



## X Oktoberforum – PPGEQ

04 a 07 de outubro de 2011

### DETERMINAÇÃO DE CURVAS DE OPERAÇÃO DE COLUNAS DE DESTILAÇÃO BASEADAS NA ENERGIA REQUERIDA

Gustavo H. Müller, Jorge O. Trierweiler, Pedro R. Fernandes

Grupo de Intensificação, Modelagem, Simulação, Controle e Otimização de Processos (GIMSCOP)  
Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul (UFRGS)  
R. Eng. Luis Englert, s/n. Campus Central. CEP: 90040-040 - Porto Alegre - RS - BRASIL,  
E-MAIL: ggmuller@gmail.com, jorge@enq.ufrgs.br, pedro@enq.ufrgs.br

**Resumo:** Com a expansão dos mercados ocorrida nos últimos anos é cada vez importante reduzir os custos operacionais dos processos produtivos. Quando estes custos estão associados à possibilidade de redução do consumo de energia, e conseqüente diminuição do impacto ambiental, esta economia é ainda mais importante.

Este trabalho apresenta uma nova metodologia para a determinação de curvas de operação de colunas de destilação. Estas curvas são baseadas na energia requerida para alcançar determinado grau de separação em uma torre com número finito de pratos. A partir de uma simulação estacionária da coluna, a energia teórica para uma separação especificada é mapeada para diferentes composições de carga. Após a geração dos dados simulados, curvas de operação do tipo  $Q_R/F = Q_R/F(z_i, x_{esp})$  são levantadas e ajustadas.

Este procedimento é aplicado em um caso real em uma coluna BTX (benzeno, tolueno e xileno). Neste caso o modelo encontrado apresentou grande concordância com os dados simulados com  $R^2$  da ordem de 0,997. As condições de operação resultantes do cálculo foram validadas com dados do processo. Com relação à operação original da unidade, seria possível aumentar em cerca de 20% a eficiência energética mantendo os produtos especificados.

**Palavras-chave:** destilação, curvas de operação, eficiência energética, BTX

#### 1. Introdução

Estima-se que a destilação seja utilizada em 95% dos processos de separação de misturas líquidas (ENGELIEN & SKOGESTAD, 2005). Apenas nos EUA, segundo LUCIA & MCCALLUM (2009), existem cerca de 40 mil torres de destilação em operação. Segundo KISTER (1992), esta preferência deve-se a razões cinéticas e termodinâmicas. Do ponto de vista cinético, a destilação garante elevadas taxas de transferência de massa mesmo na presença de inertes e com isso, menores investimentos são necessários. Com relação à termodinâmica, a eficiência da destilação é da ordem de 10%, que é relativamente alta quando comparado com outros processos. Outra característica que favorece este processo é o fato de que em uma destilação qualquer grau de pureza pode ser obtido a partir de uma quantidade fixa de energia aumentando-se o número de estágios de equilíbrio (HALVORSEN & SKOGESTAD, 2000).

A vasta utilização destes processos torna a destilação uma das operações que mais demandam energia entre os processos químicos. Segundo ENGELIEN & SKOGESTAD, (2005) cerca de 3% da energia consumida no mundo está associada à destilação. Em refinarias, segundo estudo publicado pela associação norte americana ENERGY STAR em 2005 (WORREL & GALITSKY,

2005), cerca de 50% do custo operacional está associada ao fornecimento de energia. Este guia afirma também ser possível aumentar a eficiência energética de refinarias entre 10 e 20%.

Neste contexto, controlar e otimizar a eficiência energética dos processos com este tipo de separação é uma excelente alternativa para reduzir custos e evitar o desperdício. Com esta prática é possível ainda reduzir as emissões atmosféricas associadas à queima de combustível, e aumentar a carga processada, uma vez que a possibilidade de inundação é reduzida com a diminuição dos fluxos internos das torres.

Mesmo sendo uma tecnologia madura, novas configurações de torres de destilação têm sido propostas nas últimas duas décadas para aumentar a eficiência, aproximando a destilação de um processo reversível, e reduzir os custos de implementação e de operação. HALVORSEN & SKOGESTAD (2011) citam como exemplo de configuração alternativa consolidada a coluna de paredes divididas (*dividing wall columns – DWC*). Segundo estes autores, por utilizar vazões internas menores, menos calor é necessário para garantir a separação, atingindo uma economia que chega a 30%.

