



PREDIÇÃO DA EFICIÊNCIA EM BANDEJAS VALVULADAS COM *DOWNCOMER* E BANDEJAS *DUALFLOW*

T. L. Domingues¹, A. R. Secchi², T. F. Mendes²

1- Unidade de Aromáticos - COPESUL,

Rod. Tabaf-Canoas, BR 386 – Km 419 – Pólo Petroquímico – CEP: 95853-000 – Triunfo – RS – Brasil,
Telefone: (0-xx-51) 457-6404 – Email: tito@copesul.com.br

2- Grupo de Modelagem, Simulação, Controle e Otimização de Processos (GIMSCOP)

Departamento de Engenharia Química – Universidade Federal do Rio Grande do Sul,
Campus Centro, s/n – CEP: 90040-040 – Porto Alegre – RS – Brasil
Telefone: (0-xx-51) 3316-3952 – Email: {arge, talita}@enq.ufrgs.br

RESUMO – Conhecer a teoria de eficiência de bandejas e ter a habilidade para estimá-la são ferramentas fundamentais no projeto e avaliação do desempenho de colunas de destilação. Cada vez menos os dados e métodos para estimativa da eficiência são publicados pelos detentores de tecnologia de fabricação de bandejas. Além disto, os métodos existentes ainda são relativamente imprecisos. Foram comparados diferentes métodos de predição de eficiência de bandejas valvuladas e *dualflow* contra dados de colunas industriais. Os modelos escolhidos a partir da literatura foram inseridos no simulador Aspen Plus, em linguagem Fortran, em conjunto com os dados geométricos dos pratos, propriedades dos fluidos e variáveis de operação de colunas de destilação industriais. Compararam-se as composições de topo e de fundo da simulação com os dados de colunas industriais, obtendo-se resultados satisfatórios.

PALAVRAS-CHAVE: eficiência de prato, destilação fracionada, colunas de destilação.

ABSTRACT – The knowledge of the tray efficiency theory and the ability to estimate tray efficiencies are basic tools in the design and performance evaluation of distillation columns. Less and less the data and the methods to estimate the efficiency are publicized by the technology owners of tray design. Besides, the existing estimation methods are still relatively inaccurate. Different methods to predict the efficiency in the valve trays and dualflow trays were compared against data from industrial columns. The chosen models from literature were inserted in the Aspen Plus simulator, in Fortran language, together with geometrical tray data, fluid properties, and operating data from industrial distillation columns. The overhead and bottom compositions obtained from the simulator were compared with real data of industrial columns, giving satisfactory results.

1. INTRODUÇÃO

Na indústria petroquímica, as colunas de pratos são um dos equipamentos mais usados na separação de misturas de líquido e vapor/gás (Xu *et al.*, 1994). Os pratos são

classificados em dois tipos, conforme o fluxo: cruzado ou contracorrente.

Em pratos com fluxo cruzado o líquido flui entre os pratos através dos *downcomers* e o vapor flui somente através de



furos, válvulas ou borbulhadores (Garcia, 2002).

Bem menos conhecidos, pratos *dualflow* são aqueles onde os fluxos contracorrente de líquido e vapor passam nos mesmos furos, não possuem *downcomers* e podem ter um formato ondulado. Estes pratos têm maior capacidade e menor perda de carga do que pratos com *downcomers*, pois o fluxo é através de toda seção transversal da coluna (Xu *et al.*, 1994). Estes pratos têm boa transferência de massa com baixo investimento de capital. São utilizados em aplicações onde há presença de sólidos e polímeros (Garcia, 2002).

Garcia (2000) apresentou um modelo teórico fundamental para estimar a eficiência de prato com *downcomer*. Foi um aperfeiçoamento do modelo proposto por Prado (1990), que dividiu o prato em zonas e aplicou em cada uma delas a teoria dos dois filmes de transferência de massa e o tipo de regime de escoamento. Prado (1990) considerou três regiões: a região próxima dos furos, onde o gás pode estar em regime de escoamento de *jet* ou borbulhamento, a região de espuma, a qual é composta por bolhas de gás dispersas no líquido e a zona de *spray*. Até então, a correlação de Chan e Fair (1984) era a que tinha sido desenvolvida usando o maior número de dados e era a mais recomendada em publicações (Bennett *et al.*, 1997).

