

SIMULAÇÃO DINÂMICA DE EVAPORADORES MÚLTIPLOS EFEITOS EM BIORREFINARIAS

P. R. S. SILVA¹, C. D. F. de JESUS², A. R. SECCHI¹ e E. C. BISCAIA Jr¹

¹ Universidade Federal do Rio de Janeiro, PEQ/COPPE

² Laboratório Nacional de Ciência e Tecnologia do Bioetanol

E-mail para contato: psantoro@peq.coppe.ufrj.br

RESUMO – Evaporadores múltiplos efeitos do tipo *Falling Film* e *Roberts* são amplamente usados nos processos de produção de bioetanol a partir da cana-de-açúcar. Com a finalidade de realizar estudos de simulação dinâmica de biorrefinarias, desenvolveram-se neste trabalho modelos matemáticos fenomenológicos compostos por equações algébrico-diferenciais para a descrição da operação desses tipos de evaporadores. Os modelos desenvolvidos levam em conta as propriedades termodinâmicas dos componentes presentes no caldo da cana-de-açúcar, além de seus componentes sólidos e o cálculo do coeficiente de transferência de calor a partir da teoria de Nusselt e diferenciam-se na geometria e forma de operação dos equipamentos. Os modelos foram implementados no simulador EMSO e confrontados com dados industriais de uma usina localizada no Estado de São Paulo. Os resultados obtidos estão de acordo com os dados reais. Uma modelagem simplificada, fundamentada no cálculo de um *Flash* não adiabático simples, usualmente empregado na simulação de evaporadores, também foi implementada. Foi possível observar que o modelo simplificado apresenta resultados similares para o estado estacionário da simulação referente ao evaporador *Falling Film*, mas não possui detalhamento suficiente na transferência de calor para prever o comportamento transiente. O modelo do evaporador do tipo *Roberts* apresentou o mesmo comportamento em relação aos demais modelos, mas os resultados apresentaram diferença. Esse modelo, assim como o *Falling Film*, possui capacidade preditiva em relação ao fenômeno de transferência de calor.

1. INTRODUÇÃO

O setor de etanol deverá receber investimentos da ordem de cinco bilhões de dólares nos próximos cinco anos, que somados ao aumento do consumo interno de álcool hidratado (alternativa *flex-fuel*) e aos esforços da indústria química nacional em substituir o petróleo pelo etanol, podem propiciar um aumento significativo da demanda de álcool combustível nos próximos anos no Brasil.

No contexto de elevação da demanda de álcool combustível e do desenvolvimento de biorrefinarias, está em desenvolvimento pelo CTBE (Laboratório Nacional de Ciência e Tecnologia do Bioetanol) o programa da Biorrefinaria Virtual da Cana (BVC). O programa da BVC busca desenvolver uma ferramenta de análise para biorrefinarias que permita otimizar os processos envolvidos. A BVC foca a cana-de-açúcar como fonte da biomassa a ser empregada e a produção de bioetanol de primeira e segunda gerações como o produto principal, sendo composta, a princípio, por quatro sub-redes que atuarão de forma integrada. Uma das sub-redes se refere ao desenvolvimento de modelos matemáticos das operações unitárias que compõem as diversas configurações de biorrefinaria. Dentre as diversas operações unitárias está a evaporação. Evaporadores múltiplos efeitos são utilizados tanto na produção de bioetanol de primeira como o de segunda geração.

De acordo com alguns trabalhos encontrados na literatura, como os de Quaak *et al.* (1994), Aly *et al.* (1997), El-Dessouky *et al.* (1998) e Bhargava *et al.* (2008), os evaporadores múltiplos efeitos são modelados para misturas binárias e o balanço de energia leva em consideração uma correlação para a determinação da elevação do ponto de ebulição da mistura a ser concentrada. Na maioria dos casos, as simulações são realizadas no estado estacionário e os modelos não costumam ser rigorosos em relação à transferência de calor.



Neste trabalho foram desenvolvidos modelos matemáticos que descrevem o processo de evaporação do caldo da cana-de-açúcar, considerando-se os diversos componentes que podem estar presentes no caldo e suas propriedades termodinâmicas. Dessa forma, uma contribuição deste trabalho é aplicar o modelo de evaporadores múltiplos efeitos na concentração do caldo da cana sem a utilização de correlações empíricas na determinação da elevação do ponto de ebulição do caldo. Além disso, os modelos matemáticos propostos descrevem evaporadores mais usuais na indústria sucroalcooleira como os do tipo *falling film* e tipo *Roberts*. Outra característica importante do trabalho é a implementação dos modelos no simulador dinâmico EMSO (*Environment for Modeling Simulation and Optimization*) cuja linguagem é objeto-orientada, permitindo ao usuário desenvolver modelos complexos pela composição de modelos mais simples.