Em torres que estão em operação, muitas vezes a alteração do projeto torna-se inviável e é possível aumentar a economia a partir da otimização da eficiência

energética. Para isso a energia utilizada pode ser comparada com um valor ótimo, ou de referência, requerido para realizar a separação da carga nos produtos de interesse. Neste caso a condição atual do processo é medida pelo consumo de utilidades, e o valor de referência pode ser obtido facilmente via condições de projeto ou ainda em uma condição energética histórica de operação ótima do processo. Outra opção para obtenção da referência é a utilização de correlações teóricas para o cálculo da energia requerida.

Este trabalho apresenta uma alternativa híbrida para o cálculo dos valores de referência para o consumo ótimo de energia e determinação de curvas de operação. Este método é baseado na energia teórica para alcançar a especificação de produto em uma coluna de destilação. Para obtenção destas curvas, uma simulação estacionária implementada em ASPEN, e validada com dados de processo, é utilizada. A fim de mapear a energia requerida, diferentes condições de carga e especificação do produto são utilizadas e para cada ponto, a energia requerida é calculada. Estes pontos são então ajustados por uma curva do tipo  $Q_R/F = Q_R/F(z_i, x_{esp})$ . A aplicação desta metodologia em um caso real demonstra o potencial. Estas curvas de operação podem ser utilizadas em diversas estratégias de controle avançado para otimizar o consumo energético em um processo de separação.

## 2. Conceitos Básicos de Colunas de Destilação

A destilação é um processo físico de separação de uma mistura em dois ou mais produtos que possuem diferentes volatilidades relativas. Para que a separação possa ser alcançada, uma grande quantidade de energia é requerida para vaporização da corrente alimentada, no fundo da coluna, e para a condensação no topo. A estrutura de uma coluna tradicional é apresentada na Figura 1.

O vapor gerado no refeedor percorre a coluna rumo ao topo movido pelo diferencial de pressão, enquanto que o líquido condensado no topo é conduzido ao fundo pela força da gravidade. Em cada estágio da coluna, ocorre o contato íntimo entre o líquido que escoar pela superfície do prato antes de seguir para o estágio seguinte, e o vapor oriundo do prato inferior. À medida que estas correntes entram em contato em cada um dos pratos, o vapor é enriquecido no componente mais leve e o líquido na fração mais pesada da mistura.

No topo da coluna o vapor enriquecido passa através de um condensador, que pode ser parcial ou total dependendo do tipo de destilação, antes de ser parcialmente recuperado como destilado. O condensado que não é removido retorna à coluna como refluxo. No fundo da torre, o líquido rico em componentes pesados é parcialmente recuperado como produto de fundo. Nesta seção parte do líquido é conduzido ao refeedor onde recebe energia e retorna à torre como vapor. Entre estes extremos é alimentada a carga da torre, que é imediatamente incorporada às correntes dependendo da sua fase.

Em uma destilação multicomponente as frações intermediárias entre o componente mais pesado e o mais leve estarão distribuídas entre os produtos de topo e fundo. Neste tipo de destilação ocorre a separação de dois componentes chave principais, um leve e um pesado. O produto de topo será composto pelo componente chave

leve e as frações mais leves da carga, enquanto que o produto de fundo será composto pelo componente chave pesado e as frações mais pesadas da carga. Dependendo do tipo dos componentes envolvidos, pode haver a também a distribuição dos componentes leves no fundo e pesados no topo da coluna.

O cálculo de colunas de destilação passa pela resolução de um grupo de equações normalmente a partir da caracterização da carga, definição do número de estágios e perfil de pressão da torre. Estas equações definem os balanços de massa e energia, e a composição dos produtos.

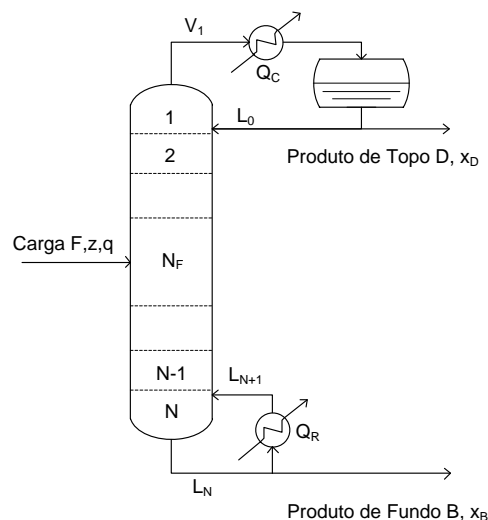


Figura 1. Representação de uma coluna genérica com  $N$  pratos e  $N+2$  estágios de equilíbrio.

