

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL  
ESCOLA DE ENGENHARIA  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA  
TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

**SIMULAÇÃO E OTIMIZAÇÃO DE DESTILAÇÃO MÚLTIPLO  
EFEITO DE UM SISTEMA DE SEPARAÇÃO DE ETILBENZENO  
E ESTIRENO**

**TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO**

**VICTORIA MAGDA KAPLAN**

**PORTO ALEGRE, RS  
2020**



UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL  
ESCOLA DE ENGENHARIA  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA  
TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

**SIMULAÇÃO E OTIMIZAÇÃO DE DESTILAÇÃO MÚLTIPLO  
EFEITO DE UM SISTEMA DE SEPARAÇÃO DE ETILBENZENO  
E ESTIRENO**

**VICTORIA MAGDA KAPLAN**

Trabalho de Conclusão de curso apresentado como requisito parcial para obtenção do título de Engenheiro Químico.

**Orientador:**

**Prof. Rafael de Pelegrini Soares, D.Sc.**

**Coorientadora:**

**Profa. Paula Bettio Staudt, D.Sc.**

**PORTO ALEGRE, RS  
2020**

Kaplan, Victoria M.

Simulação e Otimização de Destilação Múltiplo  
Efeito de um Sistema de Separação de Etilbenzeno e  
Estireno / Victoria Magda Kaplan. -- 2020.

160 f.

Orientador: Rafael de Pelegrini Soares, D.Sc.

Trabalho (Conclusão de curso) - Universidade Federal  
do Rio Grande do Sul, Escola de Engenharia, Departamento  
de Engenharia Química, Porto Alegre, BR-RS, 2020.

Integração Energética, Separação etilbenzeno  
estireno, Destilação Duplo Efeito, Otimização I. Um,  
Nome O., orient. II. Coorientador, Nome.,  
coorient. III. Título.

# Agradecimentos

Agradeço aos meus orientadores, Prof Dr Rafael de Pelegrini Soares e Prof Dr<sup>a</sup> Paula Bettio Staudt, pela orientação, paciência e atenção durante a realização desse trabalho.

À minha família, pelo apoio nos momentos difíceis e por serem o meu alicerce quando me senti sem rumo. Ao meu irmão, Ariel Kaplan, que mesmo à distância, foi fundamental para a construção desse trabalho.

Agradecimento a todos os meus amigos, em especial Camila Specht Montagner, Luana Ribeiro, Matheus Romanato, Michele Baril, Nataniel Matos, Patrícia Benvenuti e Sabrina Canal. Obrigada por me proporcionarem momentos incríveis, a faculdade não seria a mesma sem vocês. Vocês foram fundamentais para enfrentar as dificuldades do curso e também para a realização desse trabalho.

Aos meus colegas de trabalho, tanto pela ajuda na construção desse trabalho como pelo conhecimento transmitido para mim durante o período de estágio.

Cada um que está citado aqui foi e é extremamente importante para a minha formação como pessoa e futura engenheira.



# Resumo

Em processos de destilação convencionais, uma grande quantidade de energia é requerida, parte na forma de calor fornecido ao refeedor da coluna e parte para a condensação da corrente de vapor que sai no topo. A fim de diminuir a demanda energética da operação de destilação, diversas alternativas de reuso de energia, via integração energética, estão disponíveis na literatura. No presente trabalho, foi apresentado um estudo de caso em uma unidade petroquímica de separação de etilbenzeno e estireno com a configuração de destilação duplo efeito. Três principais simulações foram realizadas. Em um primeiro momento, o processo foi simulado sem nenhuma integração energética para verificar a demanda energética em um processo não otimizado. Após, o processo com a integração de energia foi simulado e validado com dados de planta. Por fim foram realizadas otimizações para verificar se ainda havia espaço para redução no calor total requerido, sem comprometer a separação dos compostos. Os resultados obtidos indicam que a configuração Duplo Efeito gera uma redução de cerca de 50 % em comparação com duas colunas operando paralelamente sem integração. Na condição otimizada do Duplo Efeito foi verificado que é possível reduzir em até 4 % o consumo de energia, mantendo as mesmas especificações do produto de interesse.

**Palavras-chave:** Integração Energética, Separação etilbenzeno estireno, Destilação Duplo Efeito, Otimização



# Sumário

<b>Lista de Figuras</b>	<b>ix</b>
<b>Lista de Tabelas</b>	<b>x</b>
<b>Lista de Símbolos</b>	<b>xii</b>
<b>1 Introdução</b>	<b>1</b>
<b>2 Revisão Bibliográfica</b>	<b>3</b>
2.1 Colunas de destilação . . . . .	3
2.1.1 Torres de pratos . . . . .	4
2.1.2 Torres Recheadas . . . . .	5
2.1.2.1 Altura equivalente a um prato teórico . . . . .	6
2.2 Integração Energética . . . . .	8
2.2.1 Destilação Múltiplo Efeito (DME) . . . . .	8
2.2.2 Tecnologia de auto recuperação de calor (SHRT) . . . . .	10
2.2.3 Destilação com o auxílio de bomba de calor . . . . .	10
2.2.3.1 Compressão de Vapor (CV) . . . . .	11
2.2.3.2 Recompressão mecânica de vapor (RMV) . . . . .	12
2.2.3.3 Recompressão Térmica de Vapor (RTV) . . . . .	12
2.2.3.4 Coluna de destilação com Integração Interna de Calor (CDIIC) . . . . .	13
2.3 Otimização de processos . . . . .	14
2.3.1 Algoritmo Nelder-Mead . . . . .	15
<b>3 Estudo de caso e Metodologia</b>	<b>17</b>
3.1 Processo de produção de Estireno . . . . .	17
3.2 Descrição da seção de destilação . . . . .	18
3.3 Sistema das Colunas Separadoras de EB/SM . . . . .	19
3.4 Escolha do modelo termodinâmico . . . . .	20
3.5 Dados de projeto e validação com dados de planta . . . . .	20
3.6 Otimização . . . . .	24
<b>4 Resultados e discussão</b>	<b>27</b>
4.1 Validação da Simulação . . . . .	27
4.2 Otimização . . . . .	31

<b>5 Conclusões e Trabalhos Futuros</b>	<b>35</b>
5.1 Conclusões . . . . .	35
5.2 Trabalhos Futuros . . . . .	36
<b>Referências Bibliográficas</b>	<b>37</b>

# Lista de Figuras

Figura 2.1	Representação de uma coluna de fracionamento contínua. . . . .	4
Figura 2.2	Representação de colunas recheadas. Fonte: (CALDAS, 2003) . . . . .	5
Figura 2.3	Eficiência de Separação (HETP) em função do fator $f$ para os recheios MellapackPlus252.Y (T11) e MellaPack250.Y (T01). Fonte: (SULZER, 2020) . . . . .	7
Figura 2.4	Configurações possíveis da destilação duplo efeito. Fonte:(CUI et al., 2016) . . . . .	9
Figura 2.5	Sistema de auto recuperação de calor. Fonte: (KANSHA AKIRA KISHIMOTO; TSUTSUMI, 2012) . . . . .	11
Figura 2.6	Sistema de Compressão de Vapor. Fonte:(CUI et al., 2016) . . . . .	11
Figura 2.7	Sistema de coluna com recompressão mecânica de vapor.(CUI et al., 2016) . . . . .	12
Figura 2.8	Sistema de coluna com recompressão térmica de vapor. Fonte: adaptado de Cui et al. (2016) . . . . .	13
Figura 2.9	Sistema de destilação com calor interno integrado. Fonte: a autora . . . . .	13
Figura 3.1	Reação de Formação do Estireno. Fonte: a autora . . . . .	17
Figura 3.2	Fluxograma do sistema de destilação. . . . .	19
Figura 3.3	Temperaturas das torres no período estudado. . . . .	23
Figura 3.4	Pressões das colunas no período estudado. . . . .	23
Figura 3.5	Vazões de alimentação e saída das colunas. . . . .	23
Figura 4.1	Simulação do sistema representado no iiSE. . . . .	27
Figura 4.2	Perfis de Temperatura das torres com dados retirados da planta industrial (símbolos) e das Torres Simuladas (linhas contínuas). . . . .	30
Figura 4.3	Variação do valor da função objetivo com o progresso da otimização para o caso O1. . . . .	31

# Lista de Tabelas

Tabela 3.1	Composição média da carga de alimentação da seção de destilação. .	18
Tabela 3.2	Composição média da alimentação da destilação. . . . .	22
Tabela 3.3	Otimizações e graus de liberdade em cada otimização. . . . .	25
Tabela 4.1	Número de pratos teóricos das colunas T01 e T11 utilizados em trabalhos anteriores e valores atualizados neste trabalho. . . . .	28
Tabela 4.2	Diferença média das composições mássicas de saída das colunas da simulação comparadas com dados de operação. . . . .	29
Tabela 4.3	Energia requerida para as condições não otimizadas. . . . .	30
Tabela 4.4	Resultados das otimizações e a redução da demanda energética quando comparada com a simulação inicial. . . . .	32
Tabela 4.5	Valores dos graus de liberdade antes e depois das otimizações. . . . .	33

