



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



# Modelagem de um Sistema de Destilação de uma Unidade de Etilbenzeno

*Autor: Juliana Schramm*

*Orientador: Marcelo Farenzena*

Porto Alegre, julho de 13

## Sumário

Sumário	ii
Agradecimentos	iii
Resumo	iv
Lista de Figuras	v
Lista de Tabelas	vii
Lista de Símbolos	viii
Lista de Abreviaturas e Siglas	ix
1 Introdução	1
2 Fundamentação Teórica	2
2.1 Destilação	2
2.1.1 Coluna de Pratos	3
2.2 Modelagem	6
2.2.1 Tipos de Modelo	7
2.3 Curvas de Operação	8
3 Estudo de Caso	11
3.1 Produção de Etilbenzeno	11
3.2 Sistema de Destilação	13
4 Simulação do Processo	15
4.1 Implementação da Simulação Estática	15
4.2 Validação da Simulação em Aspen Plus	16
4.3 Design Specs	17
4.4 Fator de Inundação	18
4.5 Análise de Sensibilidade	18
5 Resultados	19
5.1 Design Specs	19
5.2 Fator de Inundação	20
5.3 Curvas de Operação	21
5.3.1 Coluna de Benzeno	22
5.3.2 Coluna de Etilbenzeno	24
5.3.3 Coluna de PEB	26
6 Conclusões e Trabalhos Futuros	28
7 Referências	29

## **Agradecimentos**

Agradeço primeiramente à minha família, pelo incentivo e confiança.

À Universidade Federal do Rio Grande do Sul e ao Departamento de Engenharia Química pelo ensino. Acrescento aqui minha gratidão ao professor Marcelo Farenzena pela orientação e paciência.

Aos meus amigos mais próximos, principalmente Carolina Kim, Julya e Caroline de Godoy, pelos conselhos e suporte nas horas difíceis.

Ao pessoal da Engenharia de Processo da Innova SA – Petrobras, em especial ao Leonardo de Alencastro Vignol e ao Diego Wunsch, pela paciência, ensinamentos e auxílio para realização deste trabalho.

Obrigada.

## Resumo

Modelos são muito utilizados para predizer o comportamento de plantas existentes a partir de variações nas condições de processo. Com esta simulação, é possível chegar a resultados cujas análises são importantes para a previsão da condição de operação requerida pela empresa, tanto por fatores econômicos quanto operacionais.

Este trabalho de conclusão foi realizado tendo como base a unidade produtiva de etilbenzeno da Innova SA – Petrobras. O objetivo principal do trabalho é a obtenção de curvas de operação das colunas. Para isso, foi construído o modelo do sistema de destilação de uma unidade de etilbenzeno, composto por três colunas, da empresa no simulador Aspen Plus e a validade com dados da planta real. Foram ainda calculados os fatores de inundação das colunas para estudo da possibilidade de aumento de carga no sistema.

Posteriormente, construíram-se as curvas de operação, para as análises energéticas das colunas de destilação, podendo prever a quantidade de energia gasta pela empresa para utilização do refeedor e condensador entre limites superior e inferior de carga da primeira coluna e razão de refluxo das torres.

## Lista de Figuras

<b>Figura 2.1:</b> Operação normal de um prato perfurado (Extraído de McCabe e Smith, 1991). .....	3
<b>Figura 2.2:</b> a) representação de baixa vazão de vapor numa coluna de destilação e b) para vazões de vapor mais altas na coluna de destilação (Extraído de Betlem, Rijnsdorp e Azink, 1998). .....	4
<b>Figura 2.3:</b> Estrutura da espuma em um medidor de pressão estática com formação de vórtices no seu interior (Extraído de Cai, Shariat e Resetarits, 2008). .....	5
<b>Figura 2.4:</b> Representação de uma coluna de destilação fracionada (Extraído de Roitman, 2002 – Op. Um. Petrobras Argentina S.A.) .....	6
<b>Figura 2.5:</b> Curva de performance para uma coluna de destilação benzeno-tolueno (Extraído de Oliveira, 2011, apud. Turton et. al., 2009). .....	9
<b>Figura 2.6:</b> Calor requerido em função de $x_{esp}$ no topo e composição da carga $z_{Benz}$ (Extraído de Müller, 2011) .....	9
<b>Figura 3.1:</b> Fluxograma Simplificado da Unidade Produtiva de Etilbenzeno. .....	11
<b>Figura 3.2:</b> Alquilação do etilbenzeno a partir de benzeno e eteno. .....	11
<b>Figura 3.3:</b> Reações de formação de dietilbenzeno (acima) e trietilbenzeno (abaixo). .....	12
<b>Figura 3.4:</b> Representação do sistema das colunas de destilação da unidade a ser estudada. .....	13
<b>Figura 4.1:</b> Flowsheet do Aspen Plus da simulação feita .....	16
<b>Figura 5.1:</b> Variação do Flooding Factor, ou fator de inundação, em função dos estágios da Coluna de BZ. .....	20
<b>Figura 5.2:</b> Variação do Flooding Factor, ou fator de inundação, em função dos estágios da Coluna de EB. .....	21
<b>Figura 5.3:</b> Variação do Flooding Factor, ou fator de inundação, em função dos estágios da Coluna de PEB. .....	21
<b>Figura 5.4:</b> Representação da variação do calor do refeedor, em MMCal/h, em função de variações na carga, em kg/h, e razão de refluxo da Coluna de Benzeno. .....	22
<b>Figura 5.5:</b> Esquema da Coluna de Benzeno mostrando as temperaturas de entrada e saída da torre. .....	23
<b>Figura 5.6:</b> Representação da variação do calor do condensador, em MMCal/h, em função de variações na carga, em kg/h, e razão de refluxo da Coluna de Benzeno. .....	23
<b>Figura 5.7:</b> Representação gráfica da variação do calor no refeedor, em MMCal/h, frente à variações na carga da Coluna de BZ, em kg/h, e na razão de refluxo da Coluna de EB. .....	24
<b>Figura 5.8:</b> Esquema da Coluna de EB mostrando as temperaturas de entrada e saída da torre. .....	25
<b>Figura 5.9:</b> Representação gráfica da variação do calor no condensador, em MMCal/h, frente à variações na carga da Coluna de BZ, em kg/h, e na razão de refluxo da Coluna de EB. .....	25

**Figura 5.10:** Representação gráfica da variação do calor no refeedor, em MMCal/h, em função da razão de refluxo da Coluna de PEB.....26

**Figura 5.11:** Representação gráfica da variação do calor no condensador, em MMCal/h, em função da razão de refluxo da Coluna de PEB. ....27

**Figura 5.12:** Esquema da Coluna de PEB mostrando as temperaturas de entrada e saída da torre. ....27

---

## **Lista de Tabelas**

<b>Tabela 4.1:</b> Dados empíricos da carga da Coluna de BZ .....	15
<b>Tabela 4.2:</b> Limites de Especificação das Colunas .....	16
<b>Tabela 4.3:</b> Resultados comparativos da simulação em Aspen e da planta real .....	17
<b>Tabela 4.4:</b> Parâmetros especificados no campo Design .....	18
<b>Tabela 5.1:</b> Comparação do modelo com a simulação obtida com a utilização de Design Specs .....	19

## Lista de Símbolos

$\alpha_{AB}$ : volatilidade relativa do componente A em relação ao componente B.

$y_{Ae}$ ,  $y_{Be}$ : fração molar ou mássica dos componentes A e B na fase vapor, em equilíbrio com a fase líquida.

$x_{Ae}$ ,  $x_{Be}$ : fração molar ou mássica dos componentes A e B na fase líquida, em equilíbrio com a fase vapor.

$p_A$ ,  $p_B$ : pressão parcial dos componentes A e B, respectivamente.

$P'_A$ ,  $P'_B$ : pressão de vapor dos componentes A e B, respectivamente.

P: pressão total.

$Q_R$ : calor requerido.

F: carga total alimentada.

$x_{esp}$ : especificação do produto.

$z_i$ : composição da carga.

---

## **Lista de Abreviaturas e Siglas**

EB: Etilbenzeno

PEB: Polietilbenzeno

TAR: Pesados Aromáticos

BZ: Benzeno

DEB: Dietilbenzeno

TEB: Trietilbenzeno

TetraPEB: Tetrapolietilbenzeno

$\Delta T_{min}$ : Diferença de Temperatura Mínima

CC: Curva Composta

PEE: Ponto de Estrangulamento Energético

GCC: Grande Curva Composta



## 1 Introdução

A destilação é atualmente o processo de separação mais utilizado na indústria e um dos que mais acarreta custo para as empresas que o utilizam. Esse custo está diretamente ligado às condições operacionais do processo, sendo necessário o conhecimento das performances dos equipamentos para obtenção das condições operacionais mais atrativas economicamente.

As curvas de operação são, nesse contexto, um conjunto de curvas que exaltam quais são as principais variáveis de entrada que afetam o comportamento das variáveis de saída. É possível, portanto, fazer uma análise do intervalo operacional mais econômico e favorável à empresa.

O presente trabalho tem como objetivo a análise dos parâmetros de operação da área de destilação da unidade produtiva de etilbenzeno da empresa Innova SA – Petrobras. Para isto, inicialmente, construiu-se o modelo da referida unidade em Aspen Plus e seus resultados foram validados frente a dados reais. Fez-se uma análise dos fatores de inundação das colunas e posteriormente, realizou-se uma análise de sensibilidade dos calores requeridos no refeedor e condensador das plantas frente a variações de vazão entrada da primeira coluna e razão de refluxo de cada uma delas, visando a construção de tais curvas.

O presente trabalho é dividido como segue. No capítulo 2 será mostrada uma breve fundamentação teórica das colunas de destilação, principalmente das colunas de pratos que são as mais utilizadas na indústria. Também serão mostrados aspectos da modelagem e tipos de modelo utilizados e a importância do estudo das curvas de operação, bem como a sua utilização.

A planta em estudo será apresentada no capítulo 3, onde será introduzido o principal produto da planta real e suas características. Será apresentada, também, cada coluna de destilação e a utilização das correntes de topo e fundo de cada uma delas.

A modelagem no software Aspen Plus será descrita no capítulo 4, assim como as demais simulações utilizadas para análise da coluna. Utilizou-se o Design Specs para que os limites operacionais da coluna fossem cumpridos, após, aplicou-se a ferramenta de Análise de Sensibilidade para obtenção de curvas de operação das colunas.

Nos resultados, apresentados no capítulo 5, serão discutidas as diferenças entre a planta e o modelo e será feito um estudo de possibilidade de aumento da capacidade de alimentação da coluna através do fator de inundação. Posteriormente, serão analisadas a influência da carga da primeira coluna e razão de refluxo de todas as colunas na energia requerida pelo refeedor e condensador.

Finalmente, no capítulo 6 serão apresentadas as conclusões finais e proposta de trabalhos futuros.

## 2 Fundamentação Teórica

Neste capítulo será feita uma revisão da fundamentação teórica das colunas de destilação, com ênfase as colunas de pratos. Posteriormente, será feita uma abordagem teórica de modelagem de colunas de destilação, seguindo com os tipos de modelo mais estudados na literatura. Por fim, ver-se-á a análise energética de uma coluna de destilação e a importância da obtenção de suas curvas operacionais.

### 2.1 Destilação

Destilação é o processo de separação de misturas mais utilizado nas indústrias químicas e petroquímicas (Cadore, 2011). Seu princípio de separação é a diferença de volatilidade relativa entre os componentes da mistura utilizada, que por sua vez é função das suas concentrações no equilíbrio conforme mostra a Equação 2.1:

$$\alpha_{AB} = \frac{y_{Ae}/x_{Ae}}{y_{Be}/x_{Be}} \quad (2.1)$$

Onde:

- $\alpha_{AB}$ : volatilidade relativa do componente A em relação ao componente B;
- $y_{Ae}$ ,  $y_{Be}$ : fração molar ou mássica dos componentes A e B na fase vapor, em equilíbrio com a fase líquida;
- $x_{Ae}$ ,  $x_{Be}$ : fração molar ou mássica dos componentes A e B na fase líquida, em equilíbrio com a fase vapor.