### Equilíbrio líquido vapor

O equilíbrio líquido vapor é o ponto central da teoria da destilação. Para que duas fases estejam em equilíbrio o potencial químico de um componente deve ser o mesmo em ambas as fases. Em um sistema ideal, as composições das fases líquida e vapor são relacionada pela lei de Raoult, equação 1. Para sistemas não ideais, a pressão na fase vapor é ponderada pelo coeficiente de fugacidade, enquanto que o efeito de mistura na fase líquida é levado em conta pelo coeficiente de atividade, equação 2. Normalmente a relação entre as fases é dada pela constante de equilíbrio,  $K$ , na equação 3. Ela é uma função da temperatura, pressão e composição da mistura. No equilíbrio, de acordo com a regra de fases de Gibbs, quando duas destas variáveis são fixadas, a terceira é calculada diretamente, ou seja, apenas duas variáveis são totalmente independentes.

$$P y_i = P_i x_i \quad (1)$$

$$P y_i \phi = P_i x_i \gamma \quad (2)$$

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = K_i(T, P, x, y) \quad (3)$$

### Restrição de composição

A restrição de composição limita a soma das frações molares em cada estágio à unidade tanto na fase líquida, equação 4, como na fase vapor, equação 5.

$$\sum_{i=1}^c x_{i,n} - 1 = 0 \quad (4)$$

$$\sum_{i=1}^c y_{i,n} - 1 = 0 \quad (5)$$

### Balanço Material

No estado estacionário, o balanço de massa global indica que em cada prato  $n$  a soma das vazões da carga,  $F$ , com o líquido do prato superior,  $L_{n-1}$ , e vapor do prato inferior,  $V_{n+1}$ , deve ser igual à soma das vazões de vapor e líquido retiradas deste prato,  $V_n$  e  $L_n$ , equação 6. Este balanço material é mostrado em um estágio teórico na Figura 2. Quando estas vazões são ponderadas pelas frações molares, chega-se ao balanço material por componente, na equação 7.

$$F_n + V_{n+1} + L_{n-1} = V_n + L_n \quad (6)$$

$$F_n z_n + V_{n+1} y_{n+1} + L_{n-1} x_{n-1} = V_n y_n + L_n x_n \quad (7)$$

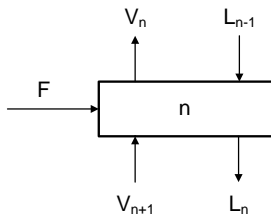


Figura 2. Representação de um estágio teórico  $n$ .

### Balanço de Energia

No estado estacionário, o balanço de energia na coluna é dado pela equação 8. A soma da energia que entra no estágio, seja pela entalpia das vazões de líquido e vapor das correntes internas e de carga, seja pela adição ou remoção de calor, deve ser igual à entalpia retirada. A entalpia é função da temperatura, pressão e composição da corrente, conforme equação 9.

$$\Delta H_n + F_n H_{F,n} + V_{n+1} H_{V,n+1} + L_{n-1} H_{L,n-1} = \quad (8)$$

$$V_n H_{V,n} + L_n H_{L,n}$$

$$H = H(T, P, y) \quad (9)$$

### 3. Energia Requerida

Para uma dada vazão de carga, conhecidos  $F$ ,  $z$  e  $q$ , e a pressão de operação da coluna, existem apenas dois graus de liberdade para uma coluna com produtos de topo e fundo, como a da Figura 1, independente do número de componentes na alimentação (HALVORSEN & SKOSGESTAD, 2000). Como consequência, conhecendo-se, por exemplo, as vazões de refluxo e de vapor na coluna, todos os estados em todos os estágios, inclusive os produtos, são completamente determinados. Como a energia consumida pelo processo é dada basicamente pelo consumo de utilidades no refeedor e condensador, a energia requerida será dada pelas menores vazões de vapor e refluxo necessários para a separação.