# Lista de Símbolos

$\Delta P$	Diferença de Pressão	psig
$f$	Fator $f$	—
$\rho_g$	Densidade do gás	kg/m <sup>3</sup>
$H$	Altura da coluna de destilação	m
$N_{eq}$	Número de estágios de equilíbrio	—
$N_{eq}$	Número de estágios de equilíbrio em uma coluna de destilação	—
$P$	Pressão	kPa
$P_i^\circ$	Pressão parcial do componente $i$	kPa
$P_{sat}$	Pressão de saturação	kPa
$Q_{cond}$	Calor requerido pelo condensador	MW
$Q_{reb}$	Calor requerido pelo refeedor	MW
$T$	Temperatura absoluta	K
$T_{fus}$	Temperatura de fusão	K
$u_g$	Velocidade superficial do gás relativa à coluna vazia	m/s
$w_i$	Fração mássica de determinado componente $i$	—

## Sobrescritos

cond	Condensador
eq	Equilíbrio
planta	Representação para dados de planta
reb	Refeedor

sim Simulação

### **Siglas**

ABS *Acrylonitrile-Butadienestyrene Copolymer*

BZ Benzeno

CDIIC Coluna de Destilação com Integração Interna de Calor

CV Compressão de Vapor

DED Destilação Duplo Efeito

DME Destilação Múltiplo Efeito

EB Etilbenzeno

HETP *Height Equivalent to a Theoretical Plate*

HPC *High Pressure Column*

LPC *Light Pressure Column*

LSF *Light Split Forward*

LSR *Light Split Reverse*

RMV Recompressão Mecânica de Vapor

RTV Recompressão Térmica de Vapor

SBR *Styrene Butadiene Rubber*

SF *Split Feed*

SHRT *Self Heating Recuperation Technology*

SM Estireno

TOL Tolueno

# Capítulo 1

## Introdução

Processos de separação economicamente e energeticamente eficientes dentro da indústria química aumentaram a sua importância ao longo do tempo, tanto para redução de custos fixos de produto visando maximizar o lucro, bem como em relação a reduzir o impacto ambiental.

Apesar do processo de separação de misturas líquidas mais utilizado na indústria química ser a destilação, a destilação simples é um processo termodinamicamente ineficiente, cuja eficiência termodinâmica está na faixa de 5 a 20 % (KISS et al., 2012). Exceto em processos em que a destilação é o único processo viável de separação, a baixa eficiência oferece uma grande oportunidade de melhoria, utilizando processos mais eficientes energeticamente, tais como separação por membranas, ou utilizando diferentes processos de separação em conjunto, no qual a destilação continuará desempenhando o principal papel de poder operar com altas vazões e alta purificação das correntes. (LI et al., 2019)

No caso específico da separação do monômero de estireno (SM) e do etilbenzeno (EB), a proximidade dos pontos de ebulição das substâncias faz com que se necessite de uma grande quantidade de energia para a adequada separação dos compostos. Para a redução dessa demanda energética, algumas estratégias operacionais já são utilizadas e consolidadas na indústria, como por exemplo a operação a baixas pressões, para aumentar a volatilidade relativa entre esses compostos. No entanto, ainda assim há uma grande perda de energia devido ao resfriamento de correntes nesse processo, e uma alternativa para o uso desse calor perdido é a integração energética.

Este trabalho tem por objetivo o estudo de uma unidade de separação de estireno e etilbenzeno com a configuração Duplo Efeito, uma das configurações de integração de energia, e verificar a eficiência energética da mesma.

Para atingir tal objetivo, foram realizadas simulações somente com a operação das colunas não integradas, para verificar a demanda energética da unidade se ela operasse sem o Duplo Efeito. Depois, foram realizadas simulações do processo e uma validação com dados de planta. Após, foram levantadas as variáveis dentro desse processo com potencial de otimização e diferentes configurações de otimização do sistema. Com isso, esperou-se chegar em uma condição com demanda energética menor da atualmente em operação na unidade petroquímica estudada.

Para a exposição desse estudo, em um primeiro momento será apresentada uma revisão bibliográfica com os principais aspectos que compõem esse trabalho, depois será apresentada a metodologia utilizada e o estudo de caso. A configuração Duplo Efeito (KISS et al., 2012) que separa os compostos de interesse será analisada, e no Capítulo 4 será apresentada uma condição otimizada, com uma menor demanda de calor, mantendo a alta pureza dos produtos de interesse. Por fim, no Capítulo 5 serão apresentados a conclusão e as possibilidades de trabalhos futuros.

# Capítulo 2

## Revisão Bibliográfica

### 2.1 Colunas de destilação

Dentre as operações unitárias existentes na separação de compostos, a destilação é um dos métodos mais utilizados na indústria química na separação de misturas binárias líquido-vapor. É um método de purificação baseado na diferença de pontos de ebulição dos componentes de uma mistura, onde os compostos mais voláteis são forçados a vaporizar e separar-se da mistura líquida.

As colunas podem operar continuamente ou em batelada. No caso desse trabalho, serão vistas colunas de destilação fracionada que operam em regime contínuo. A Figura 2.1 ilustra uma coluna de fracionamento e suas partes. Essas partes são separadas com referência à alimentação da coluna: acima da alimentação está a seção de retificação ou *rectifying* onde há a concentração dos compostos mais voláteis, e abaixo está a seção de esgotamento ou *stripping*, local onde ocorre a concentração dos compostos mais pesados.

Todo processo de separação depende de algum princípio para separar as moléculas. No caso da destilação, esse princípio é a transferência de massa entre a fase líquida e vapor dentro das colunas, processo que ocorre nos chamados estágios de equilíbrio. No conceito de *estágios de equilíbrio* desenvolvido por Sorel em 1893, afirma-se que o líquido em cada estágio está bem misturado, e as correntes de saída de líquido e vapor estão em equilíbrio termodinâmico (PERRY, 2008). Para a promoção do contato adequado entre as fases, são utilizados dispositivos no interior desses equipa-

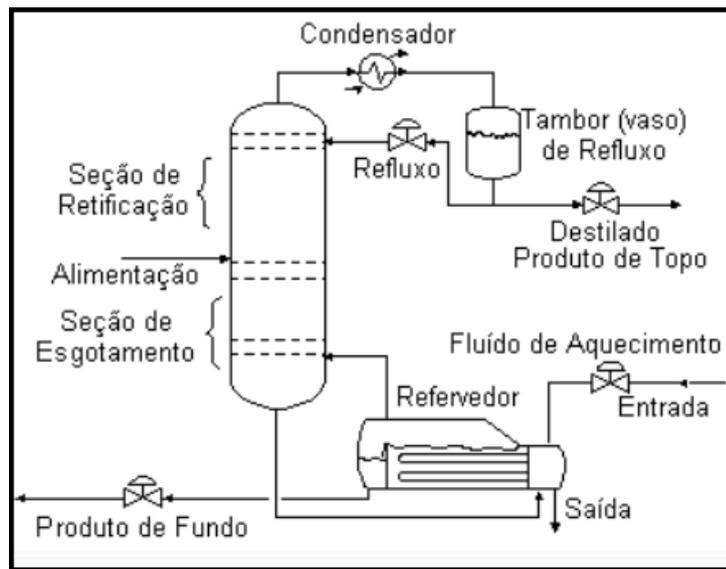


FIGURA 2.1. Representação de uma coluna de fracionamento contínua.  
Fonte: (USP, 2000)

mentos denominados internos. Os principais tipos de internos são as bandejas, pratos valvulados, recheios estruturados e recheios randômicos.

### 2.1.1 Torres de pratos

Os pratos são os internos mais comuns utilizados na destilação (ROITMAN, 2002). Estes podem ser divididos em pratos perfurados, valvulados ou com borbulhadores. Nos pratos perfurados, a fase vapor se difunde na fase líquida ao passar pelas perfurações.

Os pratos valvulados são uma modificação dos pratos perfurados, onde a abertura do furo varia conforme a vazão de vapor, fazendo com que se evite o vazamento de líquido em baixas vazões de vapor (GEANKOPLIS, 1993).

Por fim, os pratos com borbulhadores possuem ao redor da abertura uma chaminé envoltos sob uma redoma de maneira a formar um canal entre a chaminé e a redoma por onde escoar o fluxo de vapor.

## 2.1.2 Torres Recheadas

Nesse tipo de coluna, os pratos dão lugar a corpos sólidos com formato definido, os chamados recheios. Estes podem ser divididos em recheios estruturados ou randômicos. A Figura 2.2 ilustra duas colunas com os dois tipos de recheio.