Pode ser utilizada a Lei de Raoult para o cálculo da volatilidade relativa em função das pressões de vapor, conforme mostra a dedução da Equação 2.6:

$$p_A = P'_A x_A \quad (2.2)$$

$$y_A = \frac{p_A}{P} \quad (2.3)$$

$$p_B = P'_B x_B \quad (2.4)$$

$$y_B = \frac{p_B}{P} \quad (2.5)$$

$$\alpha_{AB} = \frac{y_A/x_A}{y_B/x_B} = \frac{P'_A/P}{P'_B/P} = \frac{P'_A}{P'_B} \quad (2.6)$$

Onde:

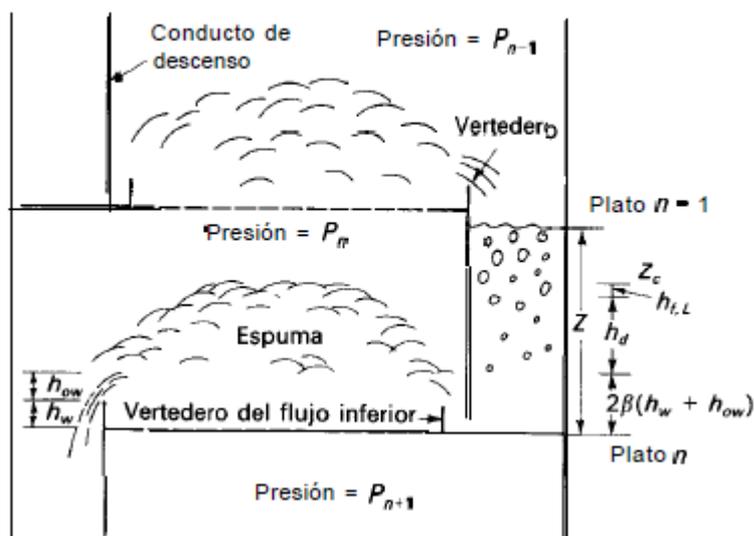
- $p_A$ ,  $p_B$ : pressão parcial dos componentes A e B, respectivamente;
- $P'_A$ ,  $P'_B$ : pressão de vapor dos componentes A e B, respectivamente;
- $P$ : pressão total;

- $x_A, x_B$ : fração molar ou mássica de líquido do componente A e B, respectivamente;
- $y_A, y_B$ : fração molar ou mássica de vapor do componente A e B, respectivamente.

É preciso considerar que misturas com baixas volatilidades relativas necessitam de um maior consumo de energia para separação. Com isso em mente, foram feitos estudos para integração energética de colunas de destilação, utilizando a energia proveniente do condensador de topo da coluna para geração de energia na geração de vapor no refeedor (Gadalla, 2009).

### 2.1.1 Coluna de Pratos

Industrialmente a coluna mais utilizada é a coluna de pratos. Os pratos são projetados para proporcionar um íntimo contato entre uma corrente ascendente de vapor e uma corrente descendente de líquido, num fluxo contracorrente.



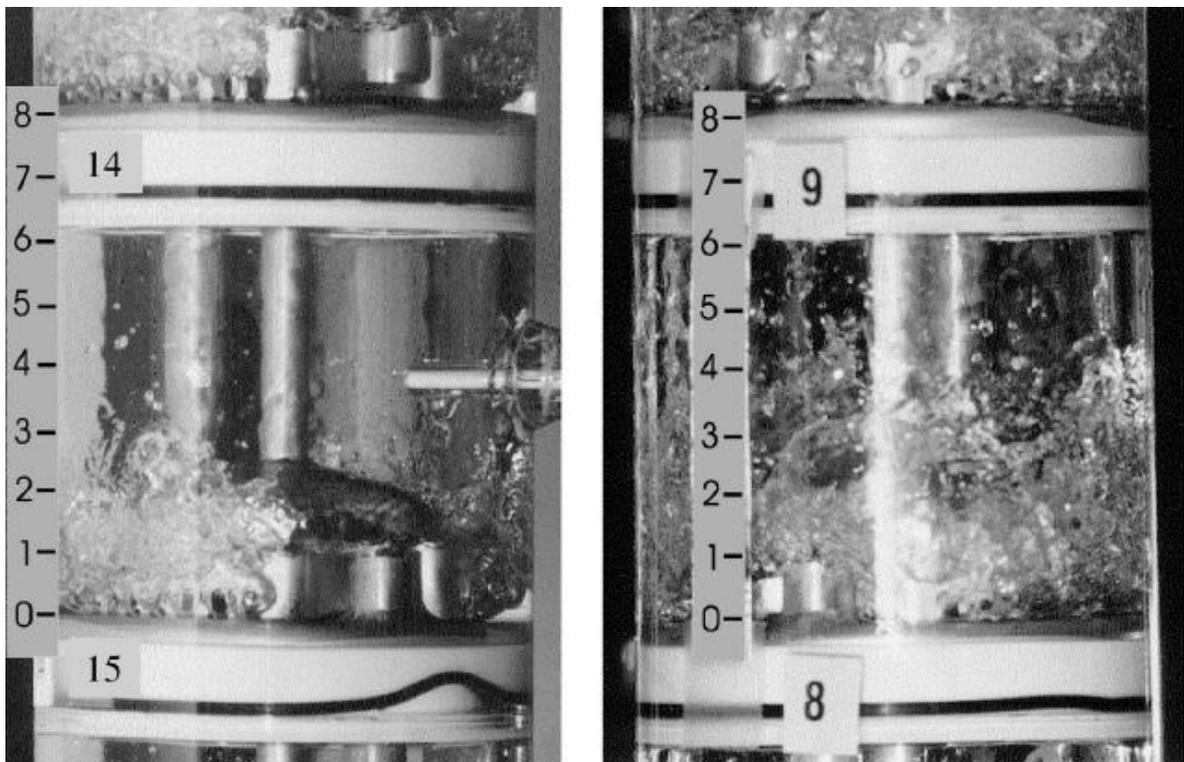
**Figura 2.1:** Operação normal de um prato perfurado (Extraído de McCabe e Smith, 1991).

Como mostra a Figura 2.1, na maioria dos casos instala-se um vertedoro nos pratos, com a finalidade de homogeneizar a distribuição do líquido. Em condições normais, a velocidade do vapor é suficientemente grande para criar uma espuma em conjunto com o líquido sobre o prato, formando uma superfície com alta transferência de massa.

Para que exista fluxo entre os pratos, é necessário diferença de pressão, o qual é, geralmente, de 50 a 70 mm de água (McCabe e Smith, 1991). Portanto, a queda de pressão ao longo das colunas de destilação é bem pequena. Esse ajuste de pressão ao longo da coluna é feito através das pressões do refeedor e do condensador. A pressão entregue ao vapor pelo refeedor da coluna é suficiente para superar a queda de

pressão através dos pratos e do condensador. É necessário que este ajuste assegure uma operação satisfatória, sem ocorrer inundação ou gotejamento nos pratos.

O fluxo de vapor numa coluna é representado na Figura 2.2. Se o fluxo de vapor for baixo, a queda de pressão não é suficientemente alta para que o líquido não escorra através das perfurações dos pratos e ocorre o fenômeno chamado de gotejamento. Esse é facilitado quando há gradiente de carga de líquido nos pratos. O vapor irá escoar onde houver menor quantidade de líquido e menor resistência ao fluxo, levando o líquido a percorrer o espaço onde não houver escoamento de vapor. Esse é o limite inferior de operação de uma coluna de destilação. Já o limite superior de operação é conhecido como fenômeno de inundação, que ocorre quando o nível do líquido no tubo de retorno de um prato atinge o prato superior. Há visível diminuição da eficiência da coluna quando são atingidos os limites de operação.

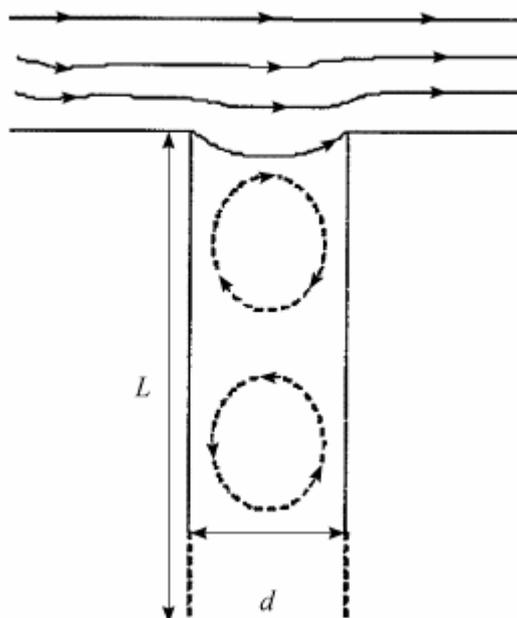


**Figura 2.2:** a) representação de baixa vazão de vapor numa coluna de destilação e b) para vazões de vapor mais altas na coluna de destilação (Extraído de Betlem, Rijnsdorp e Azink, 1998).

Dito isso, fica evidente que um parâmetro importante para estudo de colunas de destilação é a queda de pressão ao longo da coluna. É desejável que esta queda de pressão ao longo da coluna seja pequena, mas, infelizmente, os medidores utilizados normalmente não são precisos. As possíveis causas para os erros de medição nas colunas de destilação estão relacionadas à localização do medidor de pressão, formação de vórtices na espera que leva ao medidor (conforme mostra a Figura 2.3), diâmetro e comprimento do dreno, entre outros fatores que causam redução na precisão e reprodutibilidade da pressão real na coluna. Vale ressaltar que as pressões utilizadas para

estudo normalmente são dados coletados de empresas, porém nem sempre estas medidas são fidedignas ao valor real (Cai e Resetarits, 2011).

A queda de pressão assumida afetará o custo da operação, uma vez que afeta a volatilidade relativa e, com isso, a capacidade de separação. Uma vez tendo a coluna de destilação, é possível, a partir da definição das pressões do refeedor e condensador, estimar a quantidade de água de resfriamento, corrente de vapor, energia elétrica entre outras utilidades necessitadas numa planta convencional. Outro fator que influencia o custo do sistema de destilação é a vazão de alimentação das colunas (Betlem, Rijnsdorp e Azink, 1998).



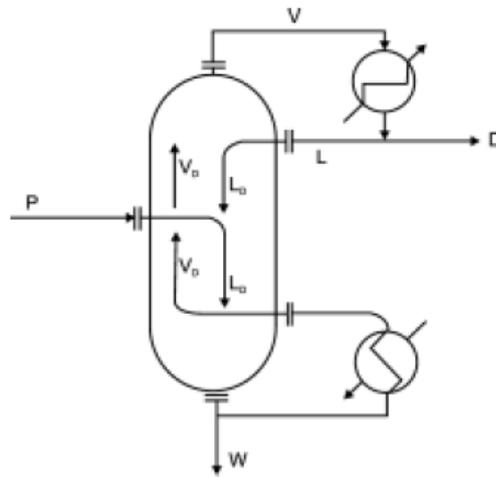
**Figura 2.3:** Estrutura da espera em um medidor de pressão estática com formação de vórtices no seu interior (Extraído de Cai, Shariat e Resetarits, 2008).

