna como *boilup*, refluxo e perda de carga por prato sejam menores, significando maior folga hidráulica da coluna, além de diminuir a demanda de utilidades nos trocadores de calor.

Em termos de flexibilidade, ao avaliar o projeto, com pratos de 50% de eficiência, nota-se que o sistema é flexível frente a distúrbios na maior parte das variáveis testadas, mas tem comportamento crítico quando se aumenta a vazão de alimentação e quando se diminui a temperatura de alimentação. Analisando a flexibilidade do sistema frente a esses distúrbios quando são utilizados pratos de maior eficiência, percebe-se que a mesma permite que a coluna absorva melhor as variações da vazão de alimentação, podendo operar com até 27 t/h de carga sem ocorrer inundação na torre acima do limite. A temperatura de alimentação, por outro lado, não se mostrou tão sensível ao aumento de eficiência do prato, mas ainda assim apresenta benefícios, uma vez que com pratos de maior eficiência a coluna opera dentro de seus limites hidráulicos quando a temperatura de alimentação é de 80°C. Na prática, a vazão da alimentação deverá apresentar menos distúrbios, pois é uma variável controlada pela abertura da válvula de carga. Nesse

contexto, atenção maior deve ser dada à temperatura da alimentação, uma vez essa corrente será enviada diretamente da coluna desbutanizadora para a nova coluna, não passando por nenhum trocador de calor antes de alimentá-la. Por outro lado, o histórico dos dados de temperatura desse sistema mostra que temperaturas menores que 90°C não são comuns para esta corrente.

### **5.1 Trabalhos Futuros**

Como trabalhos futuros, sugere-se o estudo da influência que a especificação do produto quanto ao benzeno exerce na quantidade e qualidade do produto formado, analisando para diferentes eficiências de prato. Sugere-se ainda a definição do prato sensível da coluna através da simulação da mesma, para a adequada implantação do esquema de controle do sistema.

Outro ponto a ser desenvolvido é o balanço econômico do projeto, levando em consideração, de um lado, os custos com a modificação do equipamento e os custos de produção (consumo de utilidades, por exemplo), e de outro, o valor agregado à corrente, que hoje faz parte do reciclo do processo, através da sua comercialização. Pode ser realizada ainda uma otimização verificando qual o gasto excedente com utilidades decorrente de uma maior recuperação de piperilenos no produto e o ganho efetivo que se na venda do produto com a maior desse componente. Dessa maneira, pode ser determinado o ponto ótimo de operação em termos econômicos.

Além disso, sugere-se ainda a avaliação dos equipamentos periféricos da coluna (bombas e trocadores de calor) que fazem parte do sistema para as novas condições de projeto, e seu comportamento frente aos distúrbios testados para a mesma.

## 6 Referências

DOMINGUES, T.L. *Avaliação da eficiência de pratos valvulados com downcomer e pratos dualflow em colunas de destilação industriais*. (Dissertação de mestrado) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2005.

FENSKE, M. R., *Ind. Eng. Chem.* 24, 482, 1932

FITZ, C. W.; KUNESH, J. G. Column hydraulics: system limit / ultimate capacity. *Chem. Eng. Journal*, v. 88, p. 11-19, 2002.

GARCIA, J. A.; FAIR, J. R. A Fundamental Model for the Prediction of Distillation Sieve Tray Efficiency. 1. Database Development. *Ind. Eng. Chem. Res.*, v. 39, n. 6, p. 1809-17, 2000.

GILLIAND, E. R., *Ind. Eng. Chem.* 32, 1220, 1940.

HOCH, P.M., ELICECHE, A. M., GROSSMANN, I. E. Evaluation of Design Flexibility in Distillation Columns, *Comp. and Chem. Eng.*, Vol 19, p 669-674, 1995.

KIRKBRIDGE, C. G., *Pet. Ref.* 23, 321, 1944.

KISTER, H. Z. *Distillation Design*. New York: McGraw-Hill Inc., 1992. 710 p.

Koch-Glitsch. < [http://www.koch-glitsch.com/Document%20Library/High\\_Performance\\_Trays\\_Capacity\\_Efficiency.pdf](http://www.koch-glitsch.com/Document%20Library/High_Performance_Trays_Capacity_Efficiency.pdf)>

Acesso em 15/05/2013.

LOCKETT, M. J. *Distillation Tray Fundamentals*. Cambridge: Cambridge University Press, 1986. 226 p.