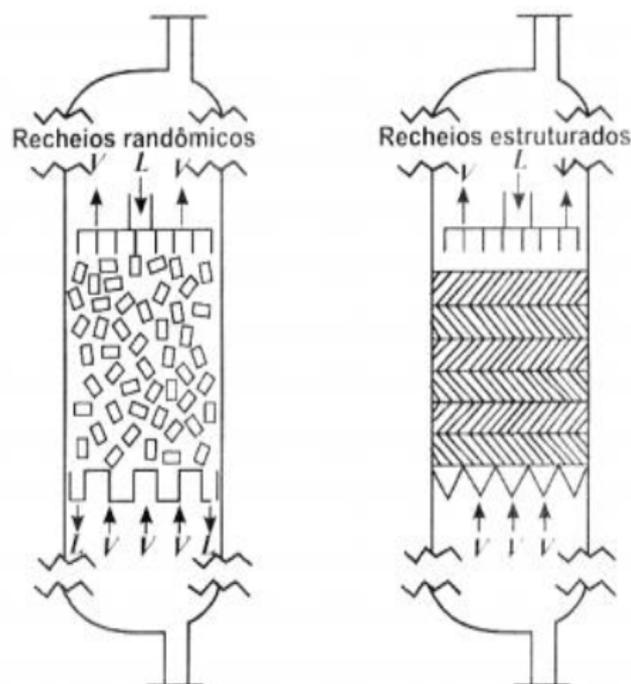


FIGURA 2.2. Representação de colunas recheadas. Fonte: (CALDAS, 2003)

Kister (1992) cita algumas vantagens em utilizar colunas recheadas ao invés de utilizar colunas de pratos:

- Operações a vácuo: A queda de pressão é muito menor do que em colunas de pratos, devido ao fato da área livre em uma coluna recheada ser 50 % maior do que a área transversal, resultando em menor degradação do produto e menor consumo de energia.
- *Revamp* em operações a vácuo: A vantagem da queda de pressão que os recheios possuem em relação aos pratos é que ao otimizá-lo, a menor queda de pressão pode ser traduzida em ganho de capacidade produtiva, energia, eficiência de separação ou o conjunto desses benefícios.

- Alta capacidade em sistemas que formam espumas e emulsões: Em colunas de pratos, a formação de espuma é maior devido às maiores velocidades dos fluidos e grande turbulência. Nas torres recheadas há a formação de filmes de líquido ao invés de gotas, sendo os filmes mais resistentes ao arraste e à formação de espuma.
- Baixo acúmulo de líquido: Recheios possuem menor acúmulo de líquido comparados com pratos, diminuindo o risco de polimerização dentro da coluna e a sua degradação. O uso de recheio também pode ser uma medida de segurança ao reduzir o inventário de material potencialmente explosivo dentro do equipamento, e conseqüentemente, de toda planta industrial.

### 2.1.2.1 Altura equivalente a um prato teórico

A eficiência de uma coluna com recheios geralmente é expressa em termos de altura de recheio equivalente a um prato teórico (HETP - *Height equivalent to a theoretical plate*), e relaciona-se com a altura da torre  $H$ , de acordo com a expressão:

$$\text{HETP} = \frac{H}{N_{eq}} \quad (2.1)$$

onde  $N_{eq}$  é o número de estágios de equilíbrio (pratos teóricos) necessários para separar uma determinada mistura em uma coluna recheada de altura  $H$ . Assim, para a separação adequada de uma mistura é possível determinar a HETP quando são conhecidas a altura de recheio e o número de estágios teóricos.

A HETP é uma função inversamente proporcional à eficiência de separação de um recheio, logo quanto maior a HETP menor a eficiência do recheio.

Os fatores que aumentam a eficiência de separação (baixa HETP) são os seguintes, segundo Perry (2008): Grande área superficial de recheio por volume, pois a eficiência aumenta conforme o tamanho de partícula de recheio diminui. Vazões internas adequadas para a coluna de destilação, evitando a formação da chamada inundação da coluna, fenômeno que acontece quando as vazões são maiores do que a capacidade da coluna, formando uma camada de líquido em torno do recheio, que sai junto com o vapor e causando perda considerável da eficiência e aumentando a queda de pressão

( $\Delta P$ ) da coluna. Boa distribuição de líquido e vapor, pois a má distribuição gera um grande efeito negativo na eficiência do recheio.

Quando a eficiência de separação dentro de uma coluna está baixa, pode haver uma má distribuição interna de líquido que prejudica a separação dos compostos (F. LOCKETT, 2002). Para avaliar a influência sobre a HETP, o manual da empresa Sulzer Sulzer (2020) relaciona a altura de um prato teórico a um fator  $f$ , que é calculado com base nas vazões internas de gás da coluna de acordo com a equação:

$$f = u_g \sqrt{\rho_g} \quad (2.2)$$

onde  $u_g$  é a velocidade superficial do gás em m/s e  $\rho_g$  é a densidade do gás em kg/m<sup>3</sup>.

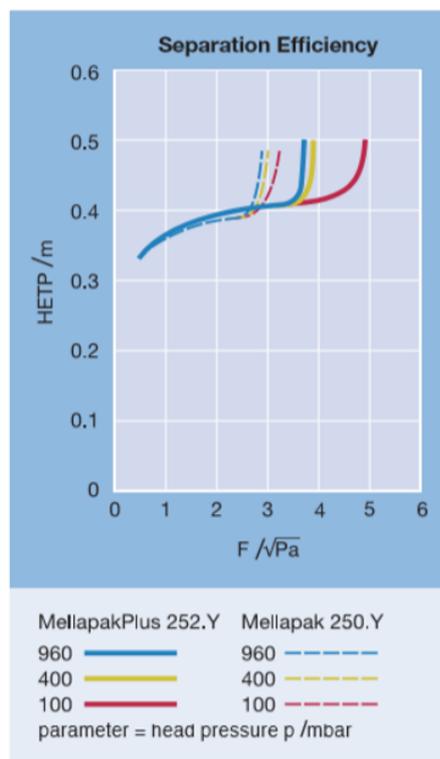


FIGURA 2.3. Eficiência de Separação (HETP) em função do fator  $f$  para os recheios MellapakPlus252.Y (T11) e MellaPack250.Y (T01). Fonte: (SULZER, 2020)

Como é possível ver na Figura 2.3, a perda de eficiência é maior quanto maior for o fator  $f$  da coluna, pois será necessária uma altura teórica de leito maior para realizar a separação.

## 2.2 Integração Energética

Apesar da destilação ser o processo de separação mais utilizado na indústria química, devido à sua simplicidade e flexibilidade na operação, ele também é o mais ineficiente energeticamente, com uma demanda energética que representa mais de 40 % do total utilizado na indústria química e mais de 95 % do consumo energético em processos de separação.(KISS et al., 2012)

O alto custo energético necessário para operar colunas de destilação contribuiu para o surgimento de diversas novas configurações para o reaproveitamento e otimização do uso de energia em sistemas de colunas de destilação convencional, visando diminuir a carga térmica da planta industrial e o custo operacional total da planta, mantendo o maior rendimento possível.

Algumas estratégias foram propostas: uso de múltiplas colunas de destilação em série, uso de fontes renováveis de energia (energia solar por exemplo) e modificações nas configurações do processo, tais como utilização de recheios mais eficientes, estratégias avançadas de controle e uso de bombas de calor e integração energética, sendo esta última o foco deste trabalho.

A integração energética pode ser realizada combinando fontes de calor (condensadores, em sua maioria) e dissipadores de calor (tais como refeedores) para diminuir a demanda energética de uma unidade industrial (PERRY, 2008). A seguir, algumas das tecnologias já utilizadas em escala industrial são citadas.

### 2.2.1 Destilação Múltiplo Efeito (DME)

Nesse tipo de configuração, que pode consistir em múltiplos estágios ou 'efeitos', onde em um estágio calor é gerado e depois reaproveitado pelo outro estágio, reduzindo o consumo energético total. Mais conhecido pela sua aplicação em processos de dessalinização de água, a tecnologia de destilação múltiplo efeito pode ter inúmeros 'efeitos', e em sistemas em escala industrial a mais comercializada é a destilação duplo efeito (DDE).

Há três variações para o sistema destilação duplo efeito que são os mais citados na literatura, de acordo com Cui et al. (2016). Essas três variações estão ilustradas na Figura 2.4 e são elas: alimentação dividida (FS), divisão dos leves (LSF) e divisão dos leves reversa (LSR).

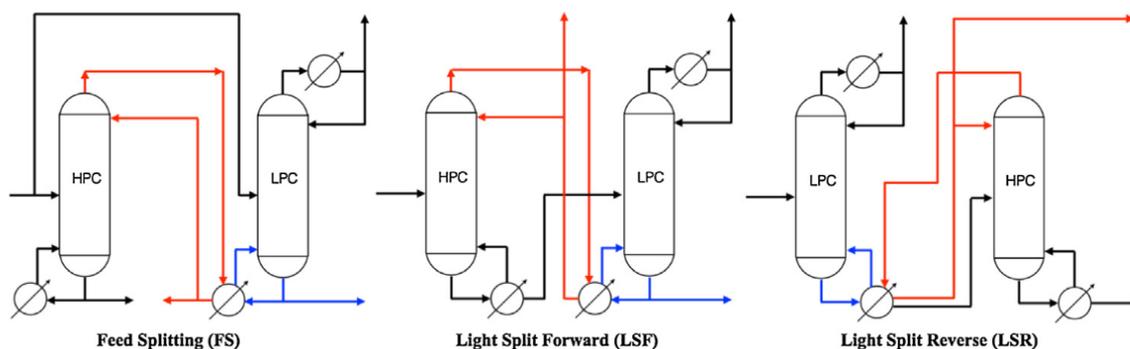


FIGURA 2.4. Configurações possíveis da destilação duplo efeito. Fonte:(CUI et al., 2016)

Na destilação duplo efeito com alimentação dividida, que será o foco deste trabalho, são utilizadas duas colunas em paralelo com diferentes pressões de operação, onde o produto de fundo da coluna de baixa pressão (LPC - *Low Pressure Column*) ferve com a energia cedida da seção de purificação da coluna de alta pressão (HPC- *High Pressure Column*). A diferença de pressão entre elas deve ser suficiente para haver diferença de temperatura que gera a transferência de calor da corrente de alta pressão para a corrente da coluna de baixa pressão. A transferência do calor da coluna HPC para a coluna LPC ocorre utilizando um trocador de calor do tipo *Falling Film*, pois este equipamento pode operar com pequenas diferenças de temperatura por possuir um alto coeficiente de troca térmica (PALACIOS-BERECHE et al., 2015). Ao combinar o refeedor de uma coluna com o condensador da outra torre em um só equipamento, reduz-se o número de equipamentos necessários, e as demais utilidades correspondentes.