2. COMPONENTES DO CALDO DA CANA-DE-AÇÚCAR

A composição básica da cana-de-açúcar consiste em sólidos totais (24 a 27% em massa), sólidos solúveis (10 a 16% em massa), fibras (base seca, 11 a 16% em massa) e água (73 a 76% em massa). Em uma biorrefinaria, a cana é processada, passando por etapas de limpeza e extração de açúcares feita usualmente por moendas. Ao final dessa etapa, são obtidos o caldo cru e o bagaço da cana. O caldo cru apresenta grande concentração em sacarose, contudo deve ser realizado o tratamento físico e químico do caldo para que o mesmo esteja em condições adequadas para o bom andamento do processo fermentativo. O bagaço excedente do processo de produção do etanol da cana também pode ser matéria-prima na produção de etanol, após ser submetido ao processo de hidrólise.

Em relação aos sólidos solúveis, a composição dos caldos varia dentro dos limites indicados na Tabela 1, de acordo com o trabalho de Dias (2008).

Tabela 1 – Teor médio de sólidos solúveis nos caldos de cana-de-açúcar

Componentes do caldo	Teor (% em massa)
Áçúcares	75 a 93
- Sacarose	70 a 91
- Glicose	2 a 4
- Frutose	2 a 4
Sais	3 a 5
Ácidos inorgânicos	1,5 a 4,5
Ácidos orgânicos	1 a 3
Proteínas	0,5 a 0,6
Amido	0,001 a 0,05
Gomas	0,3 a 0,15
Ceras e graxas	0,05 a 0,15
Corantes e outros	3 a 5

De acordo com Dias (2008), o bagaço é constituído por celulose, hemicelulose e lignina, na proporção aproximada de 30 a 40% de celulose (fração mássica em base seca), 25 a 35% de hemicelulose, lignina e traços de minerais, cera e outros compostos. O teor de lignina no bagaço é igual a 22%. Na hidrólise da hemicelulose e da celulose obtêm-se monossacarídeos, principalmente xilose e glicose, respectivamente. Os processos de transformação de materiais lignocelulósicos em açúcares fermentescíveis podem ser divididos em três categorias principais: hidrólise enzimática, hidrólise com ácido concentrado e hidrólise com ácido diluído. A hidrólise ácida de materiais lignocelulósicos permite a produção dos seguintes compostos: hexoses (especialmente glicose, galactose e manose), pentoses (xilose e arabinose), lignina, furfural, 5-hidroximetil-furfural (HMF), ácido acético, metanol, além de outros, dependendo do material lignocelulósico usado.

Os componentes considerados na mistura modelada se dividiram em duas categorias, sendo a primeira de componentes líquidos ou sólidos solúveis e a segunda de componentes sólidos insolúveis. A primeira categoria é formada pelos oito componentes a seguir, em ordem decrescente de volatilidade: etanol, água, ácido

acético, 3-metil-1-butanol, furfural, etileno glicol, glicerol e sacarose. A segunda categoria é formada pelos sete componentes seguintes: celulose, xilana, lignina, celulase, biomassa, enzima e gipsita. Como esses componentes são sólidos, seus efeitos no equilíbrio termodinâmico líquido-vapor não foram considerados.

A água faz parte da composição da cana-de-açúcar, além de ser usada no tratamento do caldo da cana. O furfural, ácido acético e alcoóis orgânicos advêm da hidrólise ácida dos materiais lignocelulósicos. Os componentes sólidos que foram considerados são constituintes do bagaço da cana.

Alguns componentes considerados nas simulações já faziam parte da base de dados termodinâmicos do VRTherm usada pelo EMSO. O VRTherm é um *software* capaz de prever propriedades termodinâmicas e físicas de misturas complexas. Contudo, por estarem ausentes na base de dados, as propriedades termodinâmicas da sacarose e de todos os componentes sólidos foram inseridas no VRTherm. As propriedades da sacarose (como massa molar e temperatura normal de ebulição) e correlações para o cálculo da pressão de vapor, calor específico, viscosidade e condutividade térmica, tanto para o gás ideal quanto para o líquido, foram obtidas a partir do simulador comercial *Aspen Plus*® e ajustadas via mínimos quadrados às correlações presentes no VRTherm. Já as propriedades dos componentes sólidos por não estar disponíveis na base de dados do *Aspen Plus*®, foram obtidas do Laboratório Nacional de Energia Renovável dos Estados Unidos (NREL), através do trabalho de Wooley *et al.* (1996), que apresenta um conjunto de propriedades físicas consistentes para os componentes-chave usados na simulação de processos que envolvam a produção de etanol a partir de matéria-prima lignocelulósica.

As propriedades físicas e termodinâmicas dos sólidos insolúveis que foram inseridas no VRTherm foram, dentre outras, o calor específico e o volume específico. No entanto, outras propriedades são necessárias, como a viscosidade e condutividade térmica para os cálculos da transferência de calor. Contudo, por estar em pequena quantidade em relação à fase líquida, estas últimas propriedades dos sólidos foram desconsideradas no cálculo das propriedades da mistura. As propriedades do caldo da cana, composto por diversos componentes, inclusive materiais lignocelulósicos, foram obtidas a partir de estimativas realizadas em um sítio na Internet especializado em tecnologia do açúcar.

Cabe ressaltar que, em relação aos componentes líquidos e sólidos solúveis, os modelos termodinâmicos adotados para o equilíbrio entre as fases líquida e vapor são os modelos de gás ideal e de solução líquida ideal.