A Figura 3 apresenta a relação entre a taxa de refluxo e o número de estágios para uma determinada separação. Uma coluna pode produzir a separação desejada entre os limites de mínimo refluxo e mínimo número de estágios. Em uma condição de mínimo refluxo um número infinito de estágios é necessário, enquanto que com refluxo total a menor quantidade possível de estágios pode ser utilizada.

Estas condições não podem ser alcançadas por configurações reais e servem de limites de projeto.

Diversos métodos foram propostos para o cálculo destas condições extremas via correlações simplificadas e rigorosas (BAHADORI & VUTHALURU, 2010), sendo que os mais conhecidos são os propostos por Underwood para o cálculo do refluxo mínimo em uma coluna em condições de volatilidade relativa e vazões internas constantes, e por Fenske para o cálculo do número mínimo de estágios (KISTER, 1992).

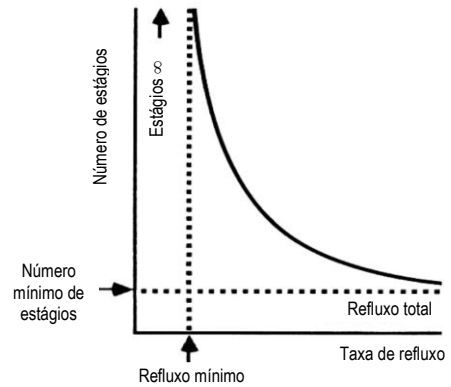


Figura 3. Relação entre taxa de refluxo e número de estágios (BAHADORI & VUTHALURU, 2010).

Neste trabalho a energia requerida para se efetuar a separação de uma mistura através de uma coluna de dimensões conhecidas é calculada via simulação estacionária em ASPEN. Nesta ferramenta é possível realizar este cálculo via solução de um problema de otimização com a opção *Design Specification*. Para o mapeamento da energia teórica, diferentes condições de carga do processo são utilizadas em um problema que deve satisfazer as restrições de composição dos produtos de topo e fundo da coluna.

A partir da geração de conjuntos de dados, as curvas de energia são ajustadas via mínimos quadrados em função das vazões de carga e especificação de produto, equação 10. Como a carga térmica é fortemente dependente da vazão total alimentada, a sua dependência com a composição de carga e especificação de produto pode ser melhor caracterizada pela equação 11. Estas curvas de operação podem ser utilizadas por diversos tipos de estratégias de controle avançado para otimizar o consumo energético em um processo de separação. A mesma análise pode ser expandida com a inclusão de outras variáveis independentes como o número de pratos, a temperatura ou entalpia da carga, pressão da coluna, carga térmica do condensador, entre outras, conforme equação 12.

$$Q_R = Q_R(F_{zi}, x_{esp}) \quad (10)$$

$$\frac{Q_R}{F} = \frac{Q_R}{F}(z_i, x_{esp}) \quad (11)$$

$$\frac{Q_R}{F} = \frac{Q_R}{F}(z_i, x_{esp}, N, q, P, Q_C, \dots) \quad (12)$$

### 4. Estudo de Caso

A metodologia proposta foi aplicada em um caso real em uma torre de recuperação de benzeno em uma unidade de fracionamento de aromáticos. Nesta torre a partir de

uma mistura de benzeno, tolueno e xilenos (BTX), o benzeno é separado com uma pureza mínima de 99,9% como corrente lateral. A Figura 4 mostra a torre BTX utilizada neste estudo de caso.

A coluna BTX possui 55 pratos valvulados para a separação do benzeno do tolueno e frações mais pesadas, e opera a uma pressão praticamente atmosférica no topo. O calor é fornecido no fundo por um refeedor que utiliza vapor de alta pressão. Como a carga possui uma fração de água, a corrente de topo é formada por um azeótropo entre o benzeno e a água, que são condensados e acumulados no vaso de topo. Este vaso promove a separação da fase orgânica da aquosa. A primeira fase retorna para a coluna como refluxo, e a água acumulada na bota do condensador retorna para a unidade de extração de aromáticos. A corrente de produto especificada é retirada como corrente lateral da torre.