Garcia (2002) ampliou a aplicação do modelo de zonas de Garcia (2000) e Prado (1990) para pratos *dualflow*. Até então, a tentativa mais recente de modelar a eficiência deste tipo de prato tinha sido feita por Xu *et al.* (1994).

2. COLUNAS AVALIADAS

As três colunas de destilação utilizadas neste estudo, estão localizadas na Companhia Petroquímica do Sul – COPESUL, são:

A) Fracionadora de C6: faz parte da Unidade de Produção de Benzeno e sua função é separar, a partir de uma mistura de hidrocarbonetos C5-C9, um corte C6 no topo (rico em benzeno) e um corte C7+ no fundo.

B) Fracionadora de buteno-1: sua função é separar, a partir de uma mistura de hidrocarbonetos C4, buteno-1 no topo com a mínima quantidade de n-butano.

C) Fracionadora de propeno: sua função é separar propeno de alta pureza no topo (grau polímero, 99,50 % mol) do propano.

As especificações das colunas são mostradas na Tabela 1.

Tabela 1 – Especificações das colunas

	A	B	C
Diâmetro (m)	1,85	2,54	4,40
Altura (m)	34,5	64,7	99,7
Nº de pratos	60	138	224
Tipo de prato	válvula-do	<i>dualflow</i>	<i>dualflow</i>
Diâmetro do furo (mm)	40	6	9
Espaçamento entre pratos (m)	0,5	0,4	0,4
A _F (%)	16,78	19,31	20,75
Área ativa (m ²)	2,254	5,067	15,205
Altura do vertedouro (mm)	52	-	-
Prato de carga	26	100	140
Chave leve	benzeno	buteno-1	propeno
Chave pesado	tolueno	n-butano	propano
Equação de estado	NRTL	SRK	RK-Soave
Banco de dados	Dechema	Ethylene	Pure 12

A_F - área perfurada / área ativa

Os dados de planta foram coletados em períodos nos quais as colunas estavam operando em condições próximas do estado estacionário. Na Tabela 2 estão as composições médias das correntes das colunas nos respectivos períodos, obtidos por cromatografia em laboratório para as colunas A e B e cromatógrafos em linha para a coluna C.

Tabela 2 – Composição das correntes

	Carga	Topo	Fundo
A (% massa)			
benzeno	48,63	83,25	0,96
tolueno	22,70	0,0010	53,29
B (% mol)			
buteno-1	41,60	92,40	16,14
n-butano	11,10	0,4000	16,26
C (% mol)			
propeno	94,11	99,54	7,62
propano	5,81	0,4495	90,98

Verificou-se a calibração dos principais instrumentos de medição de vazões, temperaturas e pressões. O erro no balanço material por componente estava < 5%, conforme recomendado por Kister *et al.* (1998).

3. MODELO UTILIZADO

Nesta seção é apresentado o modelo teórico proposto por Prado (1990) e aperfeiçoado por Garcia (2000, 2002), que é comparado na seção seguinte com o modelo de Chan (1984) para pratos valvulados com *downcomer* e com o modelo de Xu *et al.* (1994) para pratos *duaflow*.

3.1 Estrutura do modelo

A modelagem proposta por Prado (1990) e aperfeiçoada por Garcia (2000) divide o prato em seis zonas, conforme mostrado na Figura 1. A qualquer instante, as zonas são caracterizadas por um dos tipos de dispersão do fluxo de vapor: *jet*, bolhas grandes e bolhas

pequenas. O tamanho destas zonas varia de acordo com as vazões volumétricas de líquido e vapor.