3. OPERAÇÃO DOS EVAPORADORES MÚLTIPLOS EFEITOS

Na evaporação em múltiplos efeitos, os vapores produzidos na evaporação do caldo contido no primeiro vaso são aproveitados na evaporação do caldo do segundo vaso e assim por diante, adicionando-se apenas uma dosagem de vapor de escape e de vapor direto em quantidade relativamente pequena. Para garantir uma diferença de temperatura entre os efeitos, é aplicado vácuo no último efeito. A evaporação a vácuo possui duas grandes vantagens: a) aumenta a diferença total de temperatura entre vapor e caldo, numa medida igual à queda do ponto de ebulição do caldo entre a pressão do primeiro e do último efeito e b) permite continuar a evaporação com temperaturas menos prejudiciais, sob o ponto de vista da inversão da sacarose e da coloração do caldo, na medida em que o caldo se torna mais concentrado e mais viscoso.

3.1. Elevação do Ponto de Ebulição (EPE)

A temperatura de ebulição de uma solução de açúcar na água, ou de um caldo sob uma pressão dada, aumenta com a concentração desta solução (Brix do caldo). Como detalhado em Hugot (1969), há tabelas como a de Claassen que preveem o valor da elevação do ponto de ebulição das soluções puras de açúcar e as de Thieme, que preveem a EPE dos caldos de cana sob a pressão atmosférica. Contudo, a elevação do ponto de ebulição das soluções açucaradas varia com a pressão, mas em limites bastante estreitos. A EPE de uma solução com Brix e pureza quaisquer, sob uma pressão qualquer, pode ser obtida utilizando-se o ábaco de Othmer e Silvis, ou através de correlações empíricas. Nas tabelas mencionadas acima, a faixa de valores para a elevação do ponto de ebulição se encontra entre 0°C e 40°C. Neste trabalho, não foram usadas essas cartas nem correlações empíricas para a determinação da elevação do ponto de ebulição. A EPE é calculada pelo próprio balanço de energia previsto no modelo.



3.2. Evaporadores presentes na indústria sucroalcooleira

Na indústria sucroalcooleira, o evaporador tipo Roberts é o mais usado, pois se trata de um equipamento que pode operar praticamente sem sistema de automação, já que o volume de caldo no mesmo propicia certa estabilidade operacional, mesmo quando há variações de vazão. Outra possibilidade são os evaporadores de película, os quais podem ser tubulares ou a placas e de filme ascendente ou descendente. Neste trabalho foi desenvolvida a modelagem de três tipos de evaporadores: *flash* não adiabático (caso ideal), tipo de película (tubular com filme descendente) e Roberts. As peculiaridades na modelagem de cada evaporador são descritas a seguir:

- *Flash* não adiabático – consiste em um vaso cilíndrico em que o caldo a ser concentrado é colocado em contato com o meio de aquecimento, constituído por uma serpentina. A mistura foi considerada perfeita. O aquecimento do caldo e consequente ebulição ocorrem devido ao fornecimento de energia. A taxa de calor é uma variável especificada nesta modelagem e, portanto, as equações de transferência de calor não são utilizadas no modelo.
- Filme descendente – é constituído por um conjunto de tubos longos, por onde o vapor é continuamente injetado. O caldo a ser concentrado é alimentado pela parte inferior do evaporador, acumulando um determinado volume nessa região. De modo a manter o volume de caldo constante, o mesmo é recirculado, escoando a partir da parte superior do evaporador sobre a superfície externa dos tubos. Assim, no modelo matemático desenvolvido para esta configuração de evaporador, o aquecimento do caldo ocorre devido à transferência de calor entre o vapor no interior dos tubos e a película de líquido que se forma no exterior dos tubos.
- Roberts – consiste de um elemento aquecedor tubular projetado para a passagem da solução através dos tubos. O vapor é alimentado por fora dos tubos, existindo, assim, um movimento livre do vapor, do condensado e do não-condensado para baixo. Na modelagem realizada, no entanto, considerou-se que todo vapor de aquecimento sai como condensado. Para a simulação desse evaporador no EMSO, explorou-se a metodologia de acoplamento de modelos, ou seja, para a obtenção do modelo mais robusto do evaporador foram usados dois outros modelos mais simples. No interior do conjunto de tubos (calandra) o caldo sofre aquecimento e ebulição, não havendo ainda a separação de fases. Dessa forma, esse feixe de tubos foi modelado como um trocador de calor multitubular. Na parte superior do feixe ocorre a separação das fases líquida e vapor e o caldo concentrado desce pelo tubo central, enquanto o vapor sai pela válvula de alívio. Essa região acima da calandra é modelada como um *flash* adiabático.

4. MODELAGEM MATEMÁTICA DOS EVAPORADORES

A alimentação do evaporador, em suas diferentes configurações, é formada também por sólidos insolúveis, além dos sólidos solúveis e componentes líquidos. No desenvolvimento dos modelos, os balanços de massa foram formulados separados para os componentes líquidos/sólidos solúveis dos sólidos insolúveis. O equilíbrio termodinâmico ocorre apenas entre as fases vapor e líquida, sendo a fase vapor considerada ideal. Os modelos matemáticos desenvolvidos são concentrados, compostos por equações algébrico-diferenciais de índice diferencial igual a um. As equações básicas que regem todos os modelos estão descritas abaixo.