LUYBEN, W. L. *Distillation Design and Control Using Aspen Simulation*. Hoboken: John Wiley & Sons, Inc., 2006. 345 p.

PERRY, Robert H.; GREEN, Don W. *Perry's chemical engineers' handbook*. 7. ed. Nova Iorque: McGraw-hill, 1999.

PETERS, M. S., TIMMERHAUS, W. D., WEST, R. E. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. New York: McGraw-Hill Inc., 2003. 988 p.

TAYLOR, R.; RAJAMANI, K.; KOOIJMAN, H. Real-World Modeling of Distillation. *Chem. Eng. Progress*, p. 28-39, jul. 2003.

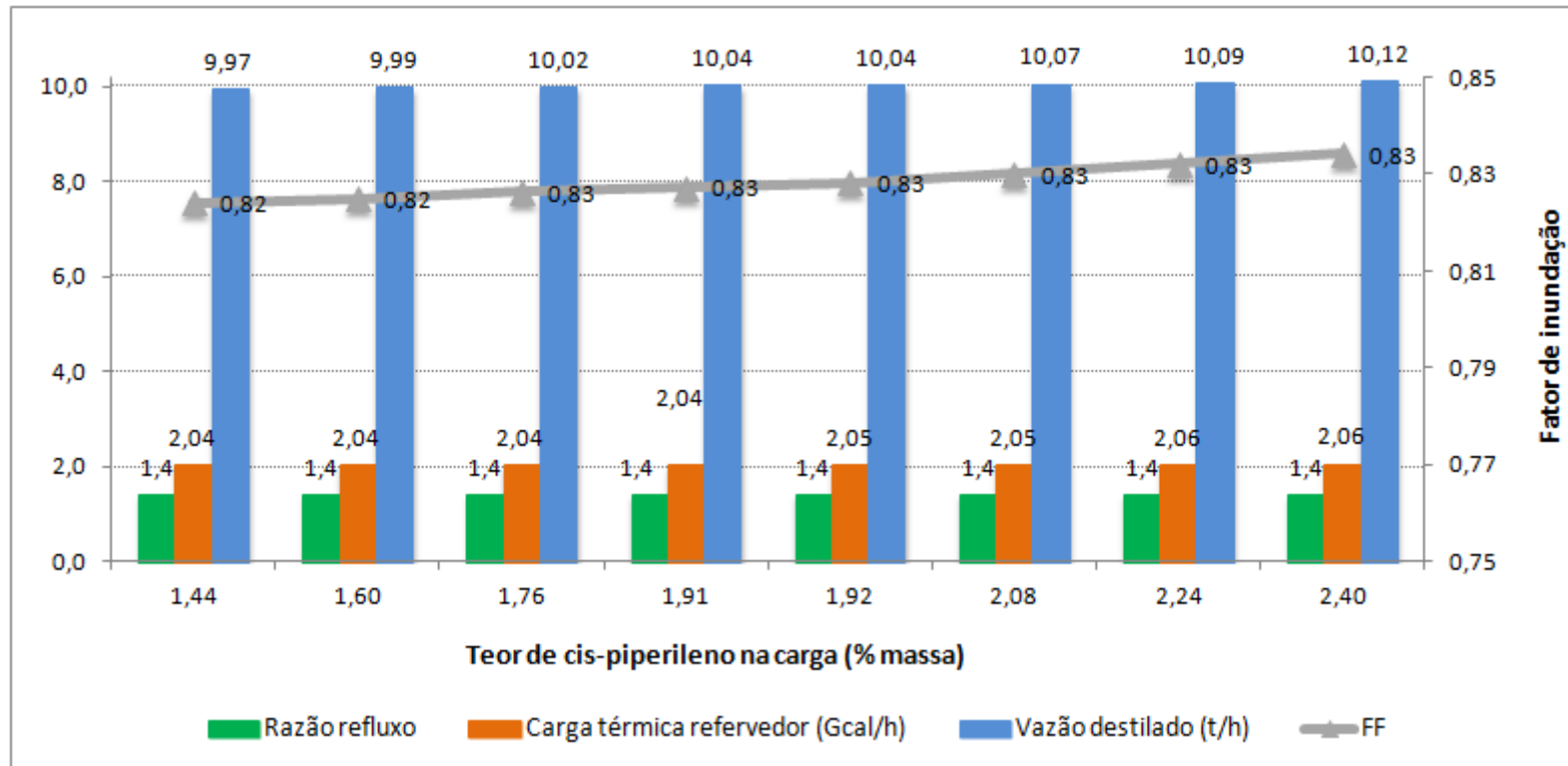
UNDERWOOD, A.J. V., *Chem Eng Progr.* 44, 603, 1948

XU, Z. P.; AFACAN, A.; CHUANG, K. T. Efficiency of Dualflow Trays in Distillation. *The Canadian Journal of Chem. Eng.*, v. 72, p. 607-13, 1994.

