

Desenvolvimento de uma metodologia para análise e determinação dos coeficientes globais de transferência de calor de uma unidade de evaporação de licor negro

Development of a methodology to determine and analyze global coefficients of heat transfer of a black liquor evaporating plant

Autores: George Alberto Avelar Costa¹, Marcelo Cardoso¹, Song Won Park², Hamilton Saulo Moreira Brandão³

Palavras-chave: simulação, evaporação, coeficiente global de transferência de calor.

RESUMO

Com o objetivo de analisar a influência da viscosidade do licor negro em uma unidade de evaporação, mais especificamente no fenômeno de transferência de calor, foi efetuado um levantamento de dados e parâmetros de processo na Unidade de Evaporação II da Cenibra. Durante um período de quatro meses, entre maio e setembro de 2003, informações referentes a consumo de vapor, taxa de alimentação e produção de licor, temperaturas e pressões a cada efeito, entre outras, foram coletadas de hora em hora. De posse desses dados, foi elaborada uma análise da performance de operação da unidade com o auxílio do simulador comercial WinGEMS 5.3, no qual os

Abstract

In order to evaluate the influence of the black liquor viscosity in the evaporation recovery units of a Kraft process, more specifically in the heat transfer phenomenon, it was accomplished a data and process parameters collecting of the Unit of Evaporation II of Cenibra. During a period of four months, between May and September of 2003, information such as, vapor consumption, liquor feeding rate, concentrated liquor production, temperatures and pressures at each effect, among others, was collected hourly. Based on these data, an analysis of the performance of operation was elaborated with assistance of the commercial simulator WinGEMS 5.3. The parameters not evaluated directly such as the vapor consumption, the concentration of solids in the liquor, and the global heat transfer coefficient (U) for each body of evaporation, have been determined from process simulation and analyzed. WinGEMS' evaluation models (material and energy balances) have displayed an average relative error of 2,4% for the consumption of alive vapor and 2,5% for the vapor economy which are comparable to the experimental error from the measurements and, therefore, the simulations have been considered consistent. About the heat transfer coefficient modeling, the analysis led to a set of equations capable to describe the phenomenon of heat transference inside the plate falling film evaporators. Among the equations cited on the literature, Kandiklar (1990) was the one that leads to the best results. This model displays values of average relative error for the effects VI to IB of the industrial evaporation system of approximately ranging from 2 to 11%, and about 44% for the first unit (IA). These values seem to indicate that the proposal of this researcher can be used to describe the phenomenon of thermal exchange in the evaporation bodies of Kraft recovery processes.

Referências dos autores:

- ¹Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal de Minas Gerais (UFMG) – Belo Horizonte – MG
²Escola Politécnica da Universidade de São Paulo (USP) – São Paulo – SP
³Celulose Nipo Brasileira S.A. – Belo Oriente – MG

parâmetros não mensurados diretamente, como, por exemplo, o consumo de vapor, a concentração de sólidos secos e o próprio coeficiente global de transferência de calor (U) para cada corpo de evaporação, puderam ser determinados e analisados. Os modelos de avaliação do simulador WinGEMS propostos mostraram-se adequados, uma vez que forneceram um Erro Relativo Médio (ERM) de 2,4% para os cálculos do consumo de vapor vivo e de 2,5% para a economia de vapor. Quanto ao modelo do coeficiente global de transferência de calor, a análise efetuada levou a um conjunto de equações capazes de descrever o fenômeno de troca térmica na convecção forçada dentro dos evaporadores de filme descendente de placas. Entre as várias proposições da literatura testadas neste trabalho, a de Kandiklar (1990) foi a que conduziu aos melhores resultados. As equações obtidas renderam valores de erro relativo médio para os corpos do sistema de evaporação da unidade industrial (IB ao VI) da ordem de 11 a 2% e de até 44% para o primeiro corpo de evaporação (IA), seguindo a modificação efetuada na proposição de Kandiklar (1990). Esses valores aceitam que a proposição desse pesquisador pode ser utilizada na descrição do fenômeno de troca térmica para os corpos de evaporação de IB ao VI.