Balanço Molar

- Para os componentes líquidos/sólidos solúveis

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Acúmulo} \\ \text{de mols} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Vazão molar} \\ \text{por componente} \\ \text{na alimentação} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Vazão molar} \\ \text{por componente} \\ \text{na fase líquida} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Vazão molar} \\ \text{por componente} \\ \text{na fase vapor} \end{array} \right\}$$



- Para os componentes sólidos insolúveis

$$\{ \text{Acúmulo de mols} \} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Vazão molar} \\ \text{por componente} \\ \text{na alimentação} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Vazão molar} \\ \text{por componente} \\ \text{na saída do evaporador} \end{array} \right\}$$

🚧 Balanço de Energia

$$\{ \text{Acúmulo de energia} \} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Contribuição} \\ \text{da entalpia dos} \\ \text{componentes solúveis} \\ \text{e líquidos na vazão molar} \\ \text{da alimentação} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Contribuição} \\ \text{da entalpia dos} \\ \text{componentes insolúveis} \\ \text{na vazão molar} \\ \text{da alimentação} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Contribuição} \\ \text{da entalpia dos} \\ \text{componentes solúveis} \\ \text{e líquidos na vazão molar} \\ \text{da saída do evaporador} \\ \text{na fase líquida} \end{array} \right\} \\ - \left\{ \begin{array}{l} \text{Contribuição} \\ \text{da entalpia dos} \\ \text{componentes solúveis} \\ \text{e líquidos na vazão molar} \\ \text{da saída do evaporador} \\ \text{na fase vapor} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Contribuição} \\ \text{da entalpia dos} \\ \text{componentes insolúveis} \\ \text{na vazão molar} \\ \text{da saída do evaporador} \end{array} \right\} + \{ \text{Taxa de transferência} \\ \text{de calor} \}$$

🚧 Restrições Algébricas

- Acúmulo (*holdup*) de líquidos/sólidos solúveis

$$\{ \text{Número de mols totais} \} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Número de mols totais} \\ \text{incluindo todos os} \\ \text{componentes} \\ \text{na fase líquida} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Número de mols totais} \\ \text{incluindo todos os} \\ \text{componentes} \\ \text{na fase vapor} \end{array} \right\}$$

- Acúmulo de sólidos insolúveis

$$\{ \text{Número de mols de insolúveis} \} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Número de mols totais} \\ \text{na fase líquida + insolúveis} \end{array} \right\} \times \left\{ \begin{array}{l} \text{Fração molar} \\ \text{de insolúveis} \end{array} \right\}$$

- Acúmulo de energia

$$\{ \text{Energia} \}_{ \text{interna} } = \left\{ \begin{array}{l} \text{Contribuição} \\ \text{da entalpia dos} \\ \text{componentes} \\ \text{solúveis} \\ \text{e líquidos} \\ \text{na fase líquida} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Contribuição} \\ \text{da entalpia dos} \\ \text{componentes} \\ \text{solúveis} \\ \text{e líquidos} \\ \text{na fase vapor} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Contribuição} \\ \text{da entalpia dos} \\ \text{componentes} \\ \text{insolúveis} \end{array} \right\} - \{ P V \}$$

Os modelos dos três evaporadores estudados são regidos pelas equações acima. Contudo, cada modelo apresenta as suas peculiaridades, como descritas a seguir.

🚧 Evaporador do tipo filme descendente

O modelo desse evaporador admite que o vapor escoar no interior dos tubos e o caldo da cana escoar por fora dos tubos. Dessa forma, uma das considerações desse modelo é a ocorrência de condensação no interior dos tubos verticais. Assim, a equação de Nusselt foi considerada para a determinação do coeficiente de transferência de calor em películas condensadas. Em relação ao escoamento do caldo, escoamento laminar é considerado e emprega-se uma correlação empírica para a determinação do coeficiente médio de transferência de calor.

✚ Evaporador do tipo *Roberts*

Conforme já mencionado acima, esse evaporador pode ser dividido em duas regiões: calandra (formada pelo conjunto de tubos verticais) e a região acima da calandra. A calandra foi considerada como a região onde o caldo é aquecido, modelada em regime quase-estacionário. O espaço no interior dos tubos é completamente preenchido e não há a separação de fases. As bolhas de vapor formadas permanecem em meio à massa líquida. A equação para o balanço de energia na calandra segue abaixo:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Contribuição da} \\ \text{entalpia dos sólidos} \\ \text{solúveis e líquidos} \\ \text{na alimentação} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Contribuição da} \\ \text{entalpia dos sólidos} \\ \text{insolúveis} \\ \text{na alimentação} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Taxa de} \\ \text{transferência} \\ \text{de calor} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Contribuição da} \\ \text{entalpia dos sólidos} \\ \text{solúveis e líquidos} \\ \text{na saída da calandra} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Contribuição da} \\ \text{entalpia dos sólidos} \\ \text{insolúveis na} \\ \text{saída da} \\ \text{calandra} \end{array} \right\}$$

Para a determinação do coeficiente global de transferência de calor, considerou-se a condução do calor pela parede dos tubos e a convecção do caldo no interior dos tubos pela mesma correlação usada no modelo do evaporador tipo filme descendente.