## APÊNDICE A

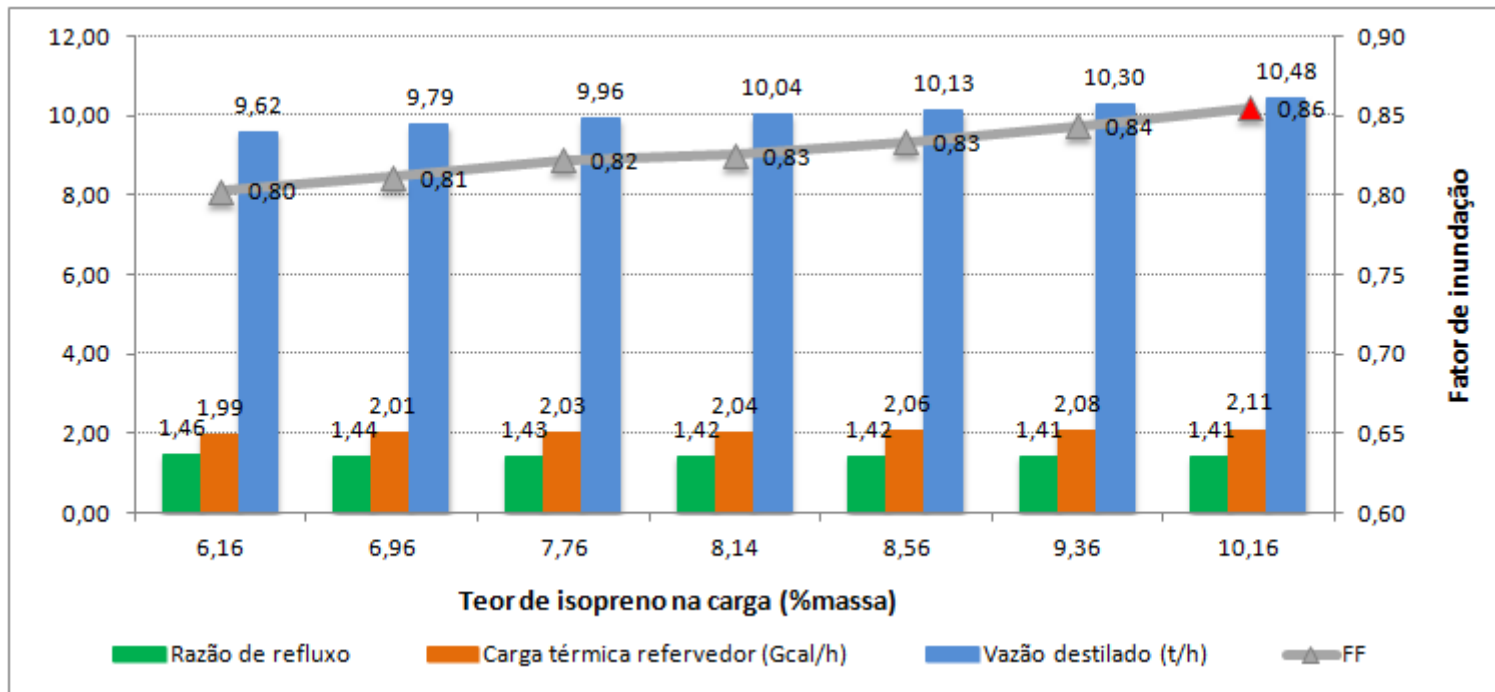
### Gráficos de análise de flexibilidade do projeto