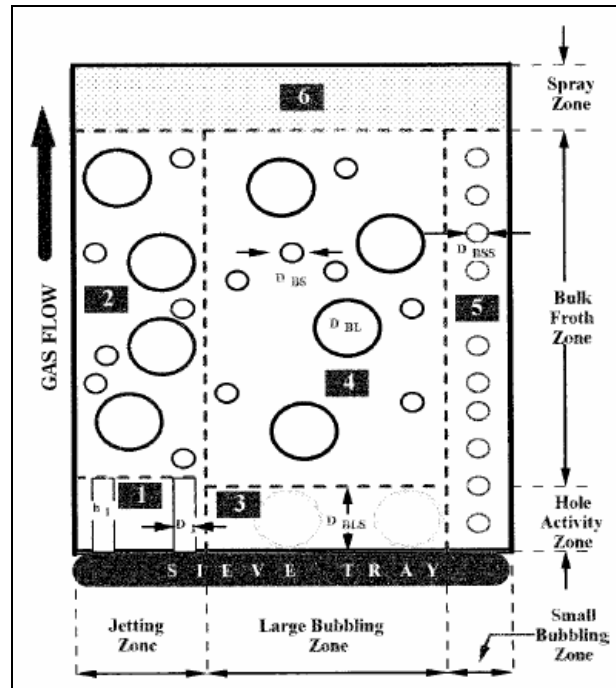


Figura 1 – Modelo hidráulico da dispersão acima do prato (Prado, 1990).

Cada zona é modelada separadamente em termos de número de unidades de transferência de massa na fase gás e líquida (NUT_G e NUT_L). A contribuição de cada zona para a predição da eficiência de ponto (E_G) por prato é feita através da Equação 1.

$$E_G = FJ(1 - e^{-N_{GFJ}}) + FLB(1 - e^{-N_{GFLB}}) + FSB(1 - e^{-N_{GS}}) \quad (1)$$

em que FJ é a fração dos furos que está em regime de *jet*; FLB é a fração de furos com bolhas grandes; FSB é a fração de furos com bolhas pequenas; N_{GS} é o número de unidades de transferência de massa na fase gás (NUT_G) da zona 5; N_{GFJ} e N_{GFLB} são dados pelas Equações 2 e 4, respectivamente.

$$N_{GFJ} = N_{G1} - \ln\{1 - [AJ(1 - e^{-N_{G2S}}) + (1 - AJ)(1 - e^{-N_{G2L}})]\} \quad (2)$$

em que AJ é a fração de bolhas pequenas na espuma intermediária dada pela Equação 3; N_{G1} é o NUT_G na zona 1; N_{G2S} é o NUT_G das bolhas pequenas na zona 2 e N_{G2L} é o NUT_G das bolhas grandes na zona 2.

$$AJ = 1 - 0,463 \left(\frac{\sigma}{\sigma_w} \right)^{0,6} \cdot \left(\frac{\mu_L \mu_{AR}}{\mu_w \mu_G} \right)^{0,1} \cdot \left(\frac{\rho_w}{\rho_L} \right)^{0,6} \cdot \left(\frac{\rho_{AR}}{\rho_G} \right)^{0,1} \quad (3)$$

em que σ é a tensão superficial do líquido; σ_w é a tensão superficial da água; μ_L , μ_G , μ_w , são as viscosidades do líquido, do gás e da água, respectivamente; ρ_L , ρ_G , ρ_w são as massas específicas do líquido, do gás e da água, respectivamente.

$$N_{GFLB} = N_{G3} - \ln\{1 - [AJ(1 - e^{-N_{G4S}}) + (1 - AJ)(1 - e^{-N_{G4L}})]\} \quad (4)$$

em que N_{G3} é o NUT_G na zona 3; N_{G4S} é o NUT_G das bolhas pequenas na zona 4 e N_{G4L} é o NUT_G das bolhas grandes na zona 4. As correlações para o cálculo da transferência de massa na fase líquida estão embutidas dentro das correlações da fase gás, para cada zona. A correlação para estimar FSB é dada pela Equação 5, FJ pelas Equações 6 e 7 e FLB pela Equação 8.

$$FSB = 165,65 D_H^{1,32} A_F^{1,33} \quad (5)$$

$$FJ = \frac{U_A \cdot 0,60}{U_{AT}} \quad (6)$$

$$U_{AT} = 0,04302 \cdot \rho_G^{-0,5} \cdot \rho_L^{0,692} \cdot \sigma^{0,06} \cdot A_F^{0,25} \cdot \left(\frac{Q_L}{L_w} \right)^{0,05} \cdot D_H^{-0,1} \quad (7)$$

$$FLB = 1 - FJ - FSB \quad (8)$$

em que D_H é o diâmetro do furo; A_F é a fração de área do prato perfurada; U_A é a velocidade superficial de operação baseada na área ativa; U_{AT} é a velocidade superficial baseada na área ativa na transição de espuma para *spray*; Q_L é a vazão volumétrica de líquido no prato e L_w é o comprimento da corda do vertedouro ou o diâmetro da coluna, no caso de bandejas tipo *dualflow*.