Um outro parâmetro importante na operação das colunas de destilação é a razão de refluxo. Esta é definida como a razão entre as vazões de refluxo líquido e destilado, segundo mostra a Equação 2.7 baseada nas vazões representadas na Figura 2.4. Estas são interligadas e o número de estágios requerido em uma coluna depende da razão de refluxo utilizada (Oliveira, 2011).

$$RR = \frac{L}{D} \quad (2.7)$$

Onde:

- $RR$ : Razão de Refluxo;
- $L$ : Vazão de refluxo que volta para a coluna de destilação;
- $D$ : Vazão de destilado que sai da coluna como produto.



**Figura 2.4:** Representação de uma coluna de destilação fracionada (Extraído de Roitman, 2002)

Um aumento no refluxo da coluna leva a uma diminuição dos estágios necessários para realizar determinada separação, ou seja, proporciona uma separação fina. Em contrapartida, exige maiores cargas térmicas no refeedor e condensador gerando maiores gastos energéticos e diminuição da eficiência termodinâmica.

Os conceitos de refluxo mínimo e número mínimo de estágios são métodos para estimar a dificuldade de separação. A razão mínima de refluxo é aquela em que é necessário um número de estágios infinitos para atingir a separação especificada. O número mínimo de estágios é definido na operação em refluxo total, onde não há retirada de produto no topo da coluna, ou alimentação da mesma. Isto ocorre, normalmente, na partida da coluna até que seja atingido o estado estacionário (Belicanta, 2004 e Oliveira, 2011). Nenhuma das duas condições exemplificadas é satisfatória, uma vez que uma torre com número de pratos infinitos é inviável economicamente e o refluxo total não apresenta vantagens de produção, uma vez que não há saída de produto (Cadore, 2011).

## 2.2 Modelagem

A modelagem de processos permite a simulação e otimização da operação e previsão de comportamento de partida e parada de plantas. O estudo sobre modelagem de colunas de destilação com processo de separação por estágios de equilíbrio iniciou em 1893, quando Sorel publicou equações simplificadas sobre destilação estacionária. Em 1921, somente, as equações obtidas por Sorel foram utilizadas como base num modelo de separação de mistura binária desenvolvido por Ponchon e Savarit, que utilizavam um método gráfico para obtenção das soluções. McCabe e Thiele, em 1925, desenvolveram outro método gráfico, simplificando as equações de balanço de energia. Estes métodos são didáticos, com mínima aplicação na prática (apud Staudt, 2007).

Atualmente, em virtude da disponibilidade de analisadores virtuais e da quantidade de processos em que podem ser utilizados, a escolha do método se restringe à complexidade destes processos, como as suas características não-lineares e a quantidade

disponível de variáveis secundárias relacionadas à variável a ser inferida (Conz, 2005). A implementação do modelo, então, passa pelas etapas de escolha de variáveis. Na destilação as variáveis comumente inferidas na literatura são composições de topo e fundo, uma vez que dependem de análises laboratoriais dentro da empresa, enquanto nas variáveis secundárias se encontram temperatura, vazão, nível, pressão, entre outros dados de fácil aquisição dentro da empresa.

Vale citar que a composição de topo da coluna nas empresas é tida como a amostra coletada depois do vaso de topo, que é onde normalmente se encontra o amostrador. Logo, a análise laboratorial corresponde a uma média entre as composições obtidas no intervalo de tempo de acúmulo no vaso, não à composição do topo da coluna em si. A vantagem da utilização do modelo, nessas condições, é que ele estima a análise do topo sem o acúmulo, pois utiliza dados da coluna em um momento específico para realização do cálculo (Conz, 2005).

Os dados para simulação no analisador virtual podem ser obtidos diretamente da empresa, de simulações estacionárias ou dados históricos de processo. Os analisadores virtuais se caracterizam por uma substituição de análises de difícil obtenção, como por exemplo, composições de correntes, que só são analisadas por meio de laboratório. A única restrição é que os dados sejam representativos para que as inferências que forem utilizadas possam ser obtidas em qualquer região de operação.

### 2.2.1 Tipos de Modelo

Os tipos de modelos utilizados encontrados da literatura se dividem em três categorias: modelos empíricos, semi-empíricos e fenomenológicos.

Os modelos empíricos são utilizados na construção de modelos normalmente devido à sua praticidade e obtenção de bons resultados. Caracterizam-se por não ter nenhuma base fenomenológica do sistema a ser modelado, não utilizando relações físico-químicas entre entrada e saída, tendo, por este motivo, sua capacidade extrapolativa reduzida. Utilizam métodos matemáticos, como técnicas de regressão, para relacionar as variáveis de saída com as de entrada, porém, essas técnicas são capazes apenas de modelar os dados e não o processo como um todo.

Modelos semi-empíricos são baseados em modelos fenomenológicos que passam por um processo de simplificação, e, durante este processo, geram parâmetros que necessitam de ajuste pela utilização de métodos estatísticos para estimação de parâmetros.

Modelos fenomenológicos possuem maior capacidade extrapolativa e, para sistemas simples, tendem a apresentar a eficiência real da planta. Em contrapartida, para sistemas de maior complexidade, o equacionamento torna-se muito complicado, exigindo grande esforço para obtenção dos resultados e, com isso, maior tempo para seu desenvolvimento. Esses modelos relacionam as variáveis secundárias às variáveis primárias, ou seja, aquelas a serem inferidas. São utilizadas equações de balanço de massa e balanço de energia, equações descritivas do comportamento físico-químico do sistema, equações constitutivas, cinética de reação, entre outras, com o objetivo de fazer esta relação entre as variáveis. Esses modelos são conhecidos pelo nome de “white-box”.

O modelo mais utilizado para modelagem de colunas de destilação, segundo a literatura, é o modelo empírico multi-variável, também conhecido como “black-box”, devido à sua praticidade e obtenção de bons resultados (Pavoni, 2011, Winck, 2005 e Conz, 2005).

### 2.3 Curvas de Operação

Uma maneira de avaliação do desempenho das colunas de destilação é a utilização das curvas de operação, ou curvas de performance.

Essas curvas operacionais constituem um método rápido de estudo das colunas de operação quando o objetivo é prever o comportamento ou analisar a operação da coluna frente a mudanças operacionais. Isso é possível uma vez que a performance da coluna é obtida a partir de um conjunto de curvas que representam o modo como o equipamento responde à mudanças em suas variáveis de entrada e em todos seus pontos de operação (Oliveira, 2011, apud. Turton, 2009).

Em torres que já estão em operação, a melhor alternativa para o cálculo dos valores ótimos de consumo de energia é a utilização destas curvas de operação. Este método envolve cálculos de equilíbrio líquido-vapor e balanços de massa e energia, baseando-se na energia teórica necessária para alcançar a especificação dos produtos nas colunas de destilação.

Para a obtenção dessas curvas, é necessária uma simulação estática no simulador Aspen Plus, validada com dados de processo. As relações de entrada e saída serão representadas graficamente e serão definidas de acordo com o objetivo da coluna, ou sistema de colunas. O parâmetro cuja curva representará o desempenho da torre pode ser a recuperação de um componente do produto, pureza das correntes, energia consumida, em termos de utilidades, entre outros. Esse parâmetro é mantido fixo durante as variações das condições de entrada para obtenção das condições de saída, gerando, assim, uma curva (Oliveira, 2011 e Müller, 2011).

Um exemplo de curva de operação pode ser visto na Figura 2.5, onde Turton et. al. em 2009 apresenta a curva de operação para uma coluna de mistura benzeno-tolueno, cuja performance da coluna é representada pela recuperação de benzeno. O gráfico mostra como deve variar o refluxo com a fração molar de benzeno na carga (Oliveira, 2011).

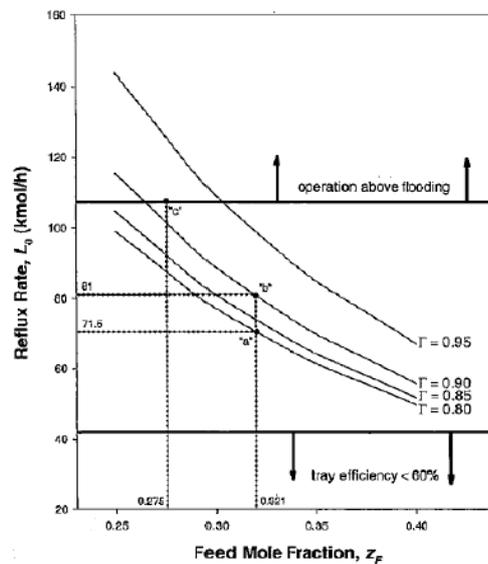
Outro exemplo de curva de operação é apresentada na Figura 2.6. Como a carga térmica depende da vazão total alimentada, a sua dependência com a especificação de produto e composição da carga pode ser observada na Equação 2.8. Essa curva representa o calor requerido em função da composição da carga e especificação do produto (Müller, 2011).

$$Q_R = Q_R(F, x_{esp}) \quad (2.8)$$

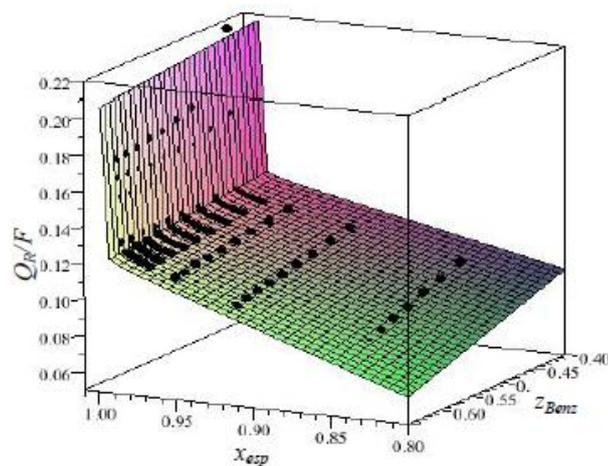
$$\frac{Q_R}{F} = \frac{Q_R}{F}(z_i, x_{esp}) \quad (2.9)$$

Onde,

- $Q_R$ : calor requerido;
- $F$ : carga total alimentada;
- $x_{esp}$ : especificação do produto;
- $z_i$ : composição da carga.



**Figura 2.5:** Curva de performance para uma coluna de destilação benzeno-tolueno (Extraído de Oliveira, 2011, apud. Turton et. al., 2009).



**Figura 2.6:** Calor requerido em função de  $x_{esp}$  no topo e composição da carga  $z_{Benz}$  (Extraído de Müller, 2011)

As curvas de performance devem ser geradas pelo fabricante ou pela equipe de engenharia da empresa, sendo conhecidas as condições em que se deseja operar a coluna de destilação. Ao operador, deve permitir uma visualização rápida do ajuste a ser realizado em cada caso específico (Oliveira, 2011).