A alimentação dividida não é uma configuração muito encontrada na indústria devido às altas pressões e temperaturas que são utilizadas na coluna HPC para separar totalmente os compostos nas duas colunas, além de demandar complexos sistemas de

controle e possuir um alto custo de implementação ao necessitar da aquisição de mais de uma coluna. (CUI et al., 2016)

Já para as outras duas configurações LSF (*Light Split Forward*) e LSR (*Light Split Reverse*), a alimentação da mistura se dá somente em uma das colunas, em um processo que ocorre em cascata. Nas duas configurações, os compostos leves são separados cerca de 50 % em cada coluna e a única diferença entre elas é que na LSF, as direções do fluxo de massa e da integração energética ocorrem no mesmo sentido, enquanto que na LSR estão em sentidos opostos.

### **2.2.2 Tecnologia de auto recuperação de calor (SHRT)**

A tecnologia de auto recuperação de calor (SHRT - *Self Heating Recuperation Technology*) consiste em circular a fonte de calor por toda a planta, sem necessidade de injetar calor adicional.

Um dos focos desse tipo de configuração é a utilização tanto do calor latente quanto do calor sensível do sistema, comprimindo adiabaticamente vapor do sistema e reduzindo significativamente o consumo total de energia do processo (KANSHA AKIRA KISHIMOTO; TSUTSUMI, 2012).

A aplicação em colunas de destilação está representada na Figura 2.5, onde há dois módulos que compõem o sistema de recuperação de calor: o módulo de circulação de calor e o módulo de destilação.

### **2.2.3 Destilação com o auxílio de bomba de calor**

Nesse tipo de configuração, o princípio de redução de consumo energético é a compressão do vapor gerado no topo da coluna sem acarretar em aumento da pressão do sistema, dispensando estratégias avançadas de controle como no caso da DDE (CUI et al., 2017). A compressão do vapor de topo de uma torre pode ser feita de diversas maneiras, e algumas são citadas a seguir.

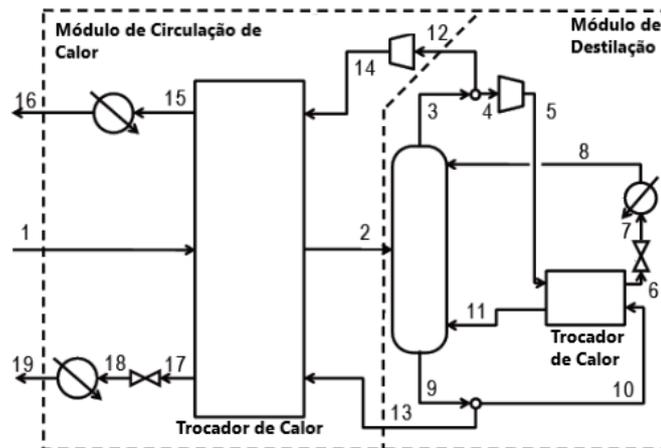


FIGURA 2.5. Sistema de auto recuperação de calor. Fonte: (KANSHA AKIRA KISHIMOTO; TSUTSUMI, 2012)

### 2.2.3.1 Compressão de Vapor (CV)

É o projeto clássico de bomba de calor já utilizado na indústria. Como visto na Figura 2.6, um compressor é instalado externamente à coluna e fornece calor da seção de retificação para a seção de esgotamento. A principal vantagem desse projeto é o fato de não necessitar de muitas modificações na coluna, e é uma alternativa interessante quando se trabalha com compostos corrosivos ou muito sujos. (KISS et al., 2012)

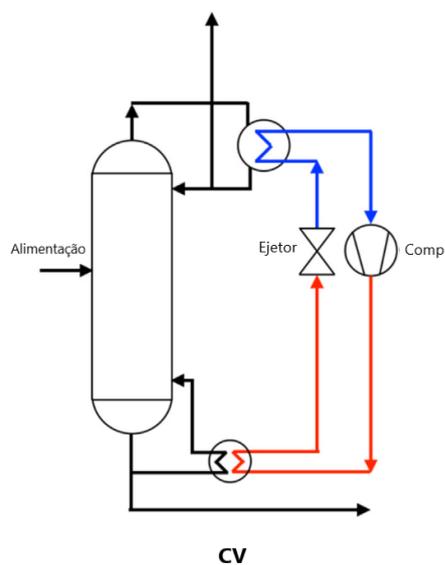


FIGURA 2.6. Sistema de Compressão de Vapor. Fonte:(CUI et al., 2016)

### 2.2.3.2 Recompressão mecânica de vapor (RMV)

O sistema de recompressão mecânica de vapor, ilustrado na Figura 2.7, é mais utilizado na separação de componentes com pontos de ebulição próximos. O vapor do topo da coluna funciona como um meio de transferência de calor ao ser comprimido e injetado diretamente no refeedor da coluna, eliminando a necessidade de mais um trocador de calor.(CUI et al., 2017)

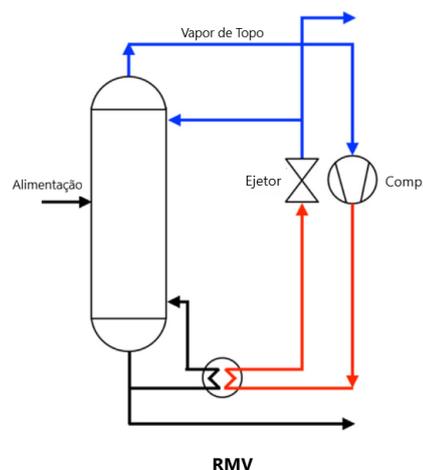


FIGURA 2.7. Sistema de coluna com recompressão mecânica de vapor.(CUI et al., 2016)

### 2.2.3.3 Recompressão Térmica de Vapor (RTV)

A RTV é uma variação da RMV como visto na Figura 2.8, onde o compressor é substituído por um ejetor para comprimir o vapor. Apesar do ejetor possuir menor eficiência de compressão em comparação a um compressor, é uma alternativa interessante por ser um projeto robusto e de baixo custo de instalação e operação. (KISS et al., 2012)

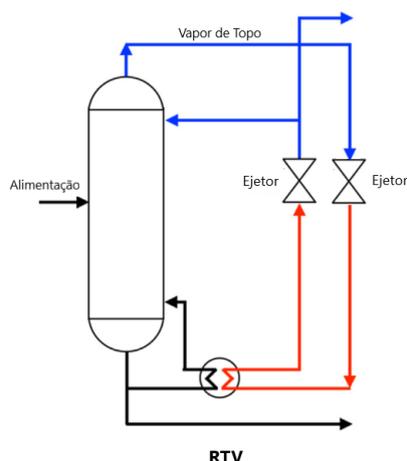


FIGURA 2.8. Sistema de coluna com recompressão térmica de vapor. Fonte: adaptado de Cui et al. (2016)

#### 2.2.3.4 Coluna de destilação com Integração Interna de Calor (CDIIC)

Nessa configuração toda a seção de retificação é a fonte de calor da seção de esgotamento da coluna, e é interna ao equipamento.

Representada na Figura 2.9, a configuração CDIIC a coluna não requer uma grande diferença de temperatura entre as duas seções. (FANG et al., 2019) A troca de calor ocorre devido à diferença de temperatura entre as duas partes da coluna, e é mais comumente encontrada na literatura como HIDiC (*Heat Integrated Distillation Column*).

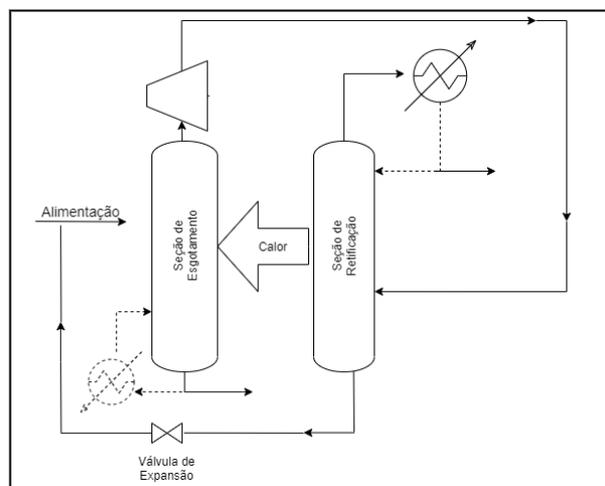


FIGURA 2.9. Sistema de destilação com calor interno integrado. Fonte: a autora

## 2.3 Otimização de processos

A otimização permeia diversos campos do conhecimento, entre eles o da ciência, negócios e engenharia e consiste na seleção do melhor valor (mínimo ou máximo) dentro de um conjunto de possibilidades.

Em processos da indústria química, o principal objetivo é encontrar valores ótimos das variáveis envolvidas no processo que produzem o melhor rendimento de acordo com as especificações do processo.