Os modelos para o cálculo do NUT_G e NUT_L em cada uma das zonas partem da teoria dos dois filmes, mostrada nas Equações 9 e 10.

$$N_G = k'_G \cdot a' \cdot t_G \quad (9)$$

$$N_L = k'_L \cdot \bar{a} \cdot t_L \quad (10)$$

em que N_G e N_L são os números de unidades de transferência de massa na fase gás e líquida; k'_G e k'_L são os coeficientes de transferência de massa na fase gás e líquida; a' e \bar{a} são as áreas interfaciais por unidade de volume de gás e líquido; t_G e t_L são os tempos de residência do gás e do líquido na dispersão.

Os tempos de residência são calculados pelas velocidades do *jet*, de subida das bolhas e pela altura de líquido sobre o prato (h_F). Para o cálculo de h_F nos pratos ondulados utilizaram-se as correlações de Garcia (2002) mostradas nas Equações 11 e 12; nos pratos valvulados utilizaram-se as correlações de Dhulesia e Van Winkle, que estão em Lockett (1986), dadas pelas Equações 13, 14 e 15.

$$h_L = \frac{b_1 M_L^{4,3} A_F^{1,5} [U_A (\rho_G / \rho_L)^{0,5}]^{b_2}}{\rho_L A_F^{b_3} (t / (1000 D_H))^{0,42}} \quad (11)$$

$$h_F = \frac{h_L}{1 - \varepsilon} \quad (12)$$

em que h_L é a altura de líquido claro; $b_1=0,01728$; $b_2=1,0$; $b_3=1,50$; M_L é a vazão

mássica de líquido; t é a espessura do prato; ε é a porosidade da espuma.

$$h_L = 0,42 \left[\frac{Q_L}{L_W} \frac{1}{U_A} \left(\frac{\rho_L}{\rho_G} \right) \right]^{0,33} h_W^{0,67} \quad (13)$$

$$h_{LD} = h_L + \frac{U_A \rho_G (U_H - U_A)}{\rho_L 9,81} \quad (14)$$

$$h_F = 0,076 + \frac{32,6 F_S^2}{(\rho_L - \rho_G)} + 0,82 h_{LD} \quad (15)$$

em que h_W é a altura do vertedouro ou da ondulação do prato; U_H é a velocidade de vapor no furo; h_{LD} é a altura dinâmica do líquido claro e F_S é um fator definido como $U_A \rho_G^{0,5}$.

3.2 Modelos de mistura

Obtida a eficiência de ponto por prato (E_G) é necessário relacioná-la com a eficiência de prato de Murphree (E_{MV}). O simulador utiliza eficiência de prato de Murphree na fase gás para o cálculo da coluna. Nos pratos *dualflow* (fluxo em contracorrente) a eficiência de ponto é igual à eficiência de prato de Murphree, ou seja, $Pe = 0$. Nos pratos valvulados, utilizou-se o modelo de mistura desenvolvido por Lewis que é recomendado por Lockett (1986), dado pela Equação 16, se $Pe \geq 20$ (*plug flow*), ou Equação 17, se $Pe < 20$ (mistura parcial).

$$E_{MV} = \frac{(e^{\lambda E_G} - 1)}{\lambda} \quad (16)$$

$$\frac{E_{MV}}{E_G} = \frac{1 - [e^{-(\eta + Pe)}]}{(\eta + Pe) \left[1 + \frac{(\eta + Pe)}{\eta} \right]} + \frac{e^\eta - 1}{\eta \left[1 + \frac{\eta}{(\eta + Pe)} \right]} \quad (17)$$

em que Pe é o número de Peclet; η é uma constante dada pela Equação 18; λ é a razão entre a inclinação da curva de equilíbrio e a curva de operação mostrada na Equação 19.

