



X Congresso Brasileiro de Engenharia Química Iniciação Científica

*“Influência da pesquisa em Engenharia Química no desenvolvimento tecnológico e industrial brasileiro”*

Universidade Federal Rural do Rio de Janeiro  
Universidade Severino Sombra  
Vassouras – RJ – Brasil

## **ESTUDO SOBRE A INFLUÊNCIA DA VARIAÇÃO DA VAZÃO MÁSSICA DE ALIMENTAÇÃO EM UM EVAPORADOR DE ÚNICO EFEITO COMO TRATAMENTO PARA AVALIAÇÃO DE DESEMPENHO**

**SILVA\*<sup>1</sup>, P. C. G.; SOUZA<sup>2</sup>, D. L.; FABIANO<sup>3</sup>, D. P.**

<sup>1</sup>Aluno da UFSJ/CAP    <sup>2</sup>Professor do DEQ/UFTM    <sup>3</sup>Professor do DEQUE/UFSJ  
Departamento de Engenharia Química e Estatística - Universidade Federal de São João Del Rei  
Endereço – UFSJ/CAP, Rodovia MG 443, km 07, Ouro Branco, CEP. 36.420-000, MG,  
email: demian@ufs.edu.br

**RESUMO** - O conhecimento das condições operacionais ótimas de evaporadores é de extrema importância para obtenção de processos industriais mais eficientes e rentáveis. Sendo assim, a obtenção de modelos matemáticos para descrição do desempenho desse tipo de equipamento como função das variáveis de controle se faz importante. Neste trabalho, o desempenho de um evaporador casco-tubo vertical de único efeito com circulação natural em regime de operação permanente foi avaliado pelo comportamento do coeficiente global de troca de calor, economia de vapor e concentração final de soluções aquosas de sacarose empregadas na evaporação frente à variação da vazão mássica de alimentação do sistema. A análise dos dados oriundos do balanço de massa e balanço de energia suportou a hipótese de que o valor do coeficiente global de troca de calor não é uma função do tratamento empregado, mantendo assim um valor constante com as variações da vazão mássica de alimentação estudadas,  $(2,2 \pm 0,5) \times 10^3 \text{ kJ h}^{-1} \text{ m}^{-2} \text{ } ^\circ\text{C}^{-1}$ ; observou-se, entretanto, que a economia de vapor e a concentração final da solução podem ser modeladas como funções do tratamento aplicado, de modo que essas grandezas foram consideradas para escolha da vazão mássica de alimentação ótima para a unidade de evaporação experimental,  $2,10 \text{ kg h}^{-1}$ .

**Palavras chave:** modelagem, evaporação, otimização de processos industriais.

### **INTRODUÇÃO**

A evaporação é um processo fundamental na indústria alimentícia, do papel e polpa, da cana de açúcar dentre outras (SHREVE; BRINK JR., 1997) e a esta operação unitária está associado alto custo por, intrinsicamente, requerer considerável energia para promoção da evaporação do solvente da solução que se queira concentrar (GOODALL,

1980). A atual busca por processos menos poluentes somada ao desejável aumento na eficiência dos evaporadores para o crescimento da rentabilidade das indústrias faz com que o conhecimento das condições operacionais ótimas desses equipamentos seja indispensável.

A transferência de calor do fluido de calefação – vapor de água na maior parte dos casos – para a solução em concentração é o

\*Bolsista PIBIC/CNPq/UFSJ

fenômeno que governa o processo, e pode ser expressa através do coeficiente global de troca térmica ( $U$ ), servindo então como indicador do desempenho do equipamento. Outro valor de importância para expressão da eficiência de um evaporador é a economia de vapor ( $E.V.$ ), denominação dada à razão entre a vazão mássica de solvente evaporado e a vazão mássica de vapor de calefação gasto na evaporação (GREEN; PERRY, 2008). Neste estudo foram realizados experimentos para determinar a influência da variação da vazão mássica de alimentação ( $F$ ) num evaporador de único efeito sobre o desempenho do mesmo equipamento. Empregaram-se soluções diluídas de sacarose na alimentação do processo e avaliou-se a performance do evaporador pelo coeficiente global de troca térmica e pela economia de vapor do processo, obtidos por balanço de massa e de energia. Foi assumido o estabelecimento de regime permanente no processo durante a coleta de dados.