Os benefícios da otimização, tanto em projetos quanto na operação das plantas, são diversos. Entre eles, pode citar maior lucro com menor consumo de energia e menor custo total do produto. Já para operação de planta, é possível reduzir o custo de manutenção de equipamentos.

No entanto as otimizações devem ser realizadas com cuidado, pois às vezes é necessário levar em conta a influência de fatores indiretos ou associados ao sistema. No caso de destilação, às vezes a redução do calor total utilizado não necessariamente indica uma redução no custo total do produto. Nesse exemplo, a redução do calor do refeedor pode afetar a pureza do produto, comprometendo o lucro, além de modificar as condições operacionais do condensador. Por isso, faz-se necessária uma análise de fatores que inicialmente não seriam relevantes para a otimização do sistema. (EDGAR, 2001)

Para resolver os problemas de otimização, existem diversos métodos, tais como os numéricos lineares e não lineares. Ainda há os métodos que utilizam somente o valor de uma função para determinar a direção do algoritmo, e encontrar a solução do problema. Esses métodos possuem a vantagem de serem de simples implementação e execução. Podem ser citados o método aleatório, a grade de procura, a pesquisa univariada e o método *simplex*.

Neste trabalho, o algoritmo não-linear que será utilizado e que se encontra dentro do simulador iiSE é uma variação do método *simplex*, denominado Nelder-Mead.

### 2.3.1 Algoritmo Nelder-Mead

Proposto por John Nelder e Roger Mead em 1965, é uma versão mais complexa do método *simplex*, onde se utiliza de um algoritmo iterativo para encontrar o valor máximo ou mínimo de uma função objetivo, em um espaço multidimensional. Este método é utilizado em problemas de otimização não-linear, onde as derivadas são de difícil avaliação computacional, quando há possibilidade de descontinuidades ou dificuldades de solução do problema.

Um *simplex* nada mais é do que a generalização de um triângulo ou tetraedro de  $k+1$  dimensões arbitrárias. É um método de busca direta que remove o vértice com o pior valor encontrado e substitui o mesmo por um ponto de menor valor. Esse ponto pode ser encontrado pela reflexão, expansão ou contração do *simplex* formando um novo triângulo e continuando a busca pelo ponto de menor valor.

Por mais que seja um método robusto, ele possui suas desvantagens, tais como: baixa velocidade de convergência e convergência para pontos que são soluções locais (não globais).



# Capítulo 3

## Estudo de caso e Metodologia

### 3.1 Processo de produção de Estireno

O monômero de estireno (SM) é considerado um dos monômeros imprescindíveis na síntese de diversos polímeros e copolímeros, tais como borracha estireno-butadieno (SBR), copolímero acrilonitrila-butadieno-estireno (ABS), e possui uma demanda global anual de cerca de 25 milhões de toneladas atualmente. (LI et al., 2019)

Grande parte da produção mundial do estireno é através da desidrogenação do Etilbenzeno (EB), reação apresentada na Figura 3.1. Esta reação acontece com o auxílio de um catalisador à base de ferro para aumentar a conversão e seletividade ao estireno. A reação é endotérmica, reversível e favorável na direção dos produtos quanto menor for a pressão no meio reacional e maior for a temperatura. Ela pode ser conduzida em dois ou três reatores de leito catalítico fixo, e na unidade petroquímica estudada, são utilizados três reatores em série. Calor é fornecido ao sistema através de vapor d'água superaquecido.

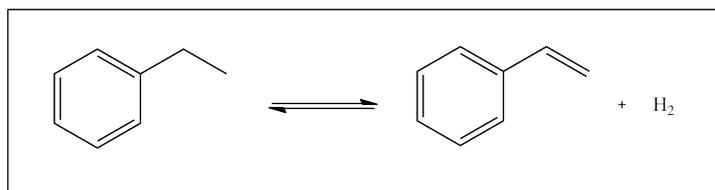


FIGURA 3.1. Reação de Formação do Estireno. Fonte: a autora

Conduzida a altas temperaturas, a reação favorece a formação de compostos provenientes das reações térmicas do etilbenzeno, como o benzeno (BZ). Além das reações citadas, ocorrem ainda reações indesejadas, como a formação do tolueno (TOL), divinilbenzeno, trietilbenzeno e alfa-metilestireno e outros compostos pesados.

Os compostos leves formados na reação são separados assim que ocorre a condensação da mistura reacional. No entanto, ainda encontra-se etilbenzeno não reagido, tolueno e benzeno junto com o estireno, em quantidades suficientes para se fazer necessária uma seção de destilação na unidade petroquímica para separar os compostos indesejados do produto final.

## 3.2 Descrição da seção de destilação

A composição média em base mássica da mistura desidrogenada, já sem os leves, que entra no sistema de destilação, está descrita na Tabela 3.1.

TABELA 3.1. Composição média da carga de alimentação da seção de destilação.

Componente	% Mássica
Estireno	60
Etilbenzeno	38
Tolueno	1,4
Benzeno	0,4
Cumeno	0,1
Pesados	0,1

A Figura 3.2 representa a seção de destilação da petroquímica estudada. As duas torres (T01 e T11) operam em paralelo realizando a separação do EB, TOL e BZ no topo e SM e Cumeno no fundo. A corrente de topo das duas colunas unem-se e são bombeadas para outra torre (T02), onde lá BZ e TOL são retirados no topo e EB é separado no fundo. Já os produtos de fundo da T01 e T11 juntam-se e são levados para outra coluna (T03), onde SM é separado no topo, e cumeno e os demais compostos pesados no fundo. Já a corrente de topo da T02 é levada para uma outra torre (T04), onde o benzeno (topo) e o tolueno (fundo) são separados.



A T11 possui 46,22 m de recheio estruturado de alta capacidade, também dividido em 6 leitos: 4 na seção de *stripping* e 2 na seção na retificação. Diferentemente da T01, a T11 utiliza o recheio estruturado MellapackPlus252.Y, fabricado pela mesma empresa.

A energia necessária para realizar a separação dos compostos na T11 é fornecida pelo vapor de baixa pressão que é injetado no refeedor da coluna. Já para ocorrer a separação na T01, parte do produto de topo da T11 condensa no trocador P11, onde troca calor com o fundo da coluna T01. Ao mesmo tempo que as duas colunas operam a diferentes pressões, ambas foram projetadas para operar a baixas pressões para minimizar formação de polímeros nos seus fundos, limitar as temperaturas de fundo, permitir uma troca térmica eficiente entre elas, e garantir uma pressão suficiente para separar SM do EB/BZ/TOL.

As baixas pressões favorecem o aumento da volatilidade relativa do etilbenzeno em relação ao estireno, reduzindo a energia necessária para a separação, além de minimizar a polimerização do estireno e reduzir o consumo de inibidores de polimerização.

### 3.4 Escolha do modelo termodinâmico

Antes de partir para a simulação do processo de fato, é necessária a escolha de um modelo termodinâmico que represente da forma mais próxima possível do real a mistura entre os componentes principais presentes na alimentação (EB, ES, BZ e TOL).

Com base nos resultados de um estudo anterior Nadler (2015), o modelo escolhido foi a equação de estado Peng-Robinson com a regra de mistura de van der Waals.

### 3.5 Dados de projeto e validação com dados de planta

Para a primeira simulação do processo, os equipamentos foram simulados sem a integração energética, para verificar se o calor de condensação  $Q_{\text{cond}}$  da torre de alta pressão estava na mesma ordem de grandeza (em módulo) do calor do refeedor  $Q_{\text{reb}}$

da coluna de baixa pressão.

Os dados do balanço energético fornecido pela desenvolvedora da tecnologia foram utilizados tanto para a simulação sem a integração energética, como para a simulação inicial do sistema real. Todas as simulações foram realizadas no simulador iiSE.

Depois da convergência da simulação com os dados de projeto, partiu-se para a validação da simulação com os dados reais, retirados da planta petroquímica. Os dados da planta foram coletados quando a sua operação ocorreu de forma estável e sem consideráveis variações das condições de processo, em um período de 24 horas. Dessa forma foi possível garantir que a alimentação da unidade também permaneceu constante ao longo deste período.

Foram utilizadas as seguintes considerações para simplificar a simulação:

- Todos os compostos pesados presentes na alimentação das colunas foram representados pelo cumeno, pois estão em pequenas quantidades;
- A pressão do condensador de topo da T01 é igual à pressão de projeto do vaso de topo para manter a mesma perda de carga ao longo da tubulação, estimada em torno de  $0,03 \text{ kgf/cm}^2$ ;
- O trocador de calor do tipo *Falling Film* P11 é a união do condensador de topo da T11 e do refeedor da T01, logo ele está representado na simulação por esses dois equipamentos, acrescentando um estágio teórico em cada coluna;

Para validar a simulação com os dados de planta, foram especificadas as vazões de alimentação e de fundo das colunas, além das pressões de topo e fundo. Variou-se o refluxo e o número de pratos das duas colunas até chegar na composição aproximada das correntes de saída das duas torres, conforme análise de laboratório da planta petroquímica.

Na determinação do número de estágios teóricos da T01 foi utilizado como valor inicial o encontrado em trabalho anterior (NADLER, 2015). A partir desta estimativa

inicial o número de estágios foi sendo modificado até coincidir com a razão de refluxo utilizada na operação real, entre 6 e 7, e até que os valores das composições das correntes de saída estivessem o mais próximo do real. Para a T11 foi utilizado como referência inicial o número mínimo de estágios registrados na documentação técnica, e também variou-se o número de estágios até que as composições de saída estivessem próximas do real.