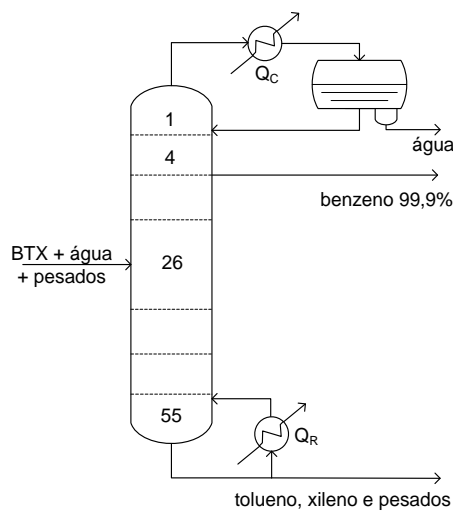


Figura 4. Representação da coluna BTX.

A fração de tolueno e xilenos, e outros compostos aromáticos mais pesados, são recuperados no fundo sendo enviada para as torres fracionadoras de tolueno. Como a vazão de retirada de água na bota do vaso é muito pequena, praticamente todo o benzeno vaporizado no topo da torre retorna como refluxo.

Para garantir a especificação de produto de topo existe um controle de diferencial de temperatura entre o prato abaixo da retirada de benzeno e acima da carga. Um aumento neste diferencial indica a subida de componentes mais pesados para o topo e neste cenário, por exemplo, o controlador atua reduzindo a vazão da retirada lateral e, conseqüentemente, aumentando o refluxo da torre. A temperatura de fundo da torre é mantida manualmente a partir da atuação do operador na vazão de vapor para o refeedor. Tanto a carga como os produtos são caracterizados por cromatógrafos em linha.

A simulação desta coluna foi previamente desenvolvida em DURAIKI *et al.* (1999). A partir de uma eficiência global de 60% os 55 estágios do processo real são representados na simulação por 33 estágios teóricos. Esta simulação utiliza como o pacote termodinâmico NRTL que calcula coeficientes de atividade para a fase líquida e considera a fase gasosa como ideal. Ela foi ajustada com dados de processo para que os perfis de temperatura e as composições dos produtos na simulação

apresentassem o mesmo comportamento da coluna real. O comportamento dos perfis de composição e temperatura obtidos via simulação são apresentados na Figura 5.

A partir desta simulação, o consumo requerido de energia foi avaliado em função da vazão de benzeno na carga. Esta variável foi alterada em uma faixa entre 0,5 e 1,5 vezes a vazão original do processo. O consumo de cada cenário foi avaliado para as alterações na especificação de benzeno no topo mantendo-se fixa a sua composição no fundo. Estas composições foram alcançadas mediante variação da vazão de retirada do produto de topo, e carga térmica para o fundo.

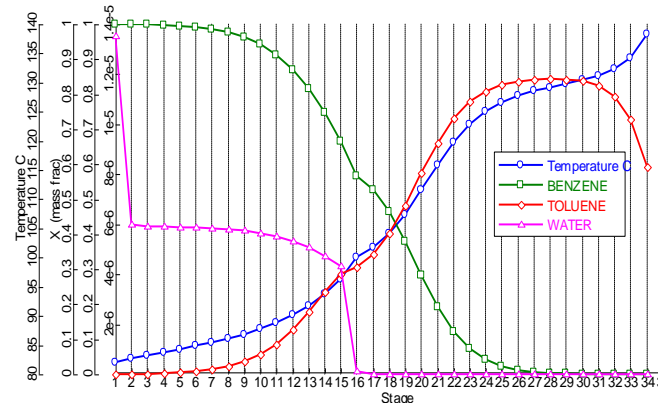


Figura 5. Perfis de temperatura e composição obtidos via simulação.

## 5. Resultados e Discussões

### 5.1 Curva de operação para $Q_R/F$ versus $x_{esp}$

A Figura 6 mostra a energia necessária para atingir a especificação de produto no topo da coluna mantendo-se fixa a composição da carga. Nota-se que para valores de  $x_{esp}$  entre 0,76 e 0,995, a exigência de energia na torre é praticamente linear. Para purezas mais elevadas, o comportamento torna-se altamente não linear devido à restrição de composição como visto na equação 4. Esta figura mostra, além dos pontos simulados, as curvas de diferentes formatos ajustadas via redução do erro quadrático. Nota-se que a partir de três parâmetros ( $p^3$ ), as curvas já capturam a tendência dos pontos. Esta informação é obtida via análise de correlação entre os dados simulados e as curvas ajustadas. A comparação entre os diferentes formatos de curvas em função de  $x_{esp}$  é mostrada na Tabela 1. Mesmo a curva com três parâmetros apresentando coeficiente de correlação igual a 0,977, este é um bom ponto de partida para o mapeamento multivariável em função do número reduzido de parâmetros.