5. RESULTADOS

Os modelos desenvolvidos foram confrontados com dados de planta industrial. Dados operacionais, de projeto e para a especificação de certas variáveis foram obtidos da Usina Santa Adélia, localizada em São Paulo (Jesus, 2004).

A seguir são mostrados os principais resultados para cada tipo de evaporador. Os resultados consistem na apresentação dos perfis de temperatura, pressão, composição molar da água e da sacarose. Além disso, são apresentados os valores para a Elevação do Ponto de Ebulição (EPE) para cada evaporador.

✚ Evaporador do tipo *flash* não adiabático

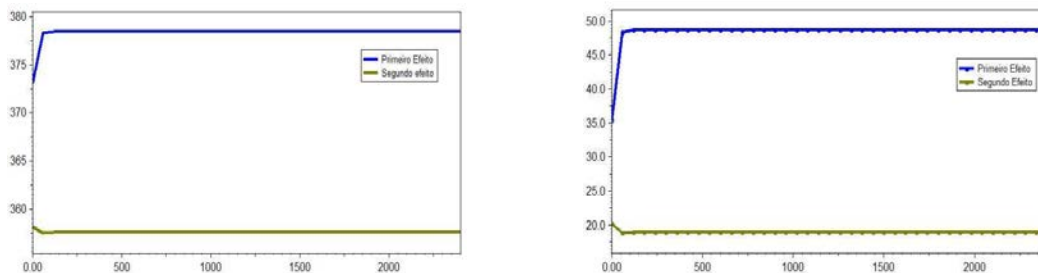


Figura 1 – Queda de temperatura (A) e pressão (B) com o aumento do número de efeitos.

O comportamento apresentado pelo evaporador tipo *flash* não adiabático, em relação à temperatura e pressão, está condizente com o esperado pela literatura. De acordo com Hugot (1969), existe uma temperatura crítica na evaporação que pode acarretar, dentre outras consequências, perda de sacarose. Assim, o limite superior de temperatura para um múltiplo efeito comum é de 393K, o equivalente a 98,07kPa. Na simulação realizada, a temperatura máxima alcançada foi de, aproximadamente, 380K e pressão aproximada de 50kPa. Comparando-se os resultados das temperaturas obtidas nos dois efeitos com as temperaturas dos efeitos em operação na usina de Santa Adélia, nota-se que os resultados foram bem próximos. A temperatura do primeiro efeito da usina era de 373K e a do segundo efeito era de 358K. As temperaturas encontradas na simulação do *flash* não adiabático foram iguais a 378K e 358K, respectivamente, reproduzindo muito bem os resultados industriais.

Em relação à pressão, a série de evaporadores apresenta um controlador de pressão do tipo PI (Proporcional e Integral) apenas no último efeito. Assim, o *setpoint* para a pressão do último efeito foi de 0,6 atm (pressão do segundo efeito da usina Santa Adélia). O próprio modelo do *flash* não adiabático expressa a vazão de

vapor na saída do primeiro efeito como função da constante da válvula de alívio de vapor e da queda de pressão entre os evaporadores. Os resultados para a pressão não reproduziram bem os resultados operacionais, uma vez que a pressão obtida para o segundo evaporador foi de 0,20 atm.

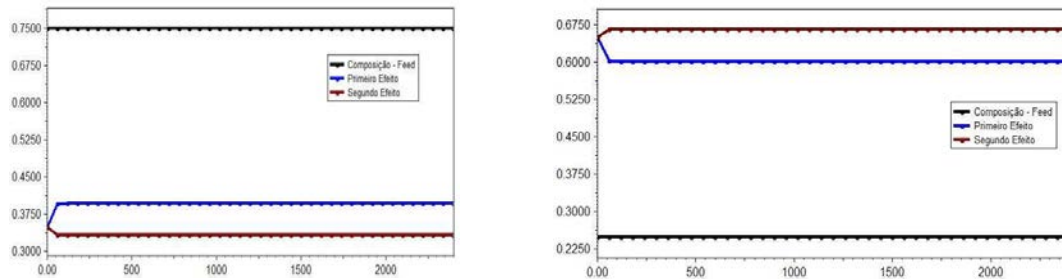


Figura 2 – Composição molar de água (A) e de sacarose (B). Na cor preta estão as concentrações de água e sacarose, respectivamente, no caldo que alimentou a série de evaporadores.

Em relação à composição molar da água e da sacarose, considerando-se um caldo clarificado com 75% de água, em base molar, e 25% de sacarose na alimentação, obteve-se um caldo clarificado com, aproximadamente, 60% de sacarose na saída do primeiro efeito e 67% de sacarose na saída do segundo efeito.