## PARTE EXPERIMENTAL

Na obtenção dos dados para descrição do comportamento da unidade de evaporação em função do tratamento – variação na vazão de alimentação com solução diluída de sacarose  $100,00 \text{ g L}^{-1}$  – foram realizados ensaios para cinco diferentes vazões com cinco replicatas para cada vazão.

A unidade de evaporação empregada no estudo foi adquirida da UNISANTA. Possui um único evaporador casco-tubo vertical cujo fluido de calefação é vapor de água previamente destilada produzido por uma resistência elétrica e uma bomba. O corpo do evaporador é feito em vidro e possui dimensões  $250 \text{ mm} \times 84,15 \text{ mm d.i.} \times 95,20 \text{ mm d.e.}$  A superfície de aquecimento da solução a ser concentrada é constituída de 34 tubos em aço, sendo o tubo central de maior diâmetro interno –  $17,50 \text{ mm}$  contra  $3,90 \text{ mm}$  dos 33 tubos restantes, totalizando uma área para troca térmica de  $0,1106 \text{ m}^2$ . O evaporador possui uma abertura para saída de ar de seu interior controlada por um adaptador de tubulação *Keck® Ramp Clamp®*  $10 \text{ mm}$  e um desumidificador na entrada de vapor de calefação. A alimentação com solução diluída

de sacarose pelo bombeamento com uma bomba peristáltica de potência controlável é feita pela parte superior do evaporador, de forma a preencher os tubos de aço com a solução. A água evaporada da solução de sacarose é direcionada a um condensador em acrílico de dimensões  $390 \text{ mm} \times 14,40 \text{ mm d.i.} \times 40,45 \text{ mm d.e.}$  resfriado com água mantida a  $5,0 \text{ }^\circ\text{C}$  por um banho ultratermostático SL 152/10 (Solab). O vapor condensado da solução é recolhido pelo condensador. Para controle da vazão da solução concentrada de sacarose, foi utilizado um controlador manual, semelhante aos empregados no desumidificador e na saída de ar do evaporador. A unidade de evaporação conta ainda com termopares em quatro pontos: entre o desumidificador e corpo do evaporador, saída do vapor da solução, saída da solução concentrada e saída do vapor de calefação condensado, para leitura, respectivamente, de  $\theta_S$ ,  $\theta_V$ ,  $\theta_L$  e  $\theta_C$ .

Durante a operação do evaporador, para manutenção de carga constante, a válvula na saída da solução concentrada foi configurada até o estabelecimento do regime permanente; as temperaturas  $\theta_L$ ,  $\theta_V$ ,  $\theta_S$  e  $\theta_C$  foram monitoradas pela observação do termômetro digital associado aos quatro termopares e aguardou-se também sua estabilização com tolerância de  $\pm 0,1^\circ\text{C}$  para início das determinações das vazões mássicas necessárias para o balanço de massa e balanço de energia. O tempo aproximado para alcance do regime permanente do equipamento foi de 10 minutos, variando para mais ou para menos de acordo com a vazão mássica de solução diluída empregada para realização dos testes.

As vazões mássicas  $V$ ,  $L$  e  $S$  foram determinadas em triplicata pelo método massa/tempo para cada replicata realizada.