Tabela 1. Ajuste das curvas de  $Q_R/F = Q_R/F(x_{esp})$ .

#Parâmetros	Equação	R <sup>2</sup>
2	$A + B/(1 - x)$	0,9217
3	$A + B.x + C/(1 - x)$	0,9770
4	$A + B.x + C/(d - x)$	0,9991
5	$A + B.x + C/(D - E.x)$	0,9991
5	$A + B.x + C.x/(D - E.x)$	0,9991

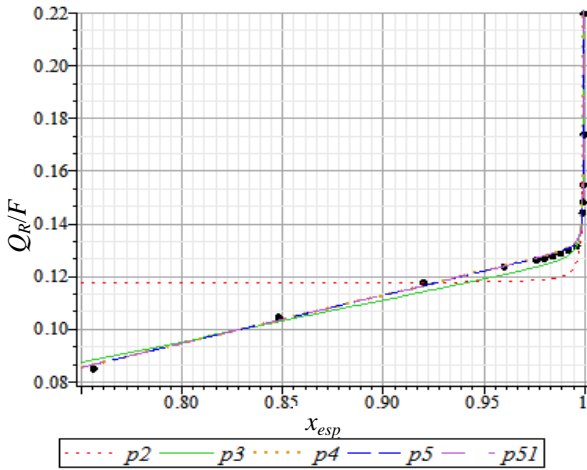


Figura 6. Dados simulados (preto) e curvas ajustadas para o calor requerido em função de  $x_{esp}$  no topo.

5.2 Curva de operação para  $Q_R/F = f(z, x_{esp})$

Depois de identificados os formatos característicos destas curvas com apenas uma variável independente, é possível fazer o mapeamento da superfície de calor requerido em função da especificação de produto e composição da carga. Para isso nove curvas foram geradas alterando-se a fração de benzeno na carga e mantendo-se as demais constantes, e variando-se a especificação do produto de topo.

Para caracterizar a superfície de calor requerido em função de  $x_{esp}$  e da carga, a curva com três parâmetros obtida anteriormente foi modificada com a inclusão de um parâmetro adicional, além da variável independente  $w$ . A Figura 7 apresenta os dados simulados, pontos pretos, e a superfície modelada do calor requerido em função de  $x_{esp}$ , e composição de benzeno na carga ( $z_{Benz}$ ). Esta superfície possui uma leve não linearidade no eixo  $z_{Benz}$  inerente da restrição de soma unitária das frações. Os parâmetros ajustados são mostrados na Tabela 2. O modelo com quatro parâmetros caracteriza bem os dados simulados como mostram os coeficientes de correlação para as nove curvas de variação de carga, na Tabela 3. Com exceção da primeira curva, que corresponde à menor fração de benzeno, todas as demais apresentaram coeficientes de correlação maiores que 0,99 para ambos os modelos.

A Figura 8 mostra os dados simulados e o resultado do modelo para cada composição de carga. É possível observar que os resultados do modelo estão muito próximos dos dados simulados. Avaliando-se o modelo encontrado, percebe-se que ao manter a especificação de produto constante, condição normal da maioria dos processos reais, a energia requerida pode ser obtida variando-se linearmente com a composição de benzeno na carga.

Tabela 2. Parâmetros dos modelos  $Q_R/F = Q_R/F(z_{Benz}, x_{esp})$

Parâmetro	Valor
A	1,491E-1
B	4,481E-1
C	1,679E-5
D	-4,881E-1

Tabela 3. Ajuste dos modelos  $Q_R/F = Q_R/F(z_{Benz}, x_{esp})$

#Parâmetros	Equação	$R^2$
4	$A + B.x.w + C/(1-x) + D.w$	$z_1 = 0,958$
		$z_2 = 0,999$
		$z_3 = 0,998$
		$z_4 = 0,999$
		$z_5 = 0,999$
		$z_6 = 0,998$
		$z_7 = 0,997$
		$z_8 = 0,995$
		$z_9 = 0,994$