✚ Evaporador do tipo filme descendente

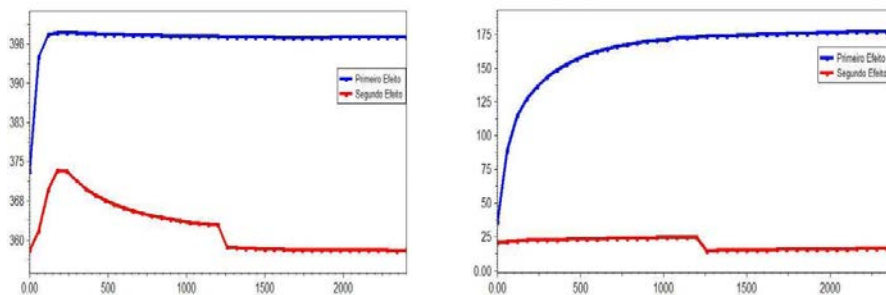


Figura 3 – Queda de temperatura (A) e pressão (B) com o aumento do número de efeitos. A perturbação dada na vazão molar de vapor na alimentação modificou o patamar de temperatura e pressão no segundo efeito.

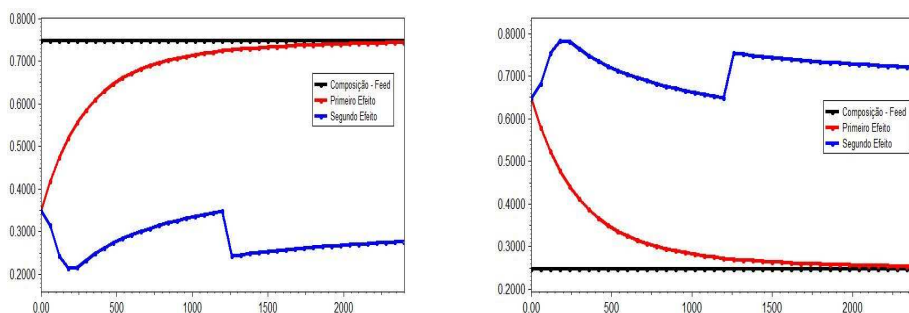


Figura 4 – Composição molar de água (A) e de sacarose (B). Na cor preta estão as concentrações de água e sacarose, respectivamente, no caldo que alimentou a série de evaporadores. A perturbação dada na vazão molar de vapor na alimentação modificou o patamar das concentrações do segundo efeito.

No modelo de evaporador tipo *flash* não adiabático foi aplicada uma perturbação (1000kW) na taxa de calor fornecido ao primeiro efeito e nos outros modelos foi aplicada uma perturbação (10000kmol/h) na vazão de vapor da alimentação do primeiro efeito. O efeito da perturbação foi obtido apenas no evaporador do tipo filme descendente. No modelo referente a este evaporador a vazão de vapor na alimentação é usada para o cálculo do coeficiente global de transferência de calor, uma vez que o vapor escoava dentro dos tubos e o coeficiente de película da fase vapor é considerado. Dessa forma, o degrau na vazão de vapor proporcionou uma queda na

temperatura e pressão no segundo efeito. Como o vácuo no segundo efeito aumentou, houve um aumento na concentração do caldo em termos de sacarose.

Utilizando-se a taxa de calor calculada pelo modelo do evaporador *Falling Film*, através das correlações que descrevem a transferência de calor, como especificação na simulação do evaporador *Flash*, obtém-se os mesmos resultados para a temperatura, pressão e composição de sacarose no estado estacionário.

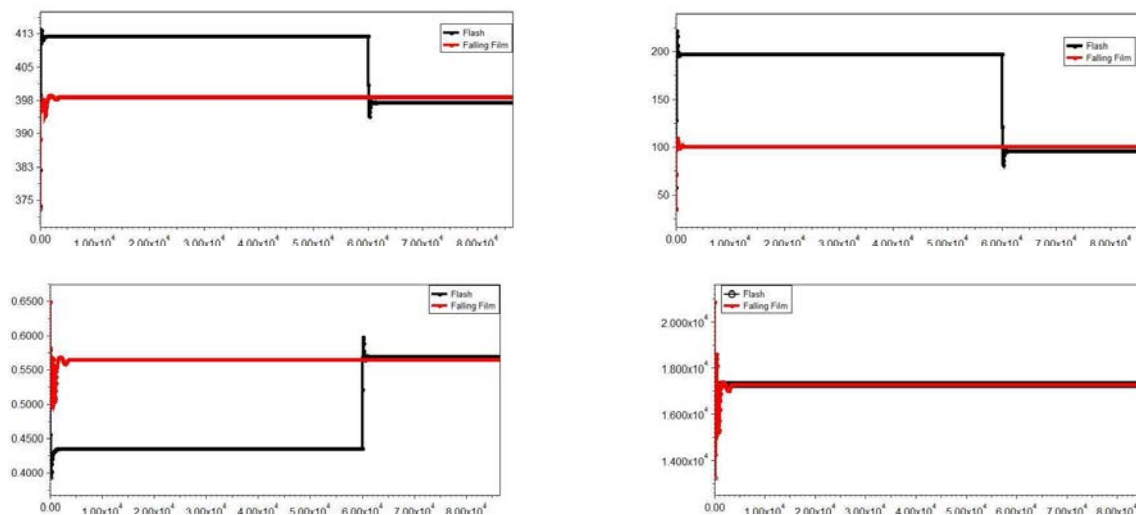


Figura 5 – Comparação entre os resultados obtidos dos evaporadores tipo *Flash* e *Falling Film*. Variação temporal da temperatura (A), pressão (B), composição molar da sacarose (C) e taxa de calor (D). Observa-se que a taxa de calor é uma constante para o modelo do *Flash*. Já o modelo do *Falling Film* descreve a variação dessa taxa no regime transiente.