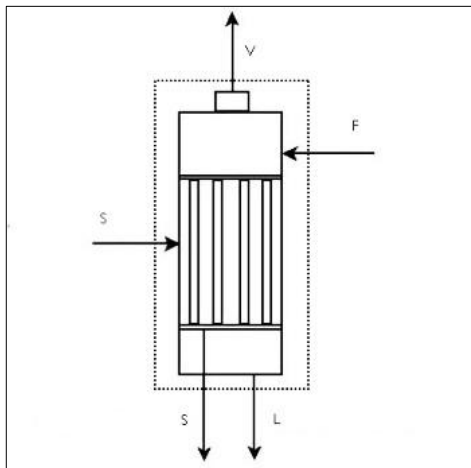
As temperaturas  $\theta_L$ ,  $\theta_V$ ,  $\theta_S$  e  $\theta_C$  foram obtidas pela utilização de um termômetro digital Salvi 704 (Salviterm) e termopares tipo J (Salcas);  $\theta_F$  foi determinada com termômetro de mercúrio  $-10 - 150^\circ\text{C}$  – posicionado nas proximidades do reservatório da solução diluída.

As soluções aquosas de sacarose foram preparadas em concentração de  $100,00 \text{ g L}^{-1}$  utilizando-se açúcar cristal comercial (Triumpho) e água destilada. Ao fim do

preparo dessas, sua concentração foi avaliada com a utilização de um refratômetro portátil RT-30 ATC (Instruterm). A concentração de sacarose na solução concentrada foi determinada em triplicata com a utilização do mesmo instrumento e as amostras utilizadas para leitura em cada repetição experimental foram retiradas dos béqueres empregados na determinação de  $L$  após seu resfriamento e pesagem. O balanço de massa também foi empregado para esse fim.

### Metodologia de cálculos

A determinação dos valores para  $U$  e  $E.V.$  para cada repetição experimental foi baseada nos balanços de massa e de energia para o volume de controle representado na Figura 1.



**Figura 1 – Volume de controle considerado.**

Objetivou-se nesses balanços obter direta ou indiretamente valores para vazão mássica de vapor de calefação,  $S$ , visto que tal é necessário para o cálculo tanto de  $U$  quanto de  $E.V.$ ; no cálculo do coeficiente global de troca térmica,  $S$  associado ao calor latente de condensação da água é utilizado para estimar o calor recebido pelo sistema, possibilitando-se assim inferir  $U$  pela manipulação da equação que descreve a troca térmica em um trocador de calor, como segue (GOODALL, 1980):

$$U = \frac{Q}{A(\theta_s - \theta_v)} = \frac{S(h_s - h_c)}{A(\theta_s - \theta_v)} \quad (1)$$

No que tange ao cálculo da economia de vapor,  $S$  é empregado como denominador na equação que a define (GREEN; PERRY, 2008):

$$E.V. = \frac{V}{S} \quad (2)$$

O método massa/tempo para determinação de  $S_{B.M.}$  fornece seu valor diretamente quando a diferença média entre a massa inicial e final contida no béquere é dividida pelo tempo da coleta. Deste modo, foram calculados  $U$  e  $E.V.$  por balanço de massa pela aplicação dos valores de  $S_{B.M.}$  nas Equações 1 e 2.

Para estimativa de  $S$  por balanço de energia,  $S_{B.E.}$ , foi considerada ausência de trabalho de eixo no sistema, assim como a transferência de calor com a vizinhança foi desprezada, de modo que a aplicação da Primeira Lei da Termodinâmica ao sistema consistisse apenas no balanço de entalpias, como na Equação 3. O isolamento de  $S$  neste balanço resulta na Equação 4, determinando-se então  $S_{B.E.}$  para sua aplicação em (1) e (2) e fornecimento dos desejados  $U$  e  $E.V.$

$$F.h_F + S.h_s - V.h_v - S.h_c - L.h_L = 0 \quad (3)$$

$$S = \frac{V.h_v - F.h_F + L.h_L}{(h_s - h_c)} \quad (4)$$

As entalpias  $h_v$ ,  $h_s$  e  $h_c$ , que estão relacionados à água, foram determinadas por interpolação linear dos valores encontrados em tabelas de vapor de água saturado (FELDER; ROUSSEAU, 2005);  $h_F$  e  $h_L$  foram baseados na estipulação do calor específico a pressão constante descrita por Hugot (1986) para soluções de sacarose diluída e concentrada, conforme segue:

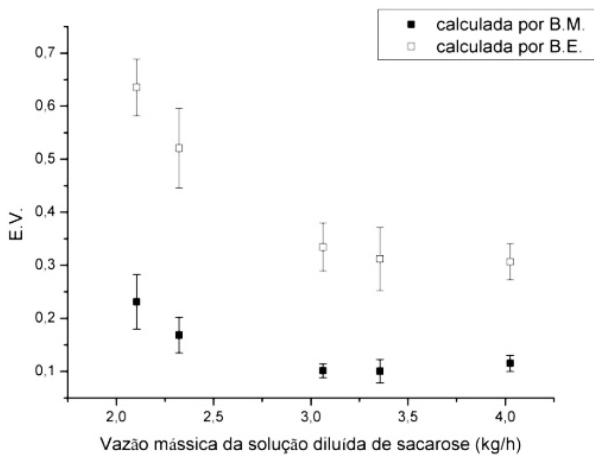
$$C_p = 4,187 - 0,025122 B \quad (5)$$

A multiplicação dos calores específicos obtidos pelas temperaturas adequadas -  $\theta_F$  ou  $\theta_L$  - fornece as entalpias  $h_F$  e  $h_L$  requeridas (ATKINS; PAULA, 2006).

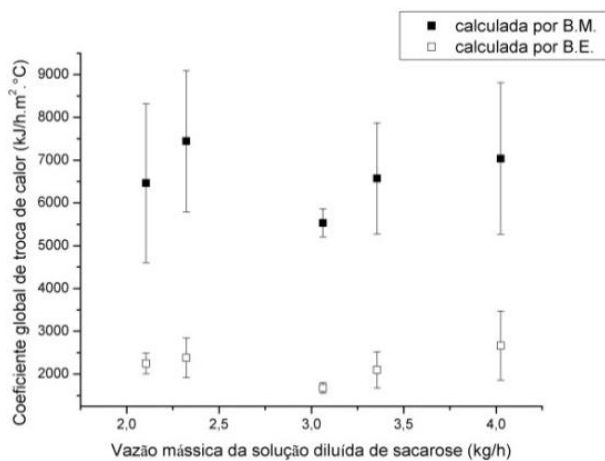
## RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os resultados obtidos para os coeficientes globais de troca térmica e economia de vapor em função da variação na vazão mássica da solução diluída de sacarose podem ser visualizados, respectivamente, na

Figura 2 e na Figura 3. O desvio padrão para cada estimativa é indicado pelas barras de erros presentes nestes gráficos.



**Figura 2 –  $E.V.$  calculada por  $B.M.$  e  $B.E.$  versus  $F$ .**



**Figura 3 –  $U$  calculados por  $B.M.$  e  $B.E.$  versus  $F$ .**

A análise da Figura 2 permite inferir que há decréscimo da economia de vapor no sistema com o aumento da vazão mássica de solução diluída de sacarose entrando no volume de controle em questão, o que é factível, visto que, em teoria, a taxa de calor fornecida à solução em concentração não se altera durante os experimentos. Sendo assim, era esperado que houvesse diminuição na vazão mássica de evaporado da solução – e consequentemente diminuição da economia de vapor – com aumento de  $F$  pelo simples fato de que há menor fornecimento de energia por massa de solução diluída. Na mesma figura é possível observar discrepância entre os valores de  $E.V.$  obtidos por balanço de massa e por balanço de energia, fato esse devido à diferença entre os valores de  $S_{B.M.}$  e  $S_{B.E.}$