Para a T01 foi utilizada a Figura 2.3 no auxílio da determinação do HETP que melhor representa a eficiência de separação dos recheios de cada torre. Assumiu-se um valor inicial de HETP por metro do recheio MellaPack250.Y em torno de 0,35.

Para cada coluna foi acrescido mais dois estágios teóricos, representando inicialmente o condensador e o refeedor das torres. Já para determinar o número do prato de alimentação foram mantidas as proporções reais das alturas do recheio para cada seção das colunas.

Durante o período de operação escolhido, foi considerada uma taxa de reprocesso média de 450 kg/h e a composição da alimentação do sistema conforme a Tabela 3.2.

TABELA 3.2. Composição média da alimentação da destilação.

Componente	% Mássica
Estireno	58
Etilbenzeno	39
Tolueno	1,46
Benzeno	0,84
Cumeno	0,48
Pesados	0,33

As condições de processo para o período de operação estudado estão mostradas nas Figuras 3.3 a 3.5.

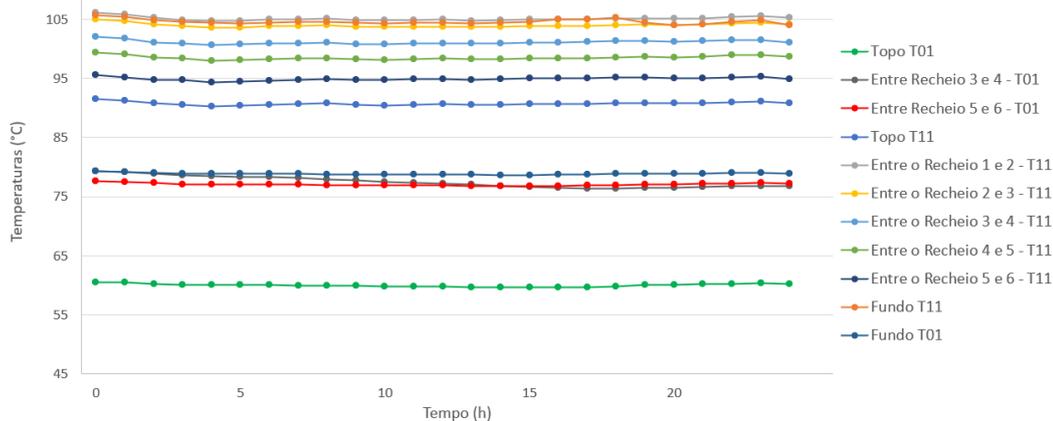


FIGURA 3.3. Temperaturas das torres no período estudado.

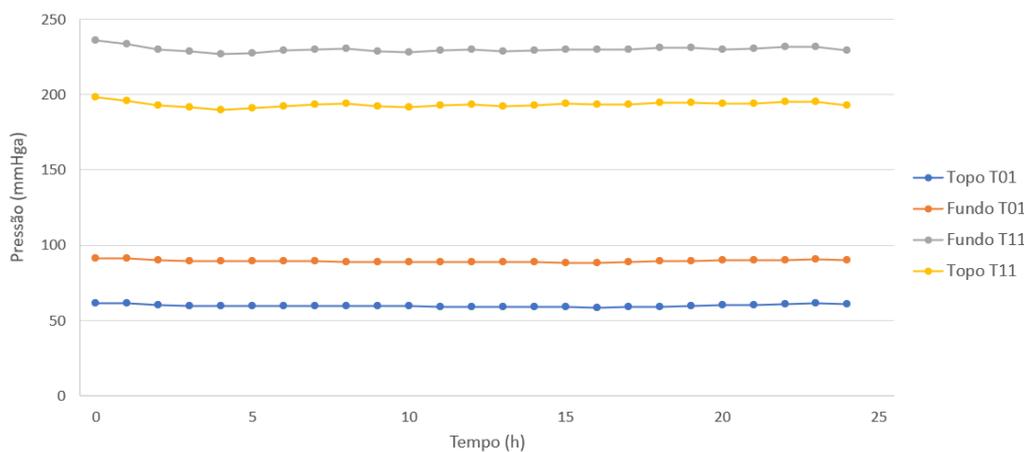


FIGURA 3.4. Pressões das colunas no período estudado.

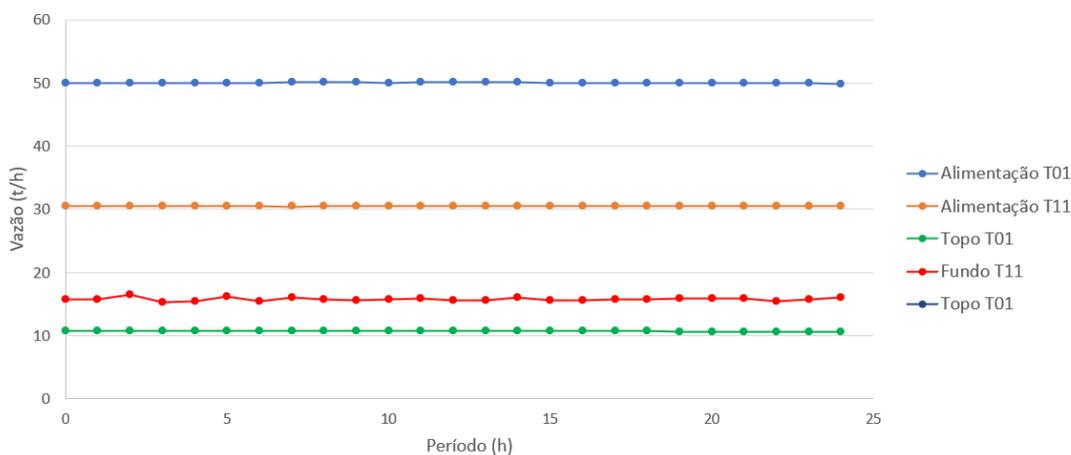


FIGURA 3.5. Vazões de alimentação e saída das colunas.

## 3.6 Otimização

Em posse de uma simulação validada com os dados de planta, partiu-se então para a otimização da operação do sistema de separação. Por mais que já seja uma configuração integrada energeticamente, acredita-se que ainda há espaço para melhora na utilização da energia, tendo como ferramentas o complexo controle do processo e os muitos instrumentos medidores que facilitam a otimização.

O objetivo dessas otimizações foi reduzir a carga térmica que flui da T11 para a T01, conseqüentemente reduzindo a demanda energética do sistema necessária para separar os compostos adequadamente. Para se ter uma ideia da ordem de grandeza do calor requerido para a separação dos compostos, primeiramente foram realizadas duas simulações não otimizadas, uma somente com a alimentação dividida entre as colunas, e a outra já com a integração energética.

A otimização de um processo pode ser realizada de várias formas e levam em conta os graus de liberdade do problema, e neste trabalho foram propostas 7 otimizações, com uma combinação de diferentes variáveis. Foram utilizadas as seguintes variáveis nas otimizações: pressão de topo da T01; pressão de topo da T11; refluxo da T11; vazão de fundo da T01; vazão de fundo da T11; vazão de destilado da T01; vazão de destilado da T01 e razão de alimentação para a T11, sujeitas às seguintes restrições:

- a pressão da T11 deverá ser maior que a pressão da T01 para manter o 'efeito' de transferência de calor entre as colunas, respeitando os limites de projeto das duas. A pressão de projeto da T01 é na faixa de 0,1-0,2 kgf/cm<sup>2</sup> e da T11 fica em torno de 0,3-0,4 kgf/cm<sup>2</sup>;
- o refluxo de ambas as colunas está limitado ao refluxo mínimo requerido pelos recheios e que garanta uma boa distribuição de líquido e a não formação de pontos quentes, que podem afetar a separação;
- o teor de SM no topo das duas colunas é limitado a 1,5 % para minimizar a perda de estireno na corrente de topo;
- a pureza das correntes de fundo das colunas em relação ao estireno foi estipulada em 99 % no mínimo;

- para minimizar contaminação do produto de fundo, limitou-se o teor de EB no fundo das colunas em 200 ppm;

As variáveis manipuladas em cada otimização estão detalhadas na Tabela 3.3.

TABELA 3.3. Otimizações e graus de liberdade em cada otimização.

Variável	O1	O2	O3	O4	O5	O6	O7
Destilado T01	✓	✓					
Destilado T11				✓		✓	
Saída de Fundo T01			✓	✓	✓	✓	✓
Saída de Fundo T11	✓	✓	✓		✓		✓
Pressão de Topo T01	✓		✓	✓			✓
Pressão de Topo T11	✓		✓	✓			✓
Refluxo T11	✓	✓	✓	✓	✓		
Razão de Alimentação para T11	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓

O método de otimização utilizado foi o de Nelder-Mead, como descrito no Capítulo 2, e todas as otimizações foram realizadas no simulador iiSE.



# Capítulo 4

## Resultados e discussão

### 4.1 Validação da Simulação

O diagrama de processo simulado no iiSE da separação EB/SM, tanto sem como com integração energética, é mostrado na Figura 4.1.