$$\eta = \frac{Pe}{2} \left[\sqrt{1 + \frac{4 \cdot \lambda \cdot E_G}{Pe}} - 1 \right]$$

(18)

$$\lambda = m \frac{G}{L} \quad (19)$$

em que G e L são as vazões molares de vapor e líquido, respectivamente; m é a inclinação da curva de equilíbrio. Num sistema multicomponente as curvas de equilíbrio diferem para cada componente. Foi utilizado o método pseudobinário para o cálculo de m , onde se levam em conta as composições dos componentes leves e pesados nas fases líquida e vapor (Lockett, 1986).

3.3 Arraste de líquido

O arraste de líquido pelo vapor para o prato superior reduz a eficiência da coluna, pois é uma recirculação interna do líquido. Para pratos *dualflow* utilizou-se a correlação apresentada por Garcia (2002) e para pratos valvulados utilizaram-se as correlações apresentadas por Colburn (*apud* Lockett, 1986) e Zuiderweg (1982), para considerar o efeito desse arraste.

4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Utilizou-se o simulador comercial Aspen Plus para a realização das simulações. A implementação dos modelos de eficiência no simulador foi feita em linguagem Fortran 77.

4.1 Fracionadora de C6 (valvulado)

A Figura 2 mostra os perfis de eficiência de ponto (E_G) obtidos a partir dos

modelos de Garcia (2000) comparado com Chan (1984).

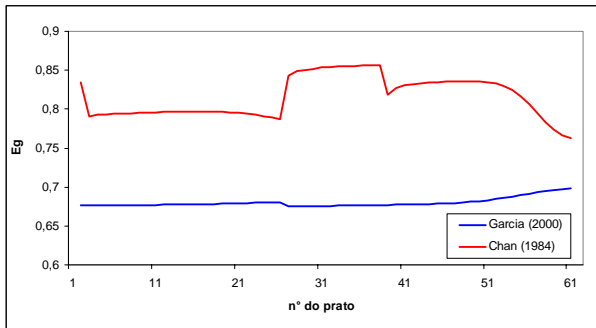


Figura 2 – Perfil da eficiência de ponto (E_G) da fracionadora de C6

A Figura 3 mostra os perfis de eficiência de prato de Murphree, incluindo a correção para o efeito de arraste. Nota-se que a eficiência é maior que 1,0 em alguns pratos. Tal efeito é previsto por Lockett (1986). O simulador não aceita valores de eficiência de Murphree $> 1,0$, então, utilizou-se a restrição de $E_{MV} = 1,0$.

Em torno do prato 38, existe uma descontinuidade do perfil da eficiência de Murphree decorrente da mudança de inclinação da curva de equilíbrio (m) devido à utilização do método pseudobinário, associado ao fato que nesta parte da coluna as composições dos compostos chave leve e pesado não mudam.

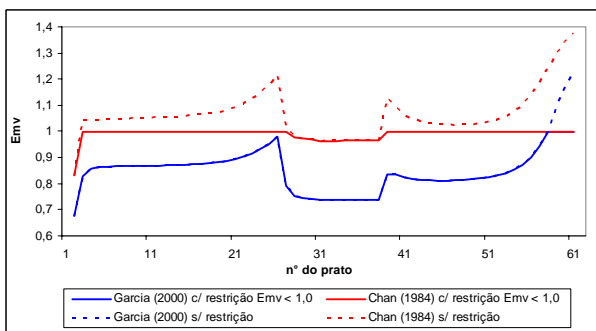


Figura 3 – Perfil da eficiência de prato de Murphree (E_{MV}) da coluna fracionadora de C6

Nesta coluna o interesse é reduzir o teor de tolueno no topo ao menor valor possível. A Tabela 3 mostra que o modelo de Chan (1984) foi o melhor para representar pratos valvulados, neste estudo.