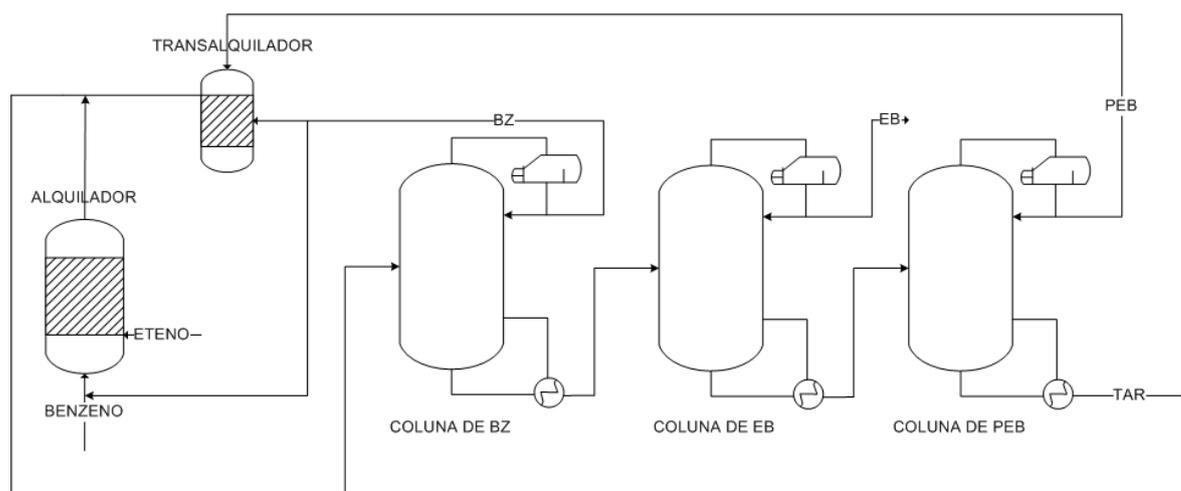
### 3 Estudo de Caso

Neste capítulo será apresentado o caso de estudo composto de uma unidade de produção de etilbenzeno da Innova SA – Petrobras. O objetivo principal é o estudo do sistema de três colunas de destilação presentes nessa unidade, cuja principal função é a separação do etilbenzeno, produto com maior valor agregado da planta.

Etilbenzeno (EB) é um composto químico aromático de fórmula  $C_8H_{10}$ . Em temperatura ambiente ele se encontra em estado líquido e é altamente inflamável. É utilizado na indústria como solvente de tintas, colas e vernizes, como componente de combustíveis de carros e aviões, em pesticidas e sua maior aplicação é como matéria-prima para a produção de estireno (Utlely, 2005).

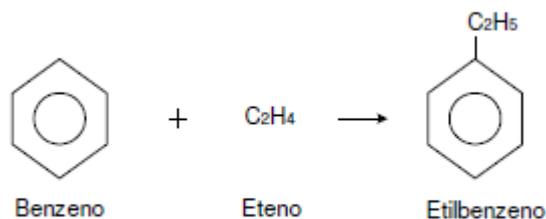
#### 3.1 Produção de Etilbenzeno

Um fluxograma da unidade produtiva de etilbenzeno é apresentado na Figura 3.1.



**Figura 3.1:** Fluxograma Simplificado da Unidade Produtiva de Etilbenzeno.

Etilbenzeno é produzido a partir da reação de alquilação de eteno grau polímero com benzeno refinado, conforme representado na Figura 3.2. O reator em que ocorre esta formação é denominado Alquilador ou Reator de Alquilação, e é composto de leitos fixos constituídos de zeólitas catalíticas extrudadas.

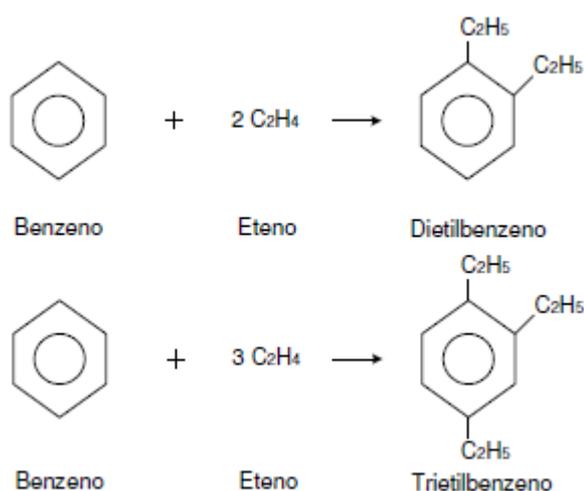


**Figura 3.2:** Alquilação do etilbenzeno a partir de benzeno e eteno.

Há um pré-tratamento de eteno e benzeno em filtros, para a retirada de compostos que possam acelerar a desativação dos catalisadores presentes no sistema reacional. O eteno passa por dois filtros, o primeiro com o objetivo de retirar os compostos nitrogenados e o seguinte para retirar compostos particulados que podem ser gerados no primeiro filtro. A corrente de benzeno que entra no Alquilador é composta de duas correntes, uma de benzeno reciclo vinda da primeira torre de destilação e outra de benzeno puro. Ambas correntes passam por filtros para retirada dos compostos nitrogenados presentes antes de se combinarem para formar a carga do reator.

A conversão do eteno é completa através da reação exotérmica de alquilação do etilbenzeno, o que faz com que os leitos catalíticos aumentem sua temperatura. O fluxo ascendente dos reagentes através do sistema reacional é ajustado pelas condições operacionais: temperatura, pressão, taxa relativa de alimentação dos reagentes. Esse controle operacional é necessário para que a reação ocorra em fase líquida neste sistema, além de garantir a completa percolação do leito.

Uma pequena parcela do etilbenzeno irá sofrer alquilações adicionais, formando subprodutos chamados polietilbenzenos, como por exemplo dietilbenzeno e trietilbenzeno, conforme mostra a Figura 3.3. Esses são transalquilados em EB em outro reator, denominado Transalquilador ou Reator de Transalquilação. Essa reação é isotérmica e ocorre em fase líquida, atingindo uma conversão de 60%, aproximadamente.



**Figura 3.3:** Reações de formação de dietilbenzeno (acima) e trietilbenzeno (abaixo).

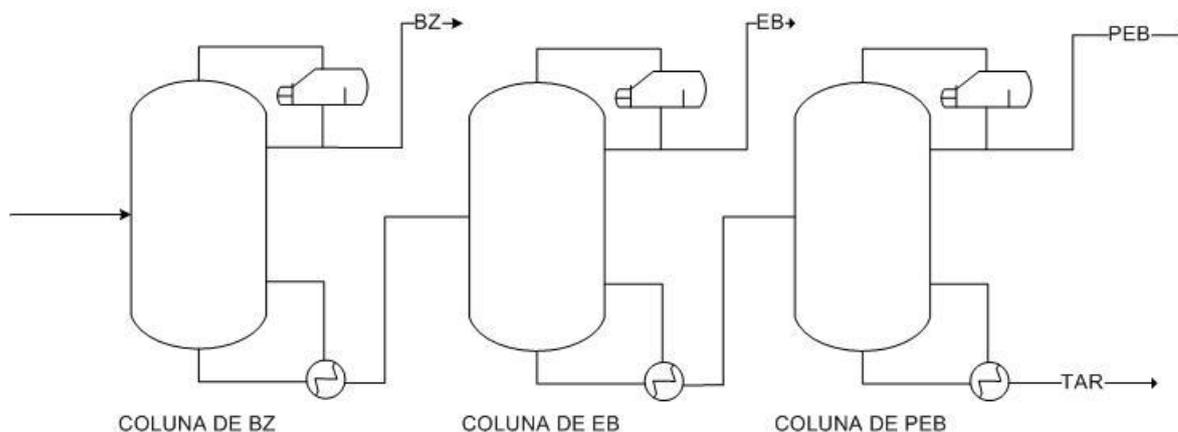
Os produtos dos reatores, ou seja, etilbenzeno, benzeno que não reagiu e compostos polialquilados, são enviados para um sistema de destilação, o qual será fruto de estudo deste trabalho, composto por três colunas. Há ainda uma quarta coluna responsável pela secagem da água e retirada dos compostos leves do benzeno proveniente da tancagem, mas que não será estudada nesta monografia.

### 3.2 Sistema de Destilação

O sistema de destilação a ser estudado é composto de três colunas em série, denominadas: Coluna de Benzeno (BZ), Coluna de Etilbenzeno (EB) e Coluna de Polietilbenzeno (PEB). A Figura 3.4 mostra um fluxograma representando o sistema de destilação a ser estudado.

A primeira coluna recebe os produtos dos reatores e separa na corrente de topo o benzeno e na corrente de fundo os demais componentes, etilbenzeno, pesados aromáticos e polietilbenzeno. Essa corrente de fundo alimenta a segunda coluna (Coluna de EB) que separa o produto desejado, etilbenzeno que sai no topo, dos polialquilados. O fundo desta coluna, finalmente, entra na terceira torre, separando PEB que volta para o transalquilador dos pesados aromáticos, que servirão de combustível nos fornos de outra Unidade.

A primeira coluna, denominada Coluna de Benzeno, é composta de 42 pratos valvulados. Sua função é recuperar o benzeno não reagido nos reatores de alquilação e transalquilação, que voltará para o processo. Isso serve para proporcionar à empresa uma economia de matéria-prima. Operacionalmente, são especificadas a quantidade de benzeno que deve sair no fundo e a quantidade de etilbenzeno que deve sair no topo. O benzeno que sair pelo fundo da coluna, irá sair no topo da coluna de EB, diminuindo, assim, a pureza do produto. Já a quantidade de EB que sai no topo deve ser minimizada, uma vez que voltará aos reatores e poderá formar compostos polialquilados. O fundo desta coluna é enviado quente, por diferença de pressão, como carga da Coluna de EB.



**Figura 3.4:** Representação do sistema das colunas de destilação da unidade a ser estudada.

A segunda coluna, denominada Coluna de Etilbenzeno, recebe como carga o fundo da Coluna de BZ. Seu objetivo é separar o etilbenzeno, que é o produto principal da unidade, dos compostos mais pesados, como PEB e os compostos pesados aromáticos (TAR). As variáveis de operação controladas nesta coluna são a quantidade de dietilbenzeno (DEB) na corrente de topo e a quantidade EB na corrente de fundo. DEB na corrente de topo diminui a pureza desejada para o produto, especificada pelo cliente ou por uma unidade posterior, enquanto EB na corrente de fundo é considerado perda de lucro por parte da empresa, devido ao desperdício de produto com maior valor agregado. Essa coluna possui

60 pratos e seu produto de fundo sai por diferença de pressão para a última coluna do sistema de destilação a ser estudada.

A terceira coluna, chamada Coluna de PEB, separa os polialquilados transalquiláveis, ou seja, dietilbenzeno e trietilbenzeno (TEB), dos demais pesados aromáticos que saem no fundo desta torre. Os compostos aromáticos pesados (TAR) que saem desta coluna são utilizados como combustível para os fornos da unidade integrada, enquanto o PEB é enviado para o reator de transalquilação para reagir com benzeno e formar EB. As condições de operação são ajustadas para minimizar a perda de PEB no fundo da coluna e limitar a quantidade de TAR no topo. Quanto maior a quantidade de PEB no fundo da coluna, maior será a geração de resíduos e, com isso, diminui a eficiência da unidade. Do mesmo jeito, o TAR que sai no topo e vai para o transalquilador pode desativar o catalisador. A coluna em questão possui 20 pratos e opera sob vácuo para permitir que o vapor consiga ferver a mistura de fundo da coluna.

## 4 Simulação do Processo

Para o desenvolvimento da simulação, foram utilizados dados reais do processo. A coleta dos dados utilizados foi feita com o auxílio de um software historiador disponível na companhia, o Aspen Process Explorer, que permite a visualização de variáveis de processo em tempos passados. O período dessa coleta foi escolhido de modo que a carga da planta real fosse igual a 100% da carga de projeto. Os dados foram coletados, então, do dia 02 ao dia 15 de janeiro de 2013.

Para a simulação do processo foi utilizada a ferramenta Aspen Plus versão 11.1, licenciado pela empresa Aspen Tech. Esse é um software comercial que permite a simulação e otimização de processos por meio de balanços de massa, energia e equilíbrio termodinâmico a partir de variáveis de entrada.

Como pacote termodinâmico, foi utilizado o SRK, uma vez que consegue bons resultados para hidrocarbonetos sem pseudo-componentes (Pavoni, 2011). As colunas utilizadas foram do tipo Radfrac e a eficiência de Murphee em cada prato foi considerada de 60%, valor típico para colunas industriais.