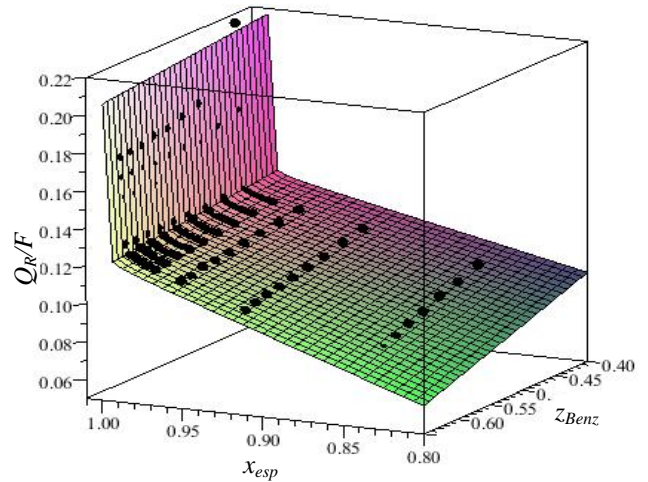


Figura 7. Calor requerido em função de  $x_{esp}$  no topo e composição da carga  $z_{Benz}$ . Dados simulados (preto) e modelo.

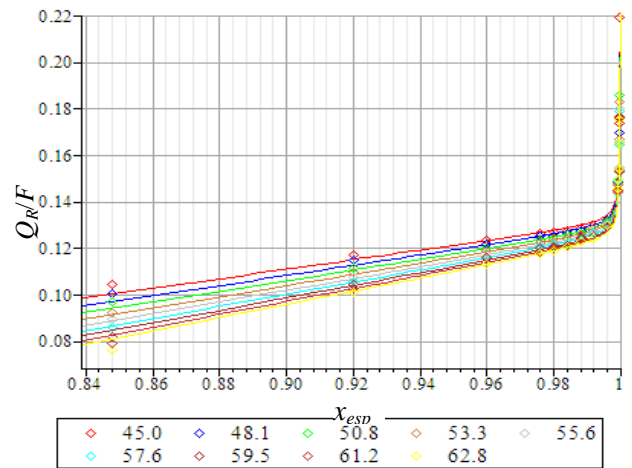


Figura 8. Comparação entre os dados simulados (pontos) e as curvas obtidas com o modelo.

5.3 Aplicação das Curvas de Operação

A partir do equacionamento para o cálculo da energia requerida, a metodologia foi aplicada para validar as alterações nas condições operacionais em uma unidade real. Após alterações na fração de pesados na carga da unidade, testes visando à redução na vazão de vapor na torre BTX foram realizados. Com a redução na energia utilizada, houve redução no grau de superspecificação do produto de topo. Após algum período nesta situação, as condições originais de operação foram retomadas. Maiores detalhes sobre o processo e a motivação para a

alteração nas condições operacionais estão disponíveis em KORNELIUS (2011).

Para validar as alterações nas condições do processo, as curvas de operação desenvolvidas foram utilizadas para o cálculo do consumo ótimo de energia. A determinação da eficiência operacional para estes casos foi feita comparando-se o consumo atual com o de referência através da equação 13, onde energia atual é obtida via medida de vapor no refeedor, enquanto que a requerida é calculada pelas curvas de operação.

$$\eta = \frac{Q_{R\text{requerido}}}{Q_{R\text{atual}}} \cdot 100\% \quad (13)$$

A Tabela 4 apresenta o consumo específico de energia para as condições originais do processo, durante a operação com menos vapor, e condição ótima calculada. Durante a operação normal da unidade, a coluna de destilação operava com uma eficiência energética de cerca de 82%. Nesta situação energia era desperdiçada com a superespecificação do produto de topo. Durante a operação com menor vazão de vapor, esta eficiência aumentou para 97%, condição bastante próxima do valor ótimo calculado pela curva de operação.

Considerando-se a condição original de operação do processo, aplicando-se a metodologia proposta, é possível reduzir o consumo de vapor em cerca de 20% sem tirar o produto de topo da especificação. Este ganho foi validado a partir da operação em condições próximas do ótimo durante um determinado período.

Com a utilização das curvas de operação propostas, o índice de eficiência pode ser utilizado de diversas formas para manter o processo no seu ponto ótimo. Estratégias de controle avançado podem ser utilizadas, ou estas curvas podem ser disponibilizadas diretamente no SDCD para os operadores. Como poucos parâmetros são utilizados na equação, ela pode ser facilmente ajustada com dados reais do processo.