Evaporador do tipo Roberts

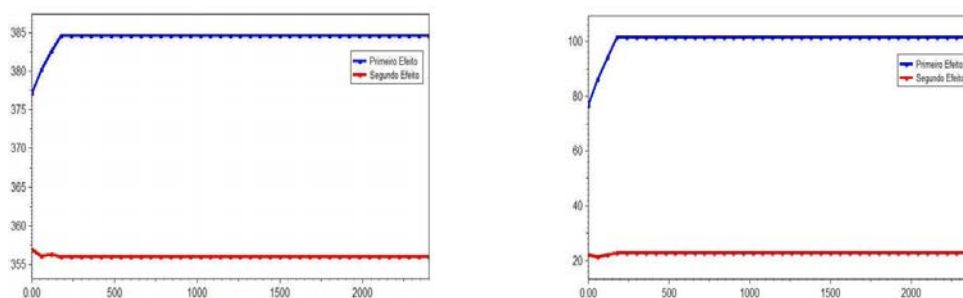


Figura 6 – Queda de temperatura (A) e pressão (B) com o aumento do número de efeitos.

No evaporador do tipo Roberts, a temperatura do caldo na alimentação é de 368,15K (172,253kPa) e a temperatura do vapor de aquecimento é de 403,15K. Dessa forma, na calandra do primeiro evaporador há o aquecimento do caldo no interior dos tubos que atinge 398,4K. Na calandra do primeiro efeito, a variação de pressão nos tubos é igual a 0,2 kPa e a variação de temperatura é de 30,25K. O caldo passa da calandra para a região superior à calandra onde ocorre a separação de fases. O caldo deixa o primeiro efeito a 384,62K (101,62kPa). O caldo concentrado entra na calandra do segundo efeito. Contudo, como a queda de pressão nos tubos da calandra do segundo efeito é muito baixa (0,01 kPa), não houve variação significativa na temperatura do caldo, saindo da calandra nas mesmas condições. Finalmente, o caldo que deixa o segundo efeito apresenta uma temperatura de 356,11K (23,02 kPa).

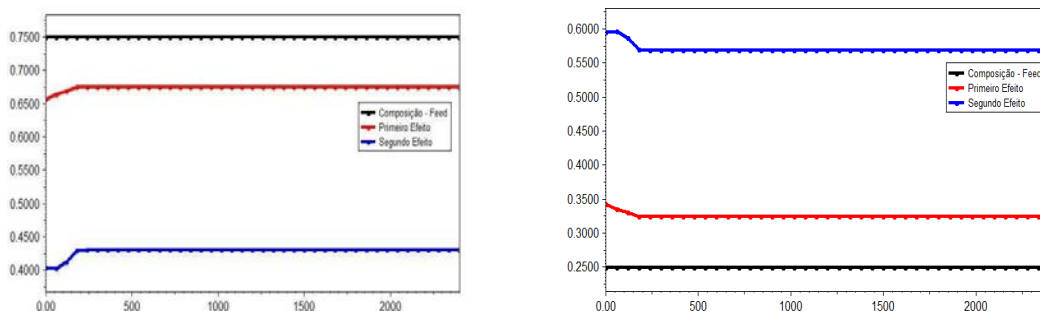


Figura 7 – Composição molar de água (A) e de sacarose (B). Na cor preta estão as concentrações de água e sacarose, respectivamente, no caldo que alimentou a série de evaporadores.

Em relação à composição molar da água e da sacarose, considerando-se um caldo clarificado com 75% de água, em base molar, e 25% de sacarose na alimentação, obteve-se um caldo clarificado com, aproximadamente, 32,5% de sacarose na saída do primeiro efeito e 57% de sacarose na saída do segundo efeito. Ou seja, de um efeito para outro houve maior concentração do caldo, comparado com o caso anterior.

✚ Elevação do Ponto de Ebulição (EPE)

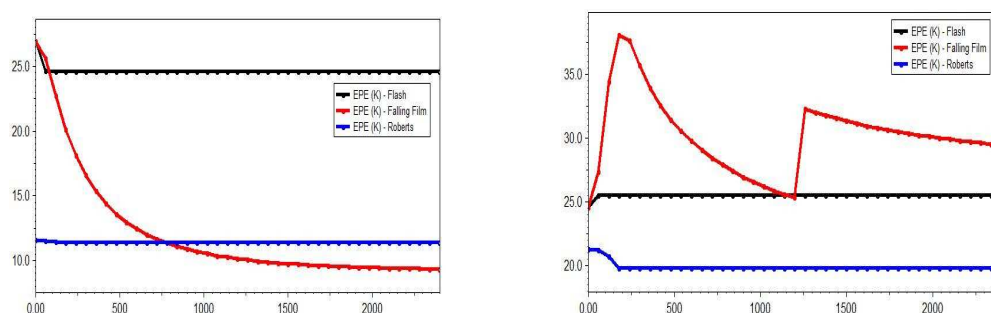


Figura 8 – Elevações do ponto de ebulição (EPE) nos primeiros efeitos de todos os tipos de evaporadores (A) e nos segundos efeitos (B). A perturbação dada na vazão molar de vapor na alimentação da série de evaporadores do tipo filme descendente aumentou a elevação do ponto de ebulição (EPE).