### 4.1 Implementação da Simulação Estática

A realização da simulação do sistema de três colunas de destilação foi feita a partir da junção das simulações de cada uma das colunas, que foram feitas separadamente.

Para a primeira coluna de destilação, Coluna de Benzeno, a carga utilizada foi obtida a partir de valores médios do período citado, conforme mostra a Tabela 4.1. Por questões de sigilo dos dados da empresa, a carga foi normalizada, enquanto os dados de concentração dos componentes, em base mássica, presentes na corrente de alimentação foram retratados como uma faixa de valores, não como o valor da planta real em si.

O dimensionamento dessa primeira torre também foi obtido com base na unidade real, assim como o prato de alimentação escolhido. Como não há medidor de temperatura na entrada da torre, foi utilizada a temperatura de projeto, uma vez que os dados coletados são baseados na carga nominal de projeto da planta de etilbenzeno.

**Tabela 4.1:** Dados empíricos da carga da Coluna de BZ

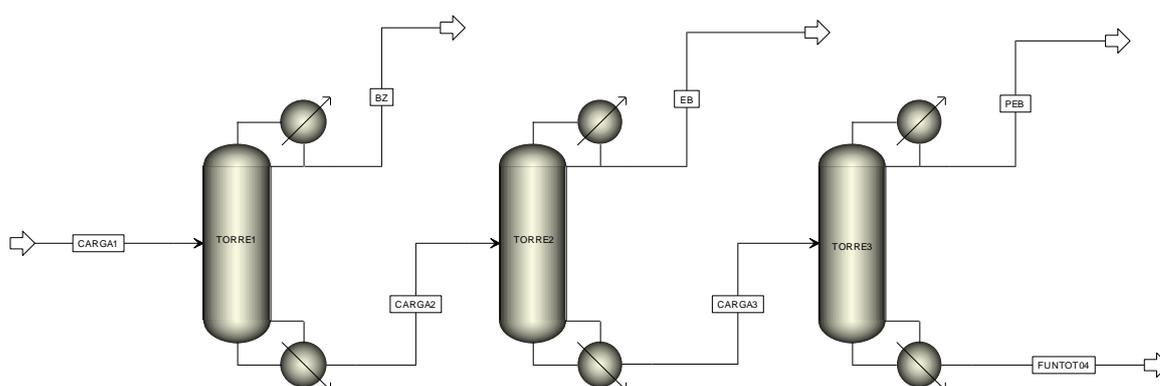
<i>Parâmetro</i>	<i>Dado Planta Real</i>
Carga Destilação (kg/h)	10000
Razão de Refluxo	1,1
Teor de TEB (%)	0,4 a 0,8
Teor de EB (%)	35 a 40
Teor de DEB (%)	5 a 8
Teor de BZ (%)	51 a 58
Teor de Antraceno (%)	0,02 a 0,05
Teor de Naftaleno (%)	0,01 a 0,03
Teor de Criseno (%)	0,01 a 0,03
Teor de TetraPEB (%)	0,05 a 0,16

Os dados de carga da segunda torre, Coluna de EB, foram considerados os dados do produto de fundo da primeira torre, enquanto a carga da terceira, Coluna de PEB, foi obtida do produto de fundo da segunda. Algumas pequenas alterações nas especificações foram necessárias, como, por exemplo, a razão de refluxo e a taxa de destilado, para atender os limites de especificação das colunas, os quais são mostrados na Tabela 4.2.

**Tabela 4.2:** Limites de Especificação das Colunas

<i>Parâmetro</i>	<i>Limite Inferior</i>	<i>Limite Superior</i>
Teor de EB no Topo da Coluna BZ (%)	0,8	1
Teor de EB no Topo da Coluna EB (%)	99,5	-
Teor de DEB no Topo da Coluna PEB (%)	88,5	91,5

Uma vez feitas as simulações de cada uma das torres independentemente, foi feita a simulação das três colunas em conjunto, cuja representação no Aspen Plus pode ser vista na Figura 4.1.



**Figura 4.1:** Flowsheet do Aspen Plus da simulação feita

Para todas as colunas foram especificadas a razão de refluxo, taxa de destilado, pressão no condensador e queda de pressão na coluna, além do número de estágios e estágio onde é feita a alimentação, para que os graus de liberdade do sistema fossem igualados a zero. Os condensadores das três colunas de destilação são do tipo *Kettle*, com condensação total.

## 4.2 Validação da Simulação em Aspen Plus

A comparação entre os valores encontrados na simulação e os dados reais da planta se encontram na Tabela 4.3.

Os resultados encontrados através desta simulação, no geral, apresentaram um erro pequeno em relação à planta real. Os erros encontrados, no entanto, podem ser devido à coluna da planta real ser superdimensionada, atingindo uma vazão maior que a de 100% de projeto.

Os erros de BZ em EB e de EB em PEB, cujos valores foram de 67% e de 61%, apesar de elevados, estão em uma faixa aceitável, uma vez que a pureza destes componentes nessas correntes não são fatores limitantes para a especificação de qualidade do produto, conforme já mostrada na Tabela 4.2.

O parâmetro que mais apresentou erro, FUNDOT04, foi devido a não confiabilidade do medidor de vazão da empresa. Com o aumento da carga da destilação para a carga nominal, não foi feita a aferição deste medidor, e ele permanecendo com o mesmo *range* que operava para cargas menores. Com isso, ele atingiu seu limite máximo e permaneceu no mesmo patamar mesmo com o aumento de vazão, causando esse erro elevado na medição.

**Tabela 4.3:** Resultados comparativos da simulação em Aspen e da planta real

<i>Parâmetro</i>	<i>Planta Real</i>	<i>Simulação</i>	<i>Erro</i>
Vazão BZ (kg/h)	5573,1	5467,4	2%
Vazão CARGA2 (kg/h)	4426,9	4532,6	2%
Fração de EB em BZ	0,0001 a 0,017	0,01	32%
Fração de BZ em BZ	0,970 a 0,999	0,99	0,2%
Vazão EB (kg/h)	3661,6	3743,7	2%
Vazão CARGA3 (kg/h)	765,4	788,9	3%
Fração EB em EB	0,9950 a 0,998	0,995	0,2%
Fração BZ em EB	0,002 a 0,004	0,001	67%
Vazão PEB (kg/h)	805,8	747,1	7%
Vazão FUNDOT04 (kg/h)	14,7	41,7	184%
Fração EB em PEB	0,004 a 0,02	0,003	61%
Fração DEB em PEB	0,882 a 0,896	0,883	0,4%
Fração TEB em PEB	0,08 a 0,1	0,086	5%

### 4.3 Design Specs

A partir da simulação estática, é possível fazer uma análise mais profunda dos principais parâmetros operacionais da planta. Para isso, é utilizada a ferramenta Design Specs do referido simulador que permite a especificação de uma variável importante da saída a partir de um parâmetro que deve ser variado.

Para as três colunas, a variável de saída a ser especificada no campo *Design* foi o teor de pureza do principal componente do destilado, com o objetivo de atingir os limites operacionais da unidade, mostrados anteriormente na Tabela 4.2. Como há limites inferior e superior de alguns componentes na corrente de destilado, foi utilizado como especificação o teor que seria menos eficiente, objetivando baratear o custo da operação, uma vez que, quando maior a pureza, mais vapor é utilizado e maior é o custo pra empresa. Deste modo, os valores utilizados no campo Design são mostrados na Tabela 4.4.

Uma vez especificada a pureza, é preciso escolher o parâmetro que irá variar até atingir condição desejada. Nos blocos, na implementação da simulação, foram atribuídos valores para taxa de destilado e razão de refluxo. Para continuar com o mesmo número de graus de liberdade, é necessário que no campo *Vary* sejam definidos limites superior e inferior para uma destas condições de operação. No estudo, foram variadas nas duas primeiras torres, Coluna de BZ e Coluna de EB, a razão de refluxo, enquanto na terceira, Coluna de PEB, foi variada a taxa de destilado. Isso foi feito, uma vez que a com o uso da razão de refluxo no campo *Vary* para a terceira coluna, ela não convergiu e apresentou erro.

**Tabela 4.4:** Parâmetros especificados no campo Design

<i>Corrente</i>	<i>Teor de Pureza</i>	<i>Componente</i>
BZ	0,01	EB
EB	0,995	EB
PEB	0,885	DEB

#### 4.4 Fator de Inundação

Outro parâmetro importante na operação da coluna é a distância da inundação, dada pelo fator de inundação. Para obtenção desse parâmetro foram utilizadas as ferramentas *Tray Sizing* e *Tray Rating* disponíveis no bloco de cada uma das colunas de destilação no simulador Aspen Plus. Estas ferramentas permitem a visualização do nível de atolamento da coluna de destilação, ou seja o quanto de carga ainda pode ser alimentado na coluna até que a mesma inunde. O valor máximo utilizado nas indústrias comumente é de 0,85 para o fator de inundação.

Para fazer a simulação foram inseridos dados como diâmetro da coluna, estágio de alimentação, último estágio da coluna e tipo de prato. A simulação é feita fazendo uma análise múltipla destes fatores inseridos com a carga especificada para alimentação da coluna. O resultado obtido deve estar compreendido entre os valores zero, onde a coluna está praticamente vazia, e um, onde a coluna estará inundada.

#### 4.5 Análise de Sensibilidade

Uma vez obtida a solução ótima da simulação das colunas de destilação, é possível utilizar a ferramenta de Análise de Sensibilidade para construção das curvas operacionais.

As variáveis são analisadas simultaneamente com o objetivo de otimizar as condições de processo frente a variações na entrada. Para isto, no campo *Vary* foram definidos limites inferior e superior de corrente de alimentação da Coluna de BZ e de razão de refluxo de cada torre, enquanto no campo *Define* foram variados os calores no refeedor e no condensador de cada uma das torres de destilação.

Nas duas primeiras colunas, Coluna de BZ e Coluna de EB, as definições no campo *Vary* e *Define* foram as citadas acima, enquanto na terceira coluna, Coluna de PEB, somente foi possível variar a razão de refluxo. Incluindo no campo *Vary* a corrente de alimentação da Coluna de BZ a simulação não convergiu e a torre secou.

## 5 Resultados

Neste capítulo serão apresentados os resultados obtidos pelas análises comentadas na seção anterior a partir do modelo da planta gerado no simulador Aspen Plus.

### 5.1 Design Specs

A fim de otimizar as colunas obtidas a partir do modelo estático das colunas de destilação, foi utilizada a ferramenta Design Specs em cada uma das colunas, com o objetivo de especificar a pureza da corrente de topo variando uma condição já especificada na simulação estática da coluna.

Para a primeira torre, o valor estimado para razão de refluxo foi de 1,2, uma vez que este dado foi calculado a partir das vazões de refluxo e destilado da planta real. Utilizando a ferramenta, foi possível variar este valor entre 1 e 2 até que a coluna atingisse o valor ótimo de refluxo para as demais condições aplicadas.

Na segunda torre, assim como na primeira, foi variada a razão de refluxo entre os limites 0,1 e 3, uma vez que o valor inicial da primeira simulação foi de 0,9.

Na última torre houve problemas de convergência quando variada a razão de refluxo da coluna. Por esse motivo, optou-se por limitar a outra condição de entrada na simulação inicial, para que não afetasse o número de graus de liberdade da coluna, logo, usou-se a taxa de destilado. A faixa de variação deste parâmetro ficou em 235 e 1200 kg/h, uma vez que o chute inicial foi posto em aproximadamente 800 kg/h.

Foi feita a simulação com estas novas condições e a comparação do resultado do modelo obtido com a utilização da ferramenta Design Specs se encontra na Tabela 5.1.