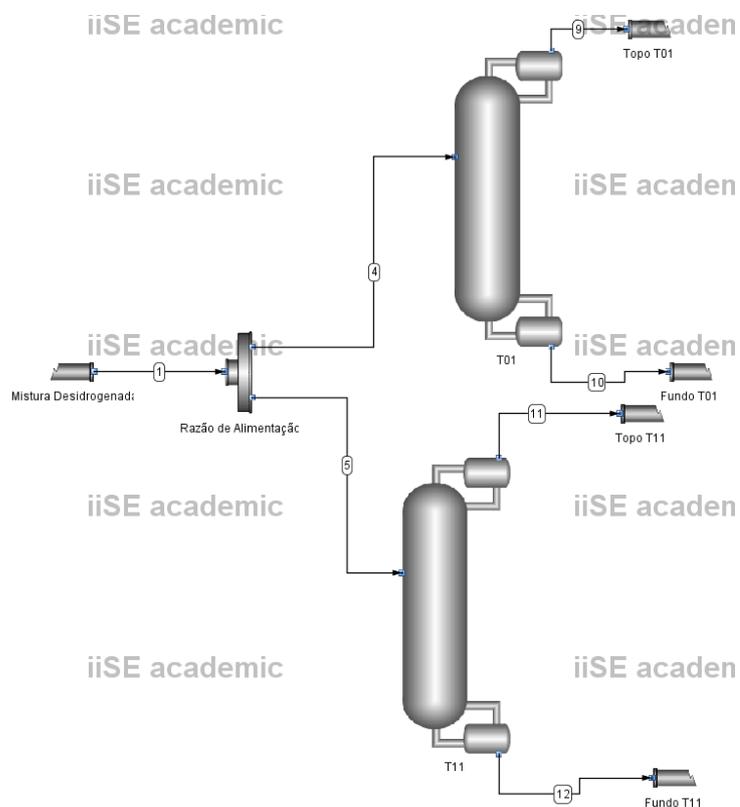


FIGURA 4.1. Simulação do sistema representado no iiSE.

Conforme metodologia descrita no Capítulo 3, foi realizada a simulação do sistema. Para a determinação do número de pratos teóricos da T01, foi utilizada como estimativa inicial os valores encontrados em trabalhos anteriores (NADLER, 2015). Apesar da coluna não ter sofrido alterações em seu recheio, houve a retirada do revedor no projeto de *revamp* da planta para acomodar o novo sistema duplo efeito, e assumiu-se que as novas condições de projeto e processo também afetariam no número de estágios teóricos da coluna. Para a torre T11, os documentos de projeto fornecidos pelo fabricante indicavam um número mínimo de 107 estágios teóricos, 35 na seção de retificação e 72 na seção de esgotamento. Com base na Figura 2.3, foi estabelecido um valor de HETP de 0,42 m para a altura de um prato teórico por metro de recheio.

A metodologia descrita no Capítulo 3 e as premissas descritas acima levaram a novos valores de número de estágios teóricos para cada torre, como indicado na Tabela 4.1.

TABELA 4.1. Número de pratos teóricos das colunas T01 e T11 utilizados em trabalhos anteriores e valores atualizados neste trabalho.

Torre	Trabalhos Anteriores	Este trabalho	Retificação	Esgotamento
T01	85	105	30	75
T11	107	112	37	75

As composições das correntes de saída do sistema obtidas pela simulação no iiSE foram comparadas com dados de planta a fim de validação e os desvios foram calculados de acordo com a equação:

$$\text{Erro (\%)} = \frac{100}{\text{NC}} \sum_{i=1}^{\text{NC}} \left| w_i^{\text{planta}} - w_i^{\text{sim}} \right| \quad (4.1)$$

onde NC é o número de compostos em cada corrente,  $w_i^{\text{sim}}$  são as frações mássicas resultantes das simulações, e  $w_i^{\text{planta}}$  são as composições de planta, retiradas de dados de análise de laboratório. Na Tabela 4.2 as diferenças entre os valores simulados e de planta são apresentados.

Como pode-se observar as diferenças entre os valores simulados e de planta são pequenos. Assim, essa simulação foi considerada como representativa de uma

TABELA 4.2. Diferença média das composições mássicas de saída das colunas da simulação comparadas com dados de operação.

Corrente	Componente	Erro * (%)	Erro Total (%)
Topo T01	Etilbenzeno	0,44	0,18
	Estireno	0,34	
	Benzeno	-	
	Tolueno	0,10	
	Cumeno	-	
Fundo T01	Etilbenzeno	0,12	0,14
	Estireno	0,58	
	Benzeno	-	
	Tolueno	-	
	Cumeno	-	
Topo T11	Etilbenzeno	0,04	0,10
	Estireno	0,18	
	Benzeno	0,19	
	Tolueno	0,11	
	Cumeno	-	
Fundo T11	Etilbenzeno	0,12	0,06
	Estireno	-	
	Benzeno	-	
	Tolueno	-	
	Cumeno	0,01	

\*Para os casos de erro menor que 0,001% os valores não foram reportados

operação real de separação dessa mistura.

Já os perfis de temperatura de cada coluna gerados a partir de dados de planta, bem como os perfis de temperatura das torres gerados nas simulações estão representados na figura Figura 4.2.

Como pode-se observar, os perfis de temperatura simulados são também muito similares aos dados de planta, com uma diferença de cerca de 0,5°C entre eles, já esperada devido à resposta da equação de Peng-Robinson utilizada para o cálculo das propriedades termodinâmicas da mistura (NADLER, 2015).

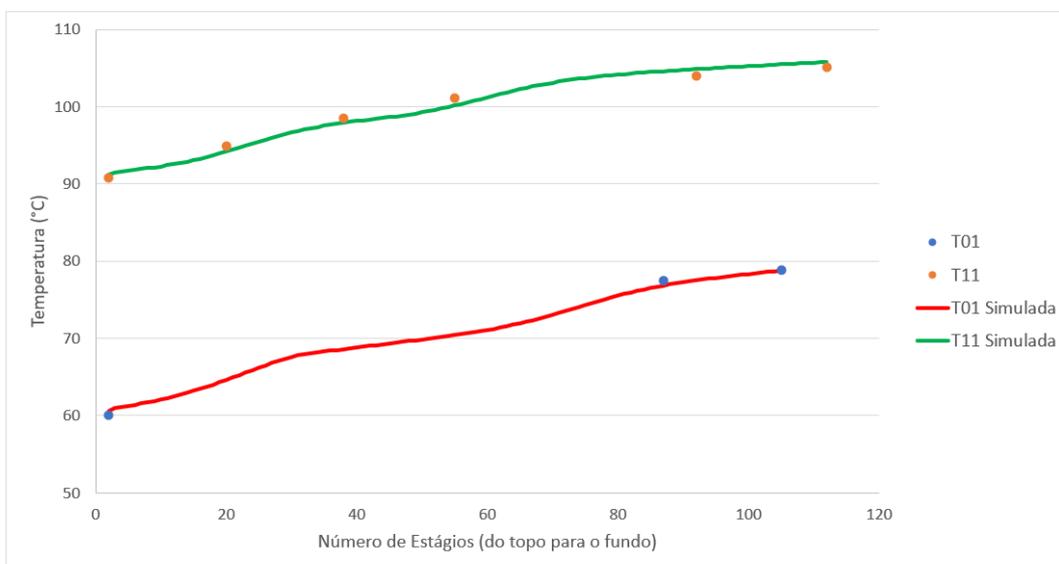


FIGURA 4.2. Perfis de Temperatura das torres com dados retirados da planta industrial (símbolos) e das Torres Simuladas (linhas contínuas).

Conforme descrição no Capítulo 3, foi realizada uma primeira simulação sem integração energética entre as colunas. Após, foi simulada a condição com a integração energética, que foi a mesma simulação utilizada para ser validada com os dados de planta. Os resultados das energias necessárias para a separação em cada condição constam na Tabela 4.3.

TABELA 4.3. Energia requerida para as condições não otimizadas.

Condição de operação	Calor Requerido (MW)
Alimentação dividida sem integração	17,86
Integração Energética	9,49

Na alimentação dividida, o resultado de calor total requerido é a soma dos calores dos refeeders das duas colunas. Já na integração energética é considerado somente o calor cedido da coluna de alta pressão (HPC) para a coluna de baixa pressão.

## 4.2 Otimização

Todas as otimizações propostas na Tabela 3.3 tem por objetivo reduzir o calor necessário para a separação dos compostos, mantendo as restrições descritas no Capítulo 3. Para reduzir esse calor, duas estratégias de otimização foram utilizadas. Nas otimizações onde o refluxo da torre de alta pressão (T11) foi usado como variável a ser otimizada (O1 a O5), a função objetivo era minimizar o  $Q_{reb}$  da T01. Já quando o refluxo da T01 era a variável otimizada, a função objetivo era maximizar o  $Q_{cond}$  da coluna de alta pressão.

Na Figura 4.3 é ilustrada a variação dos valores da função objetivo durante a otimização do processo conforme as condições O1 (ver Tabela 3.3). É possível verificar que o valor do calor total do sistema converge para um valor menor após 125 avaliações do sistema (simulações).