As simulações realizadas nos três evaporadores levaram em conta a alimentação dos componentes sólidos celulose (10%), xilana (80%) e celulase (10%). Os demais componentes estão cadastrados na base de dados do EMSO (VRTherm), mas não contribuíram na alimentação do caldo. Esses componentes sólidos não participam do equilíbrio líquido-vapor, mas contribuem para o balanço de energia nos evaporadores e, conseqüentemente, na elevação do ponto de ebulição do caldo. Com a presença de mais sólidos insolúveis que ficam dispersos no caldo, a temperatura de ebulição do caldo, sob uma pressão dada, fica maior. Os valores para elevação do ponto de ebulição (EPE), previstos na literatura, são referentes a soluções puras de açúcar. Dessa forma, não é possível uma comparação direta entre os valores de EPE da literatura e os valores obtidos. No trabalho, a elevação do ponto de ebulição (EPE), sob a pressão do efeito, foi determinada pela diferença entre a temperatura de ebulição do caldo e a temperatura de saturação da água pura. A temperatura de ebulição do caldo é determinada pela resolução do balanço de energia e é maior devido à presença de maior concentração de sólidos na solução. Comparando-se os dois efeitos de cada um dos evaporadores, nota-se que a EPE permanece praticamente constante no evaporador tipo *flash* não adiabático e apresenta um pequeno aumento no evaporador tipo Roberts. Já o comportamento apresentado no evaporador tipo filme descendente se diferenciou um pouco. Com o decréscimo no valor da vazão de vapor na alimentação, a pressão no segundo efeito diminuiu, ou seja, maior a evaporação de água no caldo e, com isso, maior a elevação do ponto de ebulição no segundo efeito.



5. CONCLUSÕES

O comportamento dos evaporadores múltiplos efeitos foi o esperado para a variação da pressão, da temperatura e fração molar. Como a pressão do segundo efeito é menor que a do primeiro, a água presente no caldo inicia a ebulição a uma temperatura menor. A fração molar da sacarose na saída do segundo evaporador, assim como a temperatura e pressão do segundo efeito do evaporador *Falling film* sofreram mudanças após a perturbação na vazão de vapor na alimentação.

A comparação realizada entre os evaporadores *Flash* e *Falling Film* se mostrou satisfatória, pois ambas as simulações geraram os mesmos resultados. Contudo, a taxa de calor (Q) em cada um dos evaporadores somente apresentaram os mesmos valores no estado estacionário. No regime transiente, as taxas são diferentes, pois no evaporador tipo *flash* a taxa é especificada. Já no evaporador tipo *Falling film* a taxa de calor depende do nível do caldo e das temperaturas do vapor e do caldo da cana. A modelagem do fenômeno da transferência de calor é mais vantajosa, pois basta especificar as variáveis temperatura e pressão do vapor de aquecimento que são variáveis mais fáceis de mensurar do que a potência.

6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALY, N.H.; MARWAN, M.A. "Dynamic Response of Multi-Effect Evaporators", *Desalination*, v.114, pp. 189-196, 1997.

BHARGAVA, R.; KHANAM, S., et al. "Simulation of Flat Falling Film Evaporator System for Concentration of Black Liquor", *Computers and Chemical Engineering*, v. 32, pp. 3213-3223, 2008.

C.D.F. de Jesus, *Validação da Simulação Dinâmica das Etapas de Evaporação e Cristalização da Produção de Açúcar com Dados Obtidos em Plantas Industriais*. Tese de D.Sc., PPG/UFSCar, São Carlos, SP, Brasil.

EL-DESSOUKY, H.; ALATIQUI, I., et al. "Steady-State Analysis of the Multiple Effect Evaporation Desalination Process", *Chem. Eng. Technol.*, v.21, n.5, pp. 437-451, 1998.

HUGOT, E. *Manual da Engenharia Açucareira*, v. 2, Editora Mestre JOU, São Paulo, 1969.

M.O.S. Dias, *Simulação do processo de produção de etanol visando à integração do processo e a maximização da produção de energia e excedentes do bagaço*. Dissertação de M.Sc., PPG/UNICAMP, Campinas, SP, Brasil.

QUAAK, P.; WIJCK, M.P.C.M., et al. "Comparison of Process Identification and Physical Modelling for Falling-Film Evaporators", *Food Control*, v.5, n. 2, pp. 73-82, 1994.

WOOLEY, R.J.; PUTSCHE, V. *Development of an Aspen Plus Physical Property Database for Biofuels Components*. National Renewable Energy Laboratory, Colorado, USA, 1996.

<http://www.sugartech.co.za/matlprop/index.php>