**Tabela 5.1:** Comparação do modelo com a simulação obtida com a utilização de Design Specs

<i>Parâmetro</i>	<i>Erro Modelo</i>	<i>Erro Design Specs</i>
Fração de EB em BZ	32%	32%
Fração BZ em EB	67%	34%
Vazão FUNDOT04	184%	182%
Fração EB em PEB	61%	100%

Percebe-se que com a utilização desta ferramenta, obteve-se um erro menor nos parâmetros que apresentaram maior erro no modelo obtido a partir da planta real. A exceção foi a fração de EB em PEB, que apresentou erro de 100%, uma vez que, com a utilização do Design Specs, a fração obtida foi de valor igual a zero.

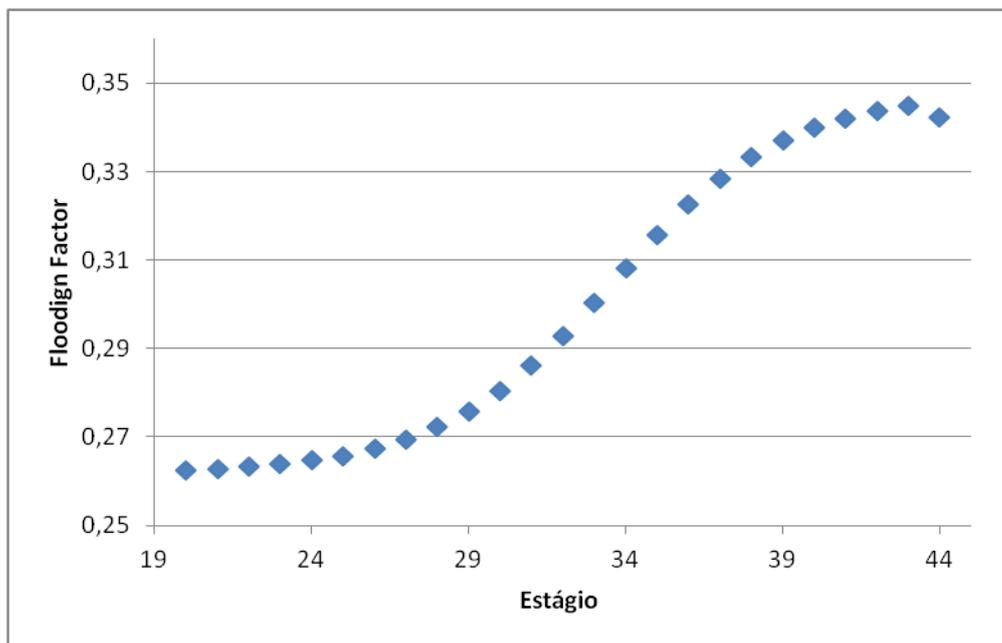
Dito isto, é possível comprovar a eficácia do método para otimização das unidades modeladas.

## 5.2 Fator de Inundação

Feita a simulação estática das torres, é possível fazer a análise do fator de inundação de cada uma delas, com o objetivo de extrair informações sobre a capacidade da coluna de aguentar uma maior carga.

Para as três colunas de destilação, foram feitos gráficos mostrando o fator de inundação para cada estágio.

Para a Coluna de Benzeno, o gráfico encontrado é mostrado na Figura 5.1.



**Figura 5.1:** Variação do Flooding Factor, ou fator de inundação, em função dos estágios da Coluna de BZ.

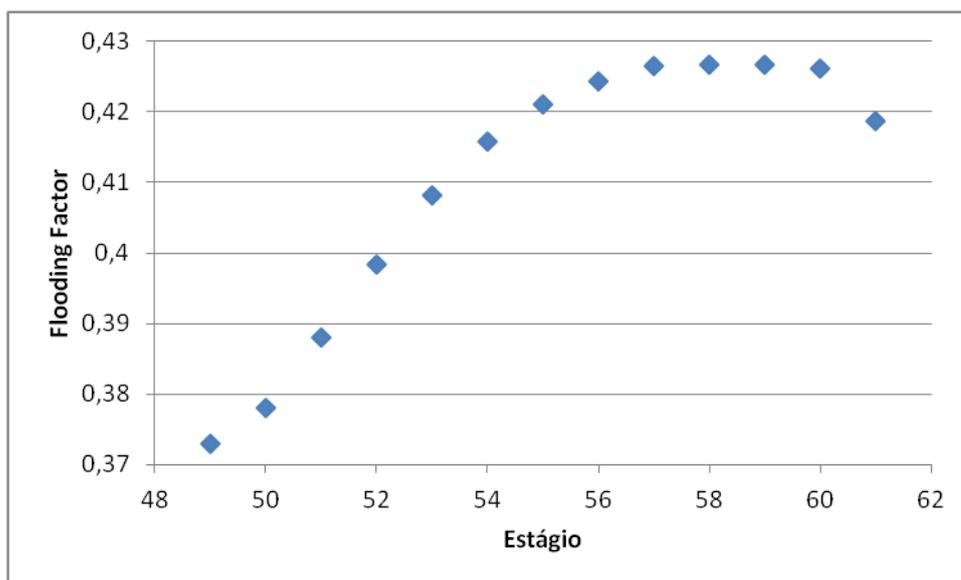
O fator de inundação máximo encontrado para esta coluna foi de 0,345 para o estágio 43. Percebe-se que há possibilidade de um aumento de carga para esta coluna, uma vez que seu nível está baixo. Nota-se, ainda, que a coluna está superdimensionada, considerando que este é o nível de operação para uma carga de 100%.

Para a Coluna de Etilbenzeno, o resultado encontra-se na Figura 5.2.

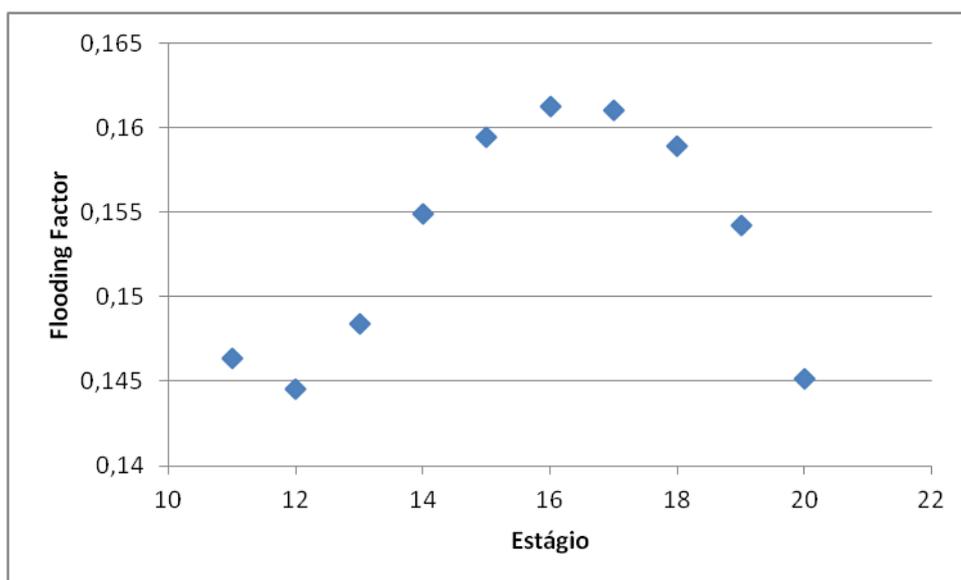
Assim como a primeira coluna, para Coluna de EB também é possível o aumento da carga, uma vez que o fator máximo de inundação encontrado para esta coluna é de 0,427 para o estágio 49. Percebe-se, também, que há um superdimensionamento da coluna.

A variação do fator de inundação com os estágios da terceira coluna é apresentada na Figura 5.3.

Para a Coluna de Polietilbenzeno, o fator máximo de inundação encontrado foi de 0,161 no estágio 16. A conclusão para aumento de carga e dimensionamento desta coluna é análoga às anteriores,



**Figura 5.2:** Variação do Flooding Factor, ou fator de inundação, em função dos estágios da Coluna de EB.



**Figura 5.3:** Variação do Flooding Factor, ou fator de inundação, em função dos estágios da Coluna de PEB.

### 5.3 Curvas de Operação

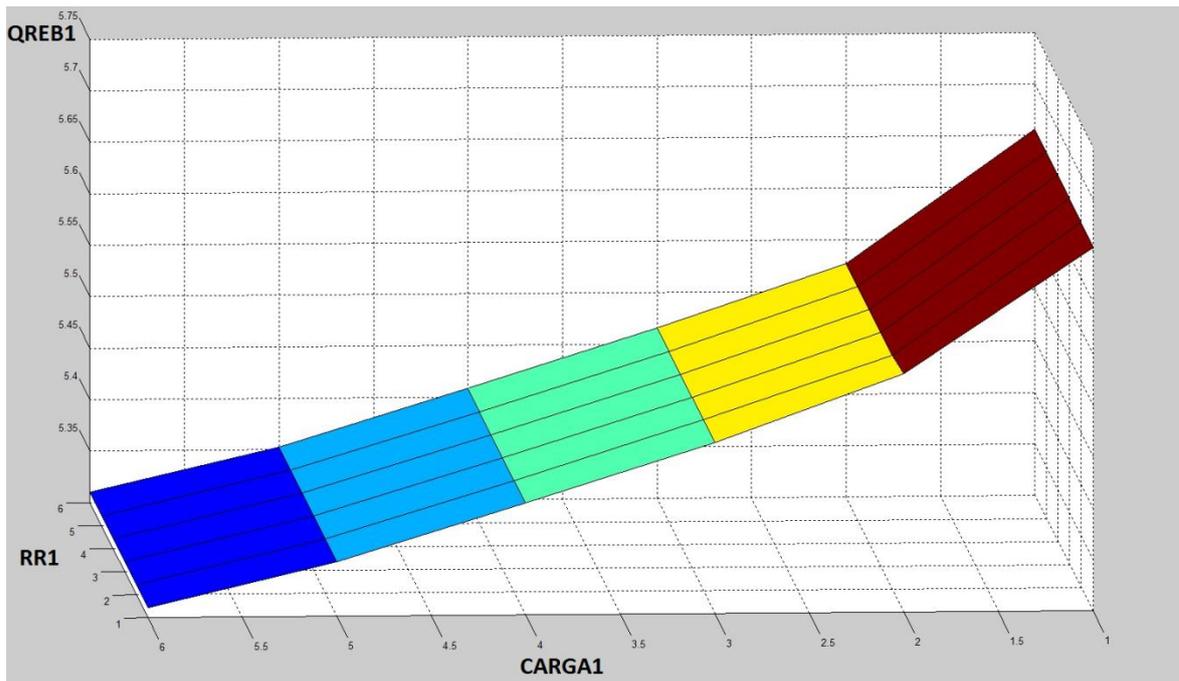
A partir das simulações obtidas, foi possível, com o uso da Análise de Sensibilidade do Aspen Plus, gerar as curvas operacionais das referidas colunas.

As temperaturas apresentadas nos resultados foram normalizadas para preservar os dados originais da empresa.

### 5.3.1 Coluna de Benzeno

Para a primeira coluna de destilação, analisou-se o comportamento dos calores do refeedor e do condensador da coluna frente às variações na alimentação da coluna e razão de refluxo. Como resultado da simulação foi gerada uma matriz que foi inserida no software Matlab para apresentação de gráficos em três dimensões.

No estudo da sensibilidade do calor no refeedor, é apresentado na Figura 5.4 o gráfico obtido a partir da matriz gerada na simulação.



**Figura 5.4:** Representação da variação do calor do refeedor, em MMCal/h, em função de variações na carga, em kg/h, e razão de refluxo da Coluna de Benzeno.