Tabela 3 – Composições reais e simuladas da fracionadora de C6

Componente	Planta	Garcia (2000)	Chan (1984)
Topo da coluna			
benzeno (%massa)	83,25	83,61	83,63
tolueno (%massa)	0,0010	0,0034	0,0008
Fundo da coluna			
benzeno (%massa)	0,96	1,015	0,9565
tolueno (% massa)	53,29	53,59	53,59

4.2 Fracionadora de buteno-1 (dualflow)

A Figura 4 mostra o perfil da eficiência de Murphree (E_{MV}) ao longo da coluna, que no caso de pratos com fluxo contracorrente é igual à eficiência de ponto (E_G) com a correção para o efeito de arraste.

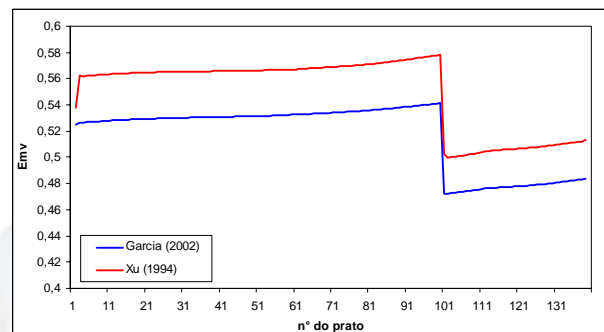


Figura 4 – Perfil da eficiência de prato de Murphree (E_{MV}) da fracionadora de buteno-1

Nesta coluna o interesse está em reduzir ao mínimo o teor de n-butano no topo. A Tabela 4 mostra que ambos modelos sobrestimam a capacidade de fracionamento da coluna, apesar de que o modelo de Garcia (2002) apresentou resultados mais próximos da realidade.

Tabela 4 – Composições reais e simuladas da fracionadora de buteno-1

Componente	Planta	Garcia (2002)	Xu (1994)
Topo da coluna			
buteno-1 (% mol)	92,40	92,46	92,57
n-butano (% mol)	0,4000	0,1960	0,1374
Fundo da coluna			
buteno-1 (% mol)	16,14	15,48	15,42
n-butano (% mol)	16,26	16,72	16,75

4.3 Fracionadora de propeno (*dualflow*)

A Figura 5 mostra os perfis de eficiência de prato de Murphree.

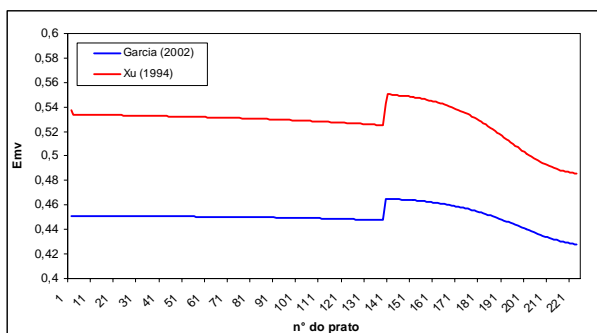


Figura 5 – Perfil da eficiência de prato de Murphree (E_{MV}) da fracionadora de propeno

Nesta coluna o interesse está em produzir uma corrente de topo com pureza de propeno maior que 99,50 % mol (grau polímero). A Tabela 5 mostra que, novamente, o modelo de Garcia (2002) representa o comportamento da coluna mais precisamente do que o de Xu *et al.* (1994).

Tabela 5 – Composições reais e simuladas da fracionadora de propeno

Componente	Planta	Garcia (2002)	Xu (1994)
Topo da coluna			
propeno (% mol)	99,54	99,50	99,69
propano (% mol)	0,4495	0,4937	0,2993
Fundo da coluna			
propeno (% mol)	7,62	6,88	3,58
propano (% mol)	90,98	91,72	95,01

No modelo de Garcia (2002), para pratos *dualflow*, as correlações que prevêem a altura da espuma sobre o prato (h_F) e a fração dos furos que está em regime de *jet* (FJ) deverão ser melhor investigadas. Para h_F os valores obtidos foram de 6,8 e 7,0 mm para as fracionadoras de buteno-1 e propeno, respectivamente. Hutchinson (1956) encontrou h_F variando de 50 a 400 mm para uma coluna piloto ar-água.