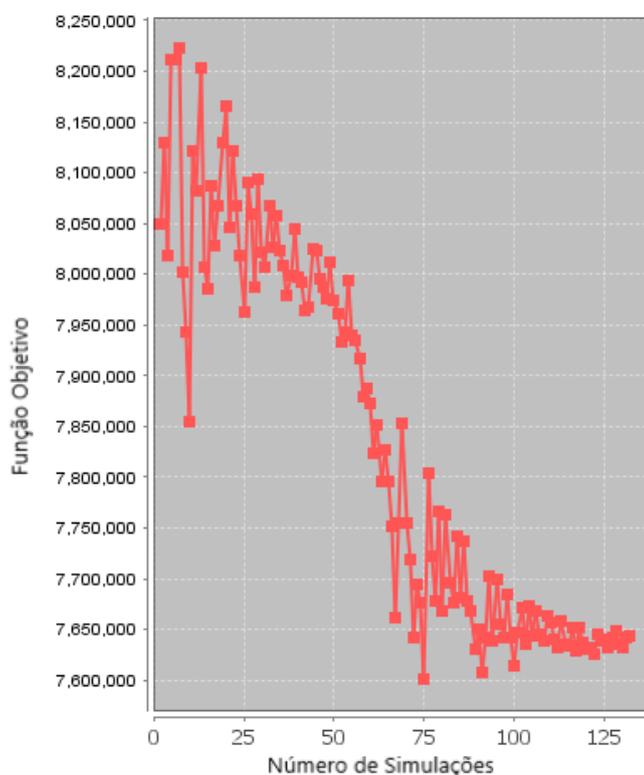


FIGURA 4.3. Variação do valor da função objetivo com o progresso da otimização para o caso O1.

O resumo dos valores requeridos para cada otimização e a redução em relação ao calor necessário encontrado na primeira simulação encontram-se na Tabela 4.4.

TABELA 4.4. Resultados das otimizações e a redução da demanda energética quando comparada com a simulação inicial.

Otimização	Calor Requerido (MW)	Redução (%)
O1	9,11	4,0%
O2	9,12	3,9%
O3	9,14	3,7%
O4	9,12	3,9%
O5	9,12	3,9%
O6	9,26	2,4%
O7	9,43	0,5%

Com os valores resultantes das otimizações, verificou-se que a melhor otimização, ou seja, a que atingiu um menor valor de calor requerido, mantendo a separação dos compostos com as restrições impostas, foi a otimização O1. Nessa otimização, as variáveis livres utilizadas foram: pressão de topo das duas torres, refluxo da T11, vazão de topo da T01, saída de fundo da T11 e razão de alimentação entre as duas colunas. Os valores resultantes dessa otimização respeitaram os limites tanto de operação quanto de projeto, principalmente o refluxo da T11. Esta variável possui um valor mínimo em relação à alimentação da coluna para garantir a boa distribuição de líquido em todo o recheio, para evitar pontos quentes e uma possível polimerização dentro da coluna.

Apesar da O1 ter sido a otimização que chegou na melhor condição, as outras otimizações também geraram uma redução no calor total que o sistema necessita. Todas as otimizações respeitaram as restrições mencionadas no Capítulo 3.

A Tabela 4.5 mostra os valores dos graus de liberdade antes e depois das otimizações. Como se pode observar, os valores das variáveis não foram significativamente alterados, exceto a pressão de topo da T01, indicando que a operação já se encontra em uma condição muito próxima do seu 'ponto ótimo'.

Traduzindo em valores, uma estimativa preliminar indica que a redução em 4 %

TABELA 4.5. Valores dos graus de liberdade antes e depois das otimizações.

Grau de liberdade	Valor antes da O1	Valor depois da O1
Pressão de topo T01 (mmHg)	59,8	55,8
Pressão de topo T11 (mmHg)	193,4	193,3
Vazão de Topo T01 (t/h)	9,6	9,8
Vazão de Fundo T01 (t/h)	15,7	15,4
Razão de Refluxo T11	7	6,8
Razão de Alimentação para T11	0,54	0,53

na demanda energética pode reduzir o custo de produção em torno de US\$ 12 milhões/ano. Isso reforça o quão entrelaçadas estão as variáveis das duas colunas entre si, e mostra a complexidade de um processo que possui um sistema duplo efeito.



# Capítulo 5

## Conclusões e Trabalhos Futuros

### 5.1 Conclusões

Através da análise dos resultados conclui-se que foi possível simular um sistema de destilação duplo efeito para a separação do etilbenzeno e estireno, validando a simulação com dados reais de planta e encontrando condições otimizadas de operação.

As otimizações realizadas comprovam o fato de que, por mais que o sistema duplo efeito já seja uma condição implementada com reaproveitamento energético em escala industrial, ainda há espaço para aprimoramento do processo, chegando a um melhor uso dos recursos energéticos.

Partindo de uma condição não otimizada, a integração energética do sistema duplo efeito reduz em torno de 50 % a demanda energética com relação à operação em paralelo. Já para a condição otimizada do sistema duplo efeito, uma redução em 5 % na demanda energética reduziria o custo de produção em torno de US\$ 12 milhões/ano, partindo de uma estimativa inicial de um custo diário em utilidades para as duas torres de US\$ 33.000/dia, reforçando a importância e o benefício da otimização nos processos de destilação.

## 5.2 Trabalhos Futuros

Para trabalhos futuros, seria possível estender o presente estudo levando em conta outras variáveis no processo que poderiam influenciar em uma redução maior no calor necessário no sistema de destilação, ou até mesmo simular outras configurações do sistema buscando uma maior integração energética. Dentre as descritas no Capítulo 2, a configuração SHRT em conjunto com a DED como proposto por Li et al. (2019) seria uma alternativa interessante ao sistema duplo efeito. Além disso, poderia-se realizar uma avaliação econômica verificando a viabilidade de se utilizar uma diferente integração para um mesmo processo.

# Referências Bibliográficas

- CALDAS, J. N. *Internos de torres: Pratos e Recheios*. [S.l.]: Ed. UERJ, 2003. ISBN 8571931631.
- CUI, C.; LI, X.; GUO, D.; SUN, J. Towards energy efficient styrene distillation scheme: From grassroots design to retrofit. *Energy*, v. 134, p. 193–205, 2017.
- CUI, C.; YIN, H.; YANG, J.; WEI, D.; SUN, J.; GUO, C. Selecting suitable energy-saving distillation schemes: Making quick decisions. *Chemical Engineering and Processing - Process Intensification*, v. 107, p. 138–150, 2016. ISSN 0255-2701.
- EDGAR, T. F. *Optimization of Chemical Processes*. [S.l.]: McGraw-Hill Higher Education, 2001. ISBN 0070393591.
- F. LOCKETT, M. B. J. A simple method to assess the sensitivity of packed distillation columns to maldistribution. *Chemical Engineering Research and Design*, v. 80, n. 4, p. 373–382, 2002. ISSN 02638762.
- FANG, J.; CHENG, X.; LI, Z.; LI, H.; LI, C. A review of internally heat integrated distillation column. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, v. 27, n. 6, p. 1272–1281, 2019. ISSN 1004-9541. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1004954118310000>>.
- GEANKOPLIS, C. J. *Transport Processes and Unit Operations*. Englewood Cliffs, New Jersey: PTR Prentice-Hall, Inc., 1993. ISBN 0-13-045253-X.
- KANSHA AKIRA KISHIMOTO, M. A. Y.; TSUTSUMI, A. *Self Heat Recuperation: Theory and Applications, Heat Exchangers - Basics Design Applications*. [S.l.]: Dr. Jovan Mitrovic, 2012. ISBN 9789535102786.
- KISS, A. A.; Flores Landaeta, S. J.; Infante Ferreira, C. A. Towards energy efficient distillation technologies - Making the right choice. *Energy*, Elsevier Ltd, v. 47, p. 531–542, 2012. ISSN 03605442. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.energy.2012.09.038>>.
- KISTER, H. Z. *Distillation Design*. California, EUA: R.R. Donnelley & Sons Company, 1992. ISBN 0070349096.
- LI, X.; CUI, C.; LI, H.; GAO, X. Process synthesis and simulation-based optimization of ethylbenzene/styrene separation using double-effect heat integration and self-heat

recuperation technology: A techno-economic analysis. *Separation and Purification Technology*, 2019. ISSN 18733794.

NADLER, L. H. Análise da eficiência de recheio de uma coluna de separação de etilbenzeno e estireno. 2015.

PALACIOS-BERECHE, R.; ENSINAS, A. V.; MODESTO, M.; NEBRA, S. A. Double-effect distillation and thermal integration applied to the ethanol production process. *Energy*, v. 82, p. 512–523, 2015. ISSN 0360-5442. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0360544215000869>>.

PERRY, R. H. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. United States of America: The McGraw-Hill Companies, 2008. ISBN 0-07-142294-3.

ROITMAN, V. *Curso de formação de operadores de refinaria: operações unitárias*. Curitiba, PR: [s.n.], 2002.

SULZER. *Structured Packings for Distillation, Absorption and Reactive Distillation*. 2020. Disponível em: <[https://www.sulzer.com/-/media/files/products/separation-technology/liquid\\_liquid\\_extraction/brochures/structured\\_packings.ashx](https://www.sulzer.com/-/media/files/products/separation-technology/liquid_liquid_extraction/brochures/structured_packings.ashx)>.

USP. *Componentes da coluna de destilação*. 2000. Disponível em: <[http://sites.poli.usp.br/p/luiz.terron/destilacao/2\\_paginas Equipamentos/2\\_1\\_distilacao\\_colunas\\_componentes](http://sites.poli.usp.br/p/luiz.terron/destilacao/2_paginas Equipamentos/2_1_distilacao_colunas_componentes)>.