Reduzindo-se o consumo de vapor ganhos financeiros e ambientais, associados à redução da queima de combustível, podem ser alcançados. Com menos vapor, o fluxo interno da torre é reduzido, e é possível aumentar a carga processada na torre. Além disso é possível aumentar a vazão de produto mediante a incorporação de contaminantes até o limite de especificação.

**Tabela 4.** Eficiência Operacional da coluna BTX

Energia	Condição original	Condição de teste	Condição ótima calculada
$Q_R/F$ (Mcal/kg)	0,154	0,131	0,127
Eficiência operacional (%)	82	97	100

## 6. Conclusão

O mapeamento de curvas de operação baseadas em condições de energia requerida,  $Q_R/F = Q_R/F(z_i, x_{esp})$ , mostra-se uma ótima alternativa para aumento da eficiência energética em colunas de destilação. Como alterações na composição e principalmente na vazão de carga são freqüentes em uma unidade industrial, esta metodologia torna-se particularmente útil.

Com a utilização apenas da energia necessária para alcançar a separação desejada, ganhos financeiros e ambientais podem ser alcançados. A partir da redução das vazões internas, é possível aumentar a carga processada na torre. Outro benefício é o aumento da vazão de produto mediante a incorporação de contaminantes até o limite de especificação. Como menos energia é necessária, as emissões atmosféricas oriundas da queima de combustíveis fósseis também podem ser reduzidas.

Como o formato destas curvas é determinado a partir de simulação rigorosa, a limitação das simplificações dos métodos tradicionais, como número infinito de estágios e vazões internas constantes, não é aplicada e o mapeamento é mais próximo das condições reais da coluna.

Conhecendo-se o formato das curvas de operação para um determinado processo, a sua validação pode ser feita com dados diretamente do processo. Com isso é possível aplicá-las em diversas configurações de controle avançado de processos para otimizar a utilização da energia e a operação de uma coluna de destilação.

Esta metodologia pode ser estendida levando-se em conta um maior número de variáveis independentes. Desta forma é possível chegar a expressões mais abrangentes do tipo  $Q_R/F = Q_R/F(z_i, x_{esp}, N, q, P, Q_C, \dots)$ . Estas curvas podem ser obtidas utilizando-se a mesma metodologia.

## 7. Agradecimentos

Agradecimento à Engenheira Química Carolina Kornelius pela oportunidade de retomar este trabalho e aplicá-lo em um caso real.

## 8. Referências

- BAHADORI, A.; VUTHALURU, H. B. Simple equations to correlate theoretical stages and operating reflux in fractionators. *Energy*, v. 35, p. 1439-1446, 2010.
- DURAIKI, R. G.; FERNANDES, P. R.; TRIERWEILER, J. O.; SECCHI, A. R. Benefícios da Aplicação de Técnicas de Controle Avançado à Unidade de Aromáticos. In: II ENPROMER, 1999, ENPROMER, 1999, Florianópolis, Anais.
- ENGELIEN, H. K.; SKOGESTAD, S. Minimum Energy Diagrams for Multieffect Distillation Arrangements. *AIChE*, v. 51, p. 1714-1725, 2005.
- HALVORSEN, I. J.; SKOGESTAD, S. *DISTILLATION / Theory Of Distillation*, In: WILSON, I. *Encyclopedia of Separation Science*, 1ª ed, Academic Press, Oxford, 2000.
- HALVORSEN, I. J.; SKOGESTAD, S. Energy Efficient Distillation. *Journal of Natural Gas Science & Engineering*, v. 3, p. 571-580, 2011.
- KISTER, H. Z. *Distillation Design*. 1ª ed., McGraw-Hill, 1992.
- KORNELIUS, C. F. *Estudo de Estratégias de Controle e da Eficiência Operacional de uma Coluna de Destilação de Benzeno*. Trabalho de Conclusão de Curso, UFRGS,

Porto Alegre, RS, Brasil, 2011.

LUCIA, A.; MCCALLUM, B. R. Energy targeting and minimum energy distillation column sequences.

*Computers and Chemical Engineering*, v. 34, p. 931-942, 2010.

WORREL, E.; GALITSKY, C. Energy Efficiency Improvement and Cost Saving Opportunities For Petroleum Refineries An ENERGY STAR® Guide for Energy and Plant Managers, 2005.