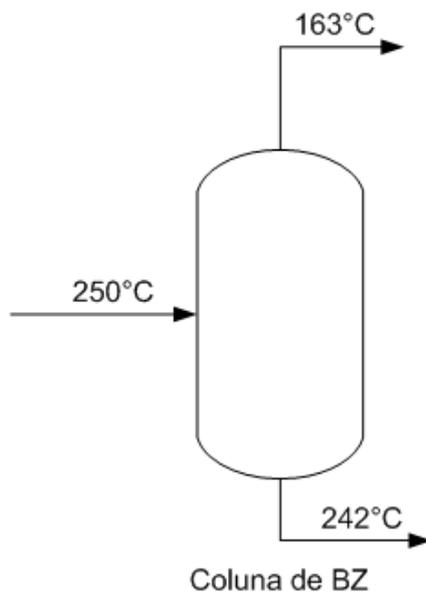
Observando o gráfico, percebe-se claramente que a variação na razão de refluxo é pouco significativa para a quantidade de calor necessário no refeedor quanto às variações na carga.

Com o aumento da carga, nota-se uma diminuição no calor no refeedor. Isto ocorre uma vez que a temperatura de entrada na coluna é de 250°C e não exige muita energia provinda do refeedor. Um esquema simplificado das temperaturas de entrada e saída na coluna é mostrado na Figura 5.5. Assim, com o aumento da carga da coluna, mais alta ficará a temperatura dentro da torre e menor será o calor necessário para aquecer a mistura dentro da coluna.

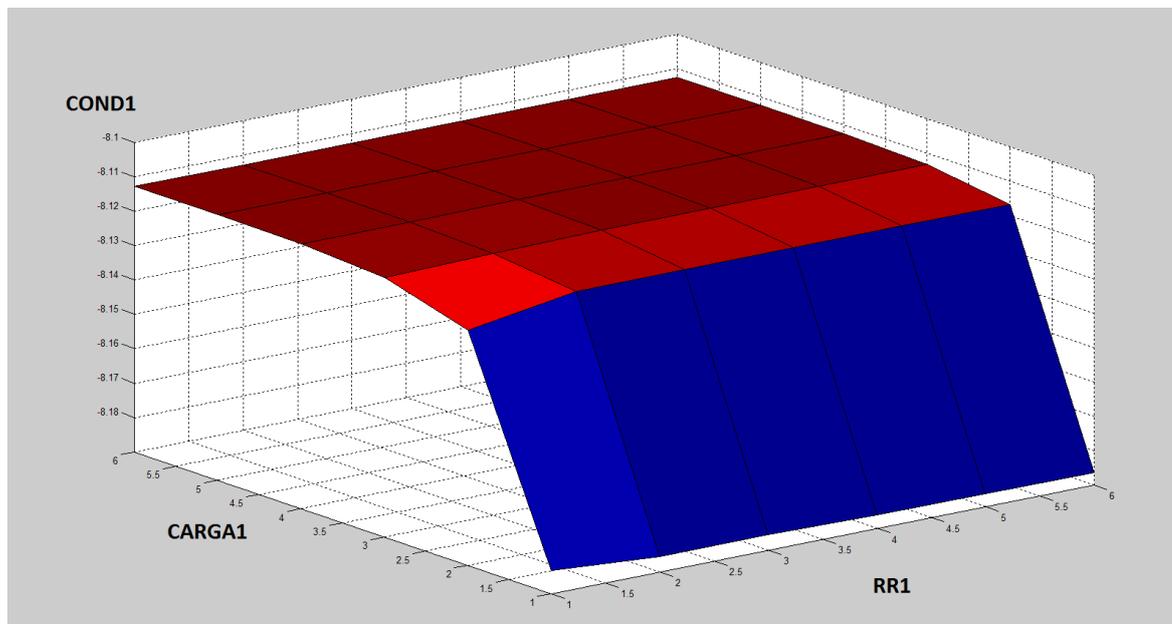
De maneira análoga, para o condensador foi obtido o gráfico da Figura 5.6 a partir do resultado da simulação.

Percebe-se através dos resultados que a variação da carga da torre tem maior influência no calor do condensador, em comparação com a razão de refluxo. Isso ocorre

uma vez que a temperatura dentro da coluna aumenta paralelamente com a carga, uma vez que a temperatura de entrada da torre é de 250°C, conforme já mostrado na Figura 5.5. Com este aumento na temperatura, é necessário mais energia no condensador para resfriamento da solução do topo da coluna, sendo coerente com o resultado obtido na simulação.



**Figura 5.5:** Esquema da Coluna de Benzeno mostrando as temperaturas de entrada e saída da torre.



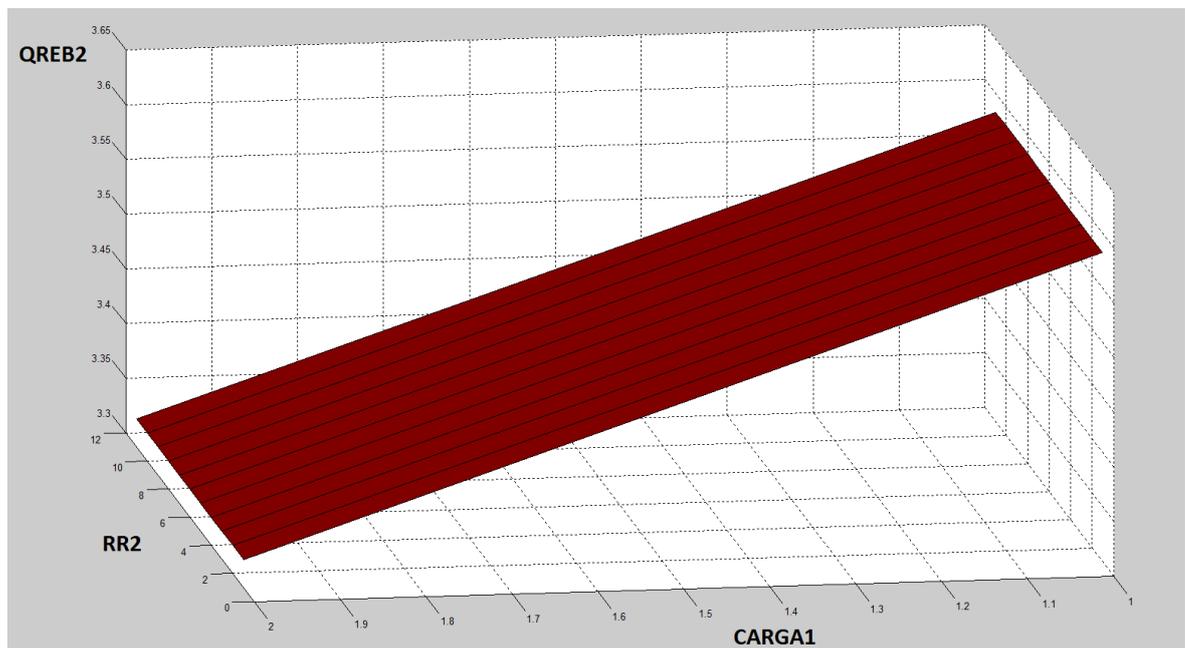
**Figura 5.6:** Representação da variação do calor do condensador, em MMCal/h, em função de variações na carga, em kg/h, e razão de refluxo da Coluna de Benzeno.

Observa-se que, a partir de uma vazão de alimentação na coluna, de aproximadamente 3 kg/h, o calor requerido no condensador permanece praticamente constante. Nesta etapa, o aumento da carga não influencia a quantidade de energia para o condensador, logo, quanto maior a carga, menos gasto para a empresa.

### 5.3.2 Coluna de Etilbenzeno

Assim como foi feito para a Coluna de BZ, na Coluna de EB também foram analisados os calores frente às variações na carga e na razão de refluxo. Sendo assim, para variar a carga da segunda torre, é necessário modificar a carga da primeira, a variável utilizada para simulação não foi a carga da Coluna de EB, mas sim a carga da Coluna de BZ.

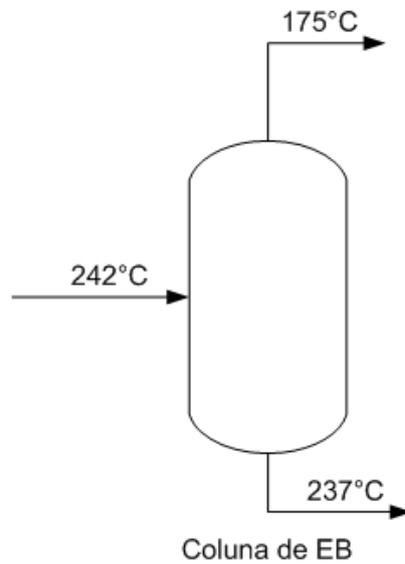
A análise da performance do calor do refeedor apresentou problemas de convergência ao utilizar um *range* de carga muito grande. Uma vez que foi variada a carga da primeira coluna, e não da coluna em questão, o intervalo obtido somente convergiu para uma pequena variação nas condições da carga da Coluna de BZ. Portanto, a resposta foi gerada com menor número de pontos de alimentação e mais pontos de razão de refluxo em comparação com a Coluna de BZ. Foi gerado um gráfico no Matlab, apresentado na Figura 5.7, para melhor visualização da resposta.



**Figura 5.7:** Representação gráfica da variação do calor no refeedor, em MMCal/h, frente às variações na carga da Coluna de BZ, em kg/h, e na razão de refluxo da Coluna de EB.

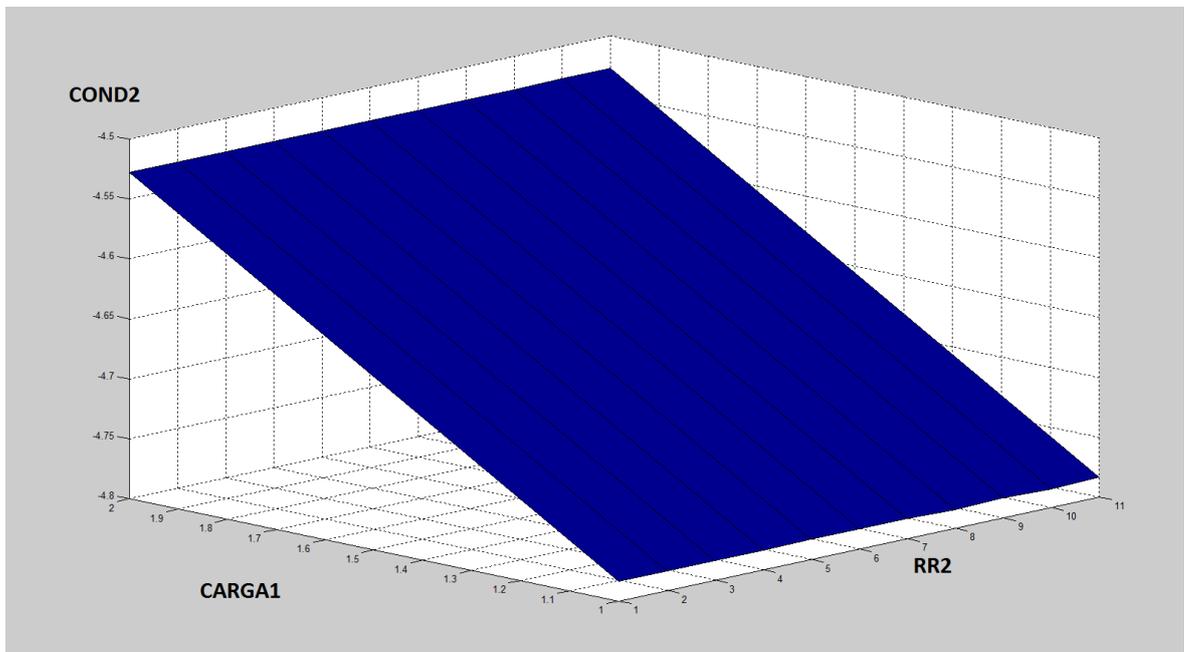
Há uma diminuição do calor no refeedor conforme o aumento da carga pelo mesmo motivo da Coluna de BZ. Como a temperatura da entrada da coluna é de 242°C e a temperatura do fundo da coluna é de 237°C, conforme mostra Figura 5.8, quanto mais massa entrar pela alimentação, maior a temperatura dentro da torre e menor quantidade

de energia é necessária para aquecer a mistura. Percebe-se, novamente, que a razão de refluxo tem pouca influencia sobre a quantidade de calor no refeedor.