calculados nos balanços – desvio considerando valor calculado por balanço de massa como referência variando entre 57-76%. Acredita-se que essas disparidades estejam relacionadas com a desconsideração da transferência de calor entre o corpo do evaporador e sua vizinhança no cálculo de  $S_{B.E.}$ , o que resulta na subestimação da vazão mássica de vapor de calefação e consequente obtenção de maiores valores para  $E.V.$  ao utilizar-se essas estimativas. Desse fato, é proveitoso concluir que resultados mais exatos para  $E.V.$  são obtidos pelos cálculos que empregam  $S_{B.M.}$ , visto que o uso  $S_{B.E.}$  – uma estimativa que depende das condições reais de transferência de calor no equipamento e não uma grandeza diretamente mensurável, como  $S_{B.M.}$  – para cálculo de  $E.V.$  é inviável. Portanto, foi realizado o ajuste computacional – *OriginPro 8* – com dados do balanço de massa, e obtida uma função de terceiro grau cuja curva é indicada pela Equação 6, com  $R^2 = 0,98781$ . O intervalo de vazões mássicas de solução diluída empregado para determinação desta foi de 2,10 – 4,25 kg h<sup>-1</sup>.

$$E.V.(F) = -0,04924F^3 + 0,52908F^2 - 1,86812F + 2,27346 \quad (6)$$

Na Figura 3 nota-se divergência semelhante entre os coeficientes globais de transferência de calor calculados por balanço de massa e balanço de energia, que provavelmente se deve ao mesmo motivo citado anteriormente; os baixos valores de  $S_{B.E.}$  tem como consequência os menores valores de  $U$  visualizados no gráfico. Os desvios observados para esta grandeza – C.V entre 7-30% – não permitem a inferência qualitativa sobre seu comportamento em função da variação mássica de alimentação do sistema com solução diluída. De fato, Foust e outros (2006) afirmam que detalhes do movimento do fluido no evaporador, o tipo de superfície de troca térmica e sua geometria juntamente com as propriedades da solução em evaporação e o meio calefator são os fatores, por determinação experimental, que afetam o valor do coeficiente global de troca de calor. Logo, a menos que as mudanças em  $F$  praticadas afetem consideravelmente os detalhes do movimento do fluido, os resultados mostrados

na Fig. 5 podem ser considerados razoáveis.

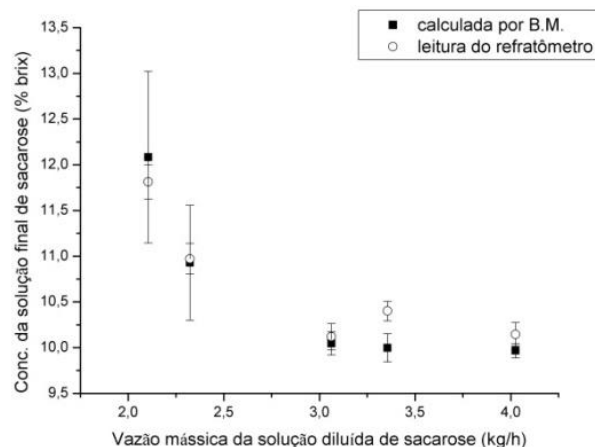
A aplicação da ANOVA sobre os dados obtidos para  $E.V.$  e  $U$  foi útil no sentido de pautar estatisticamente as inferências feitas sobre o comportamento dessas grandezas com a variação da vazão mássica de alimentação do evaporador com a solução diluída de sacarose. Ao nível de significância de 1%, a hipótese de que as médias das economias de vapor calculadas para os cinco valores de  $F$ , tanto por balanço de massa quanto por balanço de energia, são iguais foi rejeitada, o que torna o estabelecimento de um modelo como o proposto pela Equação 6 aceitável para descrição do sistema no aspecto em questão. Quanto à análise de variância dos dados obtidos para  $U$ , ao mesmo nível de significância, aceitou-se a hipótese de que as médias dos coeficientes globais de troca de calor são iguais para os diferentes tratamentos, o que apoia a impossibilidade do estabelecimento de funções não constantes como modelo para o conjunto de informações coletadas no estudo. Sendo assim, não é possível, pelos meios empregados, afirmar que o coeficiente global de troca de calor no sistema estudado sofra influência com a variação de  $F$ .