Para o cálculo de FJ , a correlação de Prado (1990) apresentou valores baixos para FJ , como mostrado na Tabela 6. Prado (1990) compara a velocidade superficial do gás (U_A) baseado na área ativa com correlações empíricas para o cálculo das velocidades mínimas e máximas de *jet*. Substituiu-se esta correlação pela apresentada por Johnson (*apud* Prado, 1987), mostrada nas Equações 6 e 7. Johnson (*apud* Prado, 1987) afirma que 60 % dos furos do prato estão em regime de *jet* quando a velocidade superficial de transição (U_{AT}) é alcançada.

Tabela 6 – FJ no prato 51

	FJ por Prado (1990)	FJ por Johnson <i>apud</i> Prado (1987)
Fracionadora de C6	0,108	0,440
Fracionadora de buteno-1	0,036	0,467
Fracionadora de propeno	0,018	0,452

5. CONCLUSÃO

O modelo para estimar a eficiência por zonas de contribuição de transferência de massa, utilizado neste trabalho, representou satisfatoriamente o desempenho dos pratos *dualflow* (sem *downcomers* e fluxo contracorrente). Esta é uma das primeiras tentativas de uso deste modelo (Garcia, 2002), merecendo ajustes ainda na altura de líquido sobre o prato (h_F) e fração dos furos que está



em regime de *jet* (FJ). Mesmo assim, os desempenhos das colunas fracionadoras de buteno-1 e de propeno foram melhores representadas pelo modelo por zonas do que pela modelagem antecessora feita por Xu *et al.* (1994). Por outro lado, a aplicação do modelo para a coluna fracionadora de C6 ainda merece um certo cuidado, pois o modelo clássico de Chan (1984) apresentou resultados melhores que o modelo de Garcia (2000), neste estudo.

6. AGRADECIMENTOS

Os autores agradecem aos colegas da Unidade de Aromáticos e Time de Processo da COPESUL pelo apoio e incentivo.

7. BIBLIOGRAFIA

- BENNETT, D. L.; WATSON, D. N.; WIESCINSKI, M. A. New correlation for sieve-tray point efficiency, entrainment and section efficiency. *AIChE J.*, v. 43, p. 1611-1626, 1997.
- CHAN, H; FAIR, J. R. Prediction of point efficiencies on sieve trays. *Ind. Eng. Process Des. Dev.*, v. 23, p. 814-819, 1984.
- GARCIA, J. A.; FAIR, J. R. A fundamental model for the prediction of distillation sieve tray efficiency. *Ind. Eng. Chem. Res.*, v. 39, p. 1809-1817 (parte 1), 1818-1825 (parte 2), 2000.
- GARCIA, J. A.; FAIR, J. R. Distillation sieve trays without downcomers: prediction of performance characteristics. *Ind. Eng. Chem. Res.*, v. 41, p. 1632-1640, 2002.
- HUTCHINSON, M. H.; BADDOUR, R. F. Ripple trays – a new tool for vapor-liquid contacting. *Chem. Eng. Progress*, v. 52, p. 503-508, 1956.
- KISTER, H. Z.; BROWN, E.; SORENSEN, K. Sensitivity analysis is key to successful DC5 simulation. *Hydrocarbon Processing*, October, p. 124-132, 1998.
- KLEMOLA, K. T.; ILME K. I. Distillation efficiencies in the industrial-scale i-butane/n-butane fractionator. *Ind. Eng. Chem. Res.*, v. 35, p. 4579-4586, 1996.
- LOCKETT, M. J. Distillation tray fundamentals. *Cambridge: University Press*, 1986.
- PRADO, M. P.; JOHNSON, K. L.; FAIR, J. R. Bubble-to-spray transition on sieve trays. *Chem. Eng. Progress*, March, p. 32-40, 1987.
- PRADO, M. P.; FAIR, J. R. Fundamental model for the prediction of sieve tray efficiency. *Ind. Eng. Chem. Res.*, v. 29, p. 1031-1042, 1990.
- XU, Z. P.; AFACAN, A.; CHUANG, K. T. Efficiency of dualflow trays in distillation. *Can. J. Chem. Eng.*, v. 72, p. 607-613, 1994.
- ZUIDERWEG, F. J.; Sieve trays: a view on the state of the art. *Chem. Eng. Science*, v. 37, p. 1441-1464, 1982.