**Figura 5.8:** Esquema da Coluna de EB mostrando as temperaturas de entrada e saída da torre.

Analisando o condensador da coluna, obtem-se a curva apresentada na Figura 5.9.



**Figura 5.9:** Representação gráfica da variação do calor no condensador, em MMCal/h, frente à variações na carga da Coluna de BZ, em kg/h, e na razão de refluxo da Coluna de EB.

Assim como a primeira torre, com o aumento da carga também é necessário mais calor no condensador, uma vez que a solução dentro da coluna aquece e mais energia é necessária para resfriar. A variação na razão de refluxo também é pequena em comparação com a variação na alimentação da torre.

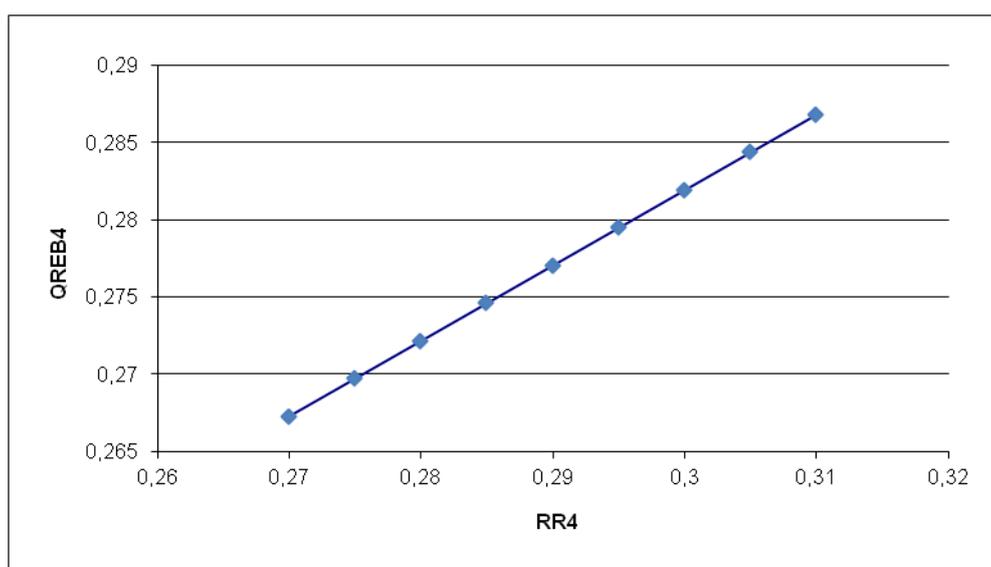
### 5.3.3 Coluna de PEB

A alimentação da terceira coluna está ligada à alimentação da primeira coluna, uma vez que as colunas estão em série. Incluindo a carga da Coluna de BZ como variável na análise de sensibilidade não houve convergência, portanto, foi feita análise apenas da influência da razão de refluxo nos calores do reboiler e condensador para esta coluna.

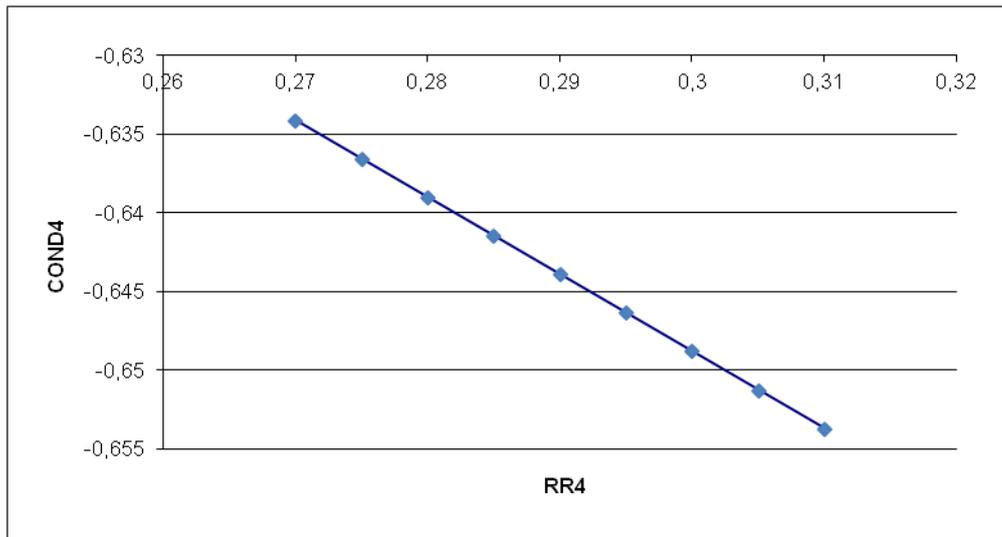
Como havia apenas uma variável, os gráficos desta simulação foram feitos em duas dimensões. A Figura 5.10 mostra o resultado obtido para o reboiler e a Figura 5.11 para o condensador.

Para o reboiler, nota-se que com o aumento da razão de refluxo há um aumento no calor requerido no reboiler. Como a temperatura do topo da coluna é de 139°C, conforme mostra a Figura 5.12, espera-se que com o aumento do refluxo haja uma diminuição da temperatura na coluna, logo, o resultado obtido com a simulação está coerente com o esperado.

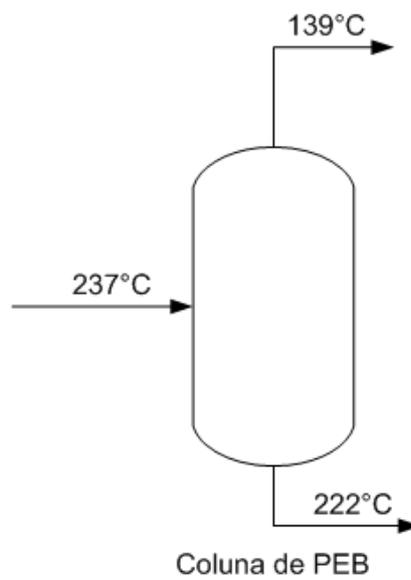
Para o condensador, há uma diminuição da energia necessária ao condensador conforme aumenta a razão de refluxo. Isto ocorre porque, com o refluxo, há diminuição da temperatura da torre e, com isso, é necessário menos calor no condensador para resfriamento da mistura.



**Figura 5.10:** Representação gráfica da variação do calor no reboiler, em MMCal/h, em função da razão de refluxo da Coluna de PEB.



**Figura 5.11:** Representação gráfica da variação do calor no condensador, em MMCal/h, em função da razão de refluxo da Coluna de PEB.



**Figura 5.12:** Esquema da Coluna de PEB mostrando as temperaturas de entrada e saída da torre.

## 6 Conclusões e Trabalhos Futuros

Na validação da coluna, comparando os resultados obtidos com a simulação e os dados reais permite afirmar que a simulação da planta da unidade de produção de etilbenzeno localizada na Innova SA – Petrobras apresenta boa aderência à simulação.

Em uma análise do fator de inundação das colunas, percebe-se que nenhuma delas encontra-se perto do limite de carga alimentada, possivelmente devido ao fato de todas possuírem tamanho maior do que o necessário para a carga nominal de projeto.

Em relação às análises de sensibilidade, pode-se dizer que a carga da primeira coluna de destilação influencia diretamente na quantidade de calor necessária no reboiler e no condensador de todas as colunas estudadas.

É possível dizer que o refluxo das Colunas de BZ e EB não altera significativamente a quantidade de energia requerida pelas colunas, já na Coluna de PEB não é possível fazer a mesma análise, uma vez que não convergiu a simulação utilizando a carga da primeira torre. Para esta torre, viu-se que o refluxo altera os calores necessários à coluna: à medida que aumenta o refluxo, aumenta o consumo de energia no reboiler e diminui no condensador.

Com a obtenção das curvas de operação das três colunas de destilação é possível prever o comportamento das colunas para diversas condições operacionais, sendo de suma importância na análise dos impactos que uma alteração na entrada pode causar no restante do processo.

Para estudos futuros pode-se comparar economicamente a quantidade de vapor de alta que seria economizado ao aumentar a carga das colunas e a quantidade de água de resfriamento consumida com este aumento. Outra alternativa seria a implementação da simulação dinâmica para estudo de controle do processo.

## 7 Referências

- BELICANTA, J. Coluna de Para-Destilação: Análises das Características Hidrodinâmicas e de Eficiência de Murphree. Dissertação. UNICAMP, Campinas, 2004.
- BETLEM, B. H. L.; RIJNSDORP, J. E.; AZINK, R. F. Influence of tray hydraulics on tray column dynamics. *Chemical Engineering Science*, v. 53, n. 23, p. 3991-4003, // 1998.
- CADORE, Igor. Eficiência de Torres de Destilação. Trabalho de conclusão de graduação. UFRGS, Porto Alegre, 2011.
- CAI, T. J.; RESETARITS, M. R. Pressure drop measurements on distillation columns. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, v. 19, n. 5, p. 779-783, // 2011.
- CONZ, V. Desenvolvimento de analisadores virtuais aplicados a colunas de destilação industriais. Dissertação. UFRGS, Porto Alegre, 2005.
- GADALLA, M. A. Internal heat integrated distillation columns (iHIDiCs)-New systematic design methodology. *Chemical Engineering Research and Design*, v. 87, n. 12, p. 1658-1666, // 2009.
- MCCABE, Warren L. e SMITH, Julian C. Operaciones Unitarias en Ingeniería Química. Mc Graw Hill, v. 4 // 1991.
- MÜLLER, Gustavo H. Determinação de Curvas de Operação em Colunas de Destilação baseadas na Energia Requerida. Artigo Científico. UFRGS, Porto Alegre, 2011.
- OLIVEIRA, A. B. Avaliação da eficiência energética em um sítio industrial utilizando análise pinch com heurísticas e técnicas de projeto. Dissertação. UFRGS, Porto Alegre, 2005.
- OLIVEIRA, L. F. Desenvolvimento de Curvas Operacionais para uma Coluna Despentanizadora. Trabalho de conclusão de graduação. UFRGS, Porto Alegre, 2011.
- PAVONI, P. A. Proposição de um modelo de inferência para coluna de etilbenzeno baseado na técnica just in time. Trabalho de conclusão de graduação. UFRGS, Porto Alegre, 2011.
- RAYMUNDI, J. F. Análise da Eficiência Energética de uma Planta de Etilbenzeno. Trabalho de conclusão de graduação. UFRGS, Porto Alegre, 2006.
- ROITMAN, V. Curso de Formação de Operadores de Refinaria - Operações Unitárias. Curitiba, 2002.
- STAUDT, P. B. Modelagem e simulação dinâmica de colunas de destilação. Dissertação. UFRGS, Porto Alegre, 2007.
- UTLEY, William S. Ethyl Benzene. Elsevier Inc. 2005
- WINCK, R. Analisador Virtual Baseado em Redes Neurais - Aplicação em Colunas de Destilação. Trabalho de conclusão de graduação. UFRGS, Porto Alegre, 2005.