Como alternativa à não obtenção de um modelo para  $U$  em função de  $F$ , optou-se por considerar que mesmo possui valor constante dentro das variações trabalhadas, visto o resultado da análise de variâncias. Os dados brutos do balanço de energia foram então empregados para cálculo de um valor médio, a saber,  $U_{B,E} = (2,2 \pm 0,5) \times 10^3 \text{ kJ h}^{-1} \text{ m}^{-2} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$ .

A utilização dos dados obtidos para a concentração final da solução de sacarose em função de  $F$  é de extrema utilidade, pois auxilia na escolha das condições operacionais ótimas da unidade de evaporação. Os resultados obtidos para essa variável podem ser visualizados na Figura 4, e levam em consideração estimativa por balanço de massa e refração.

De modo análogo aos resultados mostrados para economia de vapor, observa-se que a concentração da solução final de sacarose é inversamente proporcional a  $F$ , resultado plausível visto que, como já mencionado, o calor fornecido por massa de solução diluída diminui à medida que  $F$  aumenta, inibindo a

evaporação do solvente. A utilização dos dados do balanço de massa para obtenção de uma curva de ajuste dos pontos mostrados na Figura 4 resulta na Equação 7, com coeficiente de correlação 0,99908. O intervalo de vazões mássicas de solução diluída empregado para determinação desta foi de  $2,10 - 4,25 \text{ kg h}^{-1}$ .

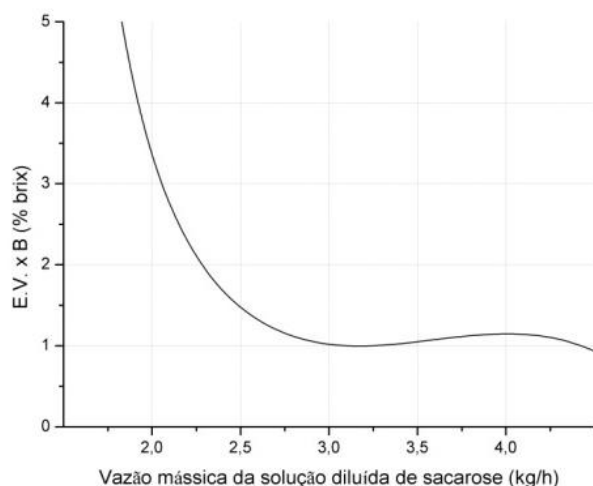


**Figura 4:  $B$  calculada por B.M. e refração versus  $F$ .**

$$B(F) = 9,96549 + 2901,19584.e^{(-3,43686.F)} \quad (7)$$

Dado o fato de que um valor constante foi assumido para o coeficiente global de troca térmica, é razoável que as variáveis escolhidas para determinação da condição operacional ótima da unidade sejam a economia de vapor e a concentração final da solução de sacarose, em condição tal que os maiores valores possíveis para estas grandezas sejam atingidos. Considerando-se que  $E.V.$  e  $B$  possuam igual relevância na determinação de  $F$  ótima, a abscissa correspondente ao ponto máximo da curva gerada pela multiplicação das Equações 6 e 7 representa a combinação das variáveis em que a unidade de evaporação possui melhor desempenho dentre as diferentes  $F$  usadas para obtenção dos modelos.