#### Variações no teor de cis-piperileno da carga



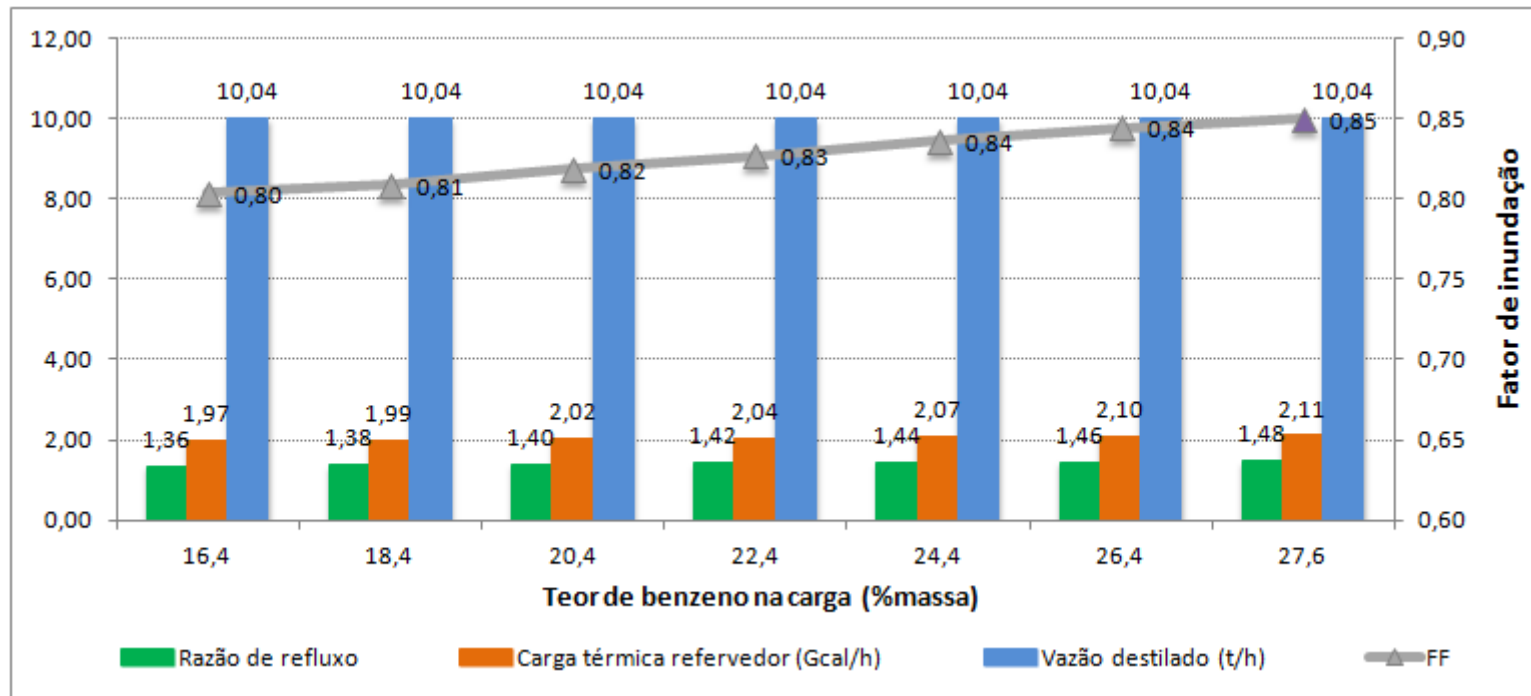
**Figura A 1:** Efeito de distúrbios na concentração de cis-piperileno da carga no projeto da coluna.

### Variações no teor de isopreno na carga



**Figura A 2:** Efeito de distúrbios na concentração de isopreno da carga no projeto da coluna.

Pode-se observar que, um aumento em 25% na quantidade de isopreno na carga faz a coluna ficar um pouco além de seu limite hidráulico na seção mais crítica, que nesse caso é a seção de topo. Como o isopreno é mais volátil que o cis-piperileno, uma maior quantidade desse composto na alimentação faz com que a vazão de produto de topo, para uma mesma recuperação de cis-piperileno, seja maior. Isso justifica o aumento na carga térmica do refervedor (maior vazão para retirar pelo topo) e a diminuição na razão de refluxo (maior denominador na fórmula).

Variações no teor de benzeno na carga

**Figura A 3:** Efeito de distúrbios na concentração do contaminante benzeno da carga no projeto da coluna

Quanto maior a quantidade deste componente na carga, mais difícil manter a especificação do mesmo no produto do topo, necessitando mais refluxo e, portanto, maior carga térmica no refervedor.