Na Figura 5 é possível observar que os produtos  $E.V.*B$  com valor máximo correspondem às menores vazões mássicas e, sendo assim, o valor de  $F$  ótimo para operação do evaporador é o limite inferior da faixa de vazões empregadas no estudo,  $2,10 \text{ kg h}^{-1}$ . Para essa vazão, o valor de  $E.V.$  calculado por balanço de massa é  $0,23 \pm 0,05$ . Nessa mesma condição operacional,  $B$  calculado por balanço de massa equivale a  $(12,1 \pm 0,9) \text{ % brix}$  - ou  $121 \pm 9 \text{ g L}^{-1}$ .



**Figura 5: Produto das Equações 6 e 7 -  $E.V.*B$  - versus  $F$**

## CONCLUSÃO

Foi estudado, a partir de dados do balanço de massa e balanço de energia, como o desempenho de um evaporador casco-tubo vertical de único efeito com circulação natural é afetado pela variação da vazão mássica de solução diluída de sacarose a ser evaporada utilizando-se como indicadores de desempenho o  $U$ ,  $E.V.$  e  $B$ . Dado que a variação de  $F$  não implicou em mudanças no valor do coeficiente global de troca de calor que pudessem ser modeladas, apenas  $E.V.$  e  $B$  foram consideradas para avaliação da condição ótima de operação. Outros tratamentos para o sistema podem ser utilizados para obtenção de condições operacionais ótimas do equipamento que considerem maior número de fatores, de forma que novos modelos possam ser propostos para melhor gerenciamento do processo.

## NOTAÇÃO

### Constantes

$A$  Área de troca térmica do evaporador com a solução de sacarose ( $m^2$ )

### Variáveis

$\theta$  Temperatura ( $^{\circ}C$ )  
 $B$  Brix da solução (%)  
 $C_p$  Calor específico sob pressão constante ( $kJ\ Kg^{-1}^{\circ}C^{-1}$ )  
 $E.V.$  Economia de vapor

$F$  Vazão mássica de solução diluída de sacarose ( $kg\ h^{-1}$ )  
 $h$  Entalpia ( $kJ\ kg^{-1}$ )  
 $L$  Vazão mássica de solução concentrada de sacarose ( $kg\ h^{-1}$ )  
 $Q$  Calor fornecido pelo vapor ( $kJ\ h^{-1}$ )  
 $S$  Vazão mássica de vapor de calefação ( $kg\ h^{-1}$ )  
 $U$  Coeficiente global de troca de calor ( $kJ\ h^{-1}\ m^{-2}\ ^{\circ}C^{-1}$ )  
 $V$  Vazão mássica de vapor da solução ( $kg\ h^{-1}$ )

## Subscritos

$B.E.$  Balanço de energia  
 $B.M.$  Balanço de massa  
 $C$  Vapor de calefação condensado  
 $F$  Solução diluída de sacarose  
 $L$  Solução concentrada de sacarose  
 $S$  Vapor de calefação  
 $V$  Vapor da solução de sacarose

## REFERÊNCIAS

- ATKINS, P.; PAULA, J. (2006), Physical Chemistry. Oxford, New York, 1097 p.  
 FELDER, R. M.; ROUSSEAU, R. W. (2005), Elementary principles of chemical processes. John Wiley & Sons, Danvers, 712 p.  
 FOUST, A. S.; WENZEL, L. A.; CLUMP, C. W.; MAUS, L.; ANDERSEN, L. B.(2006), Principios de operaciones unitárias. CECSA, Cidade do México, 754p.  
 GOODALL, P.M. (1980), The efficient use of steam. Westbury House, Guildford, 469 p.  
 GREEN, D. W.; PERRY, R. H. (2008), Perry's Chemical Engineer's Handbook. McGraw-Hill, New York, 2400 p.  
 SHREVE, R. N., BRINK JR., J. A. (1997), Indústrias de Processos Químicos. Guanabara Koogan, Rio de Janeiro, 859 p.  
 VIEIRA, S. (2006), Análise de Variância (ANOVA). Atlas, São Paulo, 204 p.

## AGRADECIMENTOS

Ao CNPq e à UFSJ pela concessão da bolsa de Iniciação Científica.