INTRODUÇÃO

Um dos problemas enfrentados pelas unidades de recuperação do processo Kraft refere-se à viscosidade do licor negro e seu comportamento durante a sua concentração nos evaporadores de múltiplo efeito. O acréscimo no teor de sólidos secos, ocorrido com a evaporação da água, altera as características do licor, tornando-o mais viscoso e pegajoso, bem como afetando diretamente a transferência de calor e a taxa de evaporação no sistema de concentração (Söderhjelm, 1986). Um licor menos concentrado, por sua

vez, acarreta redução da eficiência da caldeira de recuperação, com redução da produção de vapor e da eficiência de conversão do sulfato de sódio a sulfeto de sódio, assim como aumento das emissões de SO_2 e H_2S (Adams *et. Al.*, 1997).

Uma das alternativas para se contornar o problema imposto pelo acréscimo da viscosidade é a adoção de técnicas de redução de viscosidade (tratamento térmico ou adição de sais) que conduzam a ganhos reais na concentração final do licor negro. Todavia, para precisar esses ganhos, torna-se necessário relacionar a viscosidade do licor no desempenho da unidade de evaporação.

A complexidade dos balanços que envolvem sistemas de evaporadores de múltiplo efeito inibem avaliações quantitativas. A presença de corpos paralelos, tanques-*flash*, pré e pós-aquecedores, reciclados, entre outros elementos, torna os cálculos manuais muito difíceis. A determinação dos coeficientes globais de transferência de calor e a capacidade de evaporação são dados de vital importância na busca das condições ótimas de operação.

Avaliação do Sistema de Evaporação

O primeiro passo da avaliação da unidade foi o levantamento do fluxograma da planta de evaporação II da Cenibra S.A. – Celulose Nipo-Brasileira S.A, localizada a 230 km de Belo Horizonte, no município de Belo Oriente – MG. De posse do fluxograma e acompanhando a operação na planta industrial, estabeleceram-se as conexões entre os equipamentos da unidade, tais como os corpos de evaporação e os tanques de evaporação *flash*. Com a seqüência estabelecida, elaborou-se um fluxograma no simulador WinGEMS versão 5.3¹ (3), uma vez que a complexidade dos cálculos que envolvem sistemas de evaporação múltiplo efeito inibe qualquer avaliação quantitativa manual (Edwards & Baldus, 1978).

Conforme esquematizada na Figura 1, a unidade II de evaporação da planta industrial da Cenibra é constituída de seis efeitos, contendo um total de oito corpos de evaporação, do tipo filme descendente de placas, sendo o primeiro efeito constituído por três corpos. No primeiro efeito, a operação de lavagem contínua é conduzida em um dos corpos, enquanto os outros dois operam normalmente. Ao fim de determinado período de tempo, a lavagem é alternada de modo a proporcionar uma limpeza adequada em todos os três equipamentos. Salienta-se que a lavagem é efetuada normalmente com licor negro fraco (aproximadamente $20\text{m}^3\text{h}^{-1}$) e o produto da lavagem é enviado para concentração no terceiro efeito, onde a corrente segue ao produto do quarto efeito, seguindo o fluxo normal contra-corrente com o vapor.

Seguindo o fluxograma da Figura 1, tem-se que o licor negro fraco, isto é, com baixa concentração de sólidos, é alimentado nos sexto, quinto e quarto efeitos, nas proporções aproximadas de 43%, 50% e 7%, respectivamente. O licor segue contra-corrente ao fluxo do vapor e, ao sair do primeiro efeito, é expandido em um tanque-*flash*, onde atinge a concentração final, antes de ser enviado aos tanques de estocagem de licor concentrado.

Quanto às adições de vapor nos evaporadores de múltiplo efeito, ocorrem em três entradas independentes localizadas no primeiro efeito, sendo uma entrada para cada corpo de evaporação. O vapor gerado nesse efeito segue para os cinco efeitos restantes. O condensado obtido em cada efeito é, por sua vez, encaminhado a tanques de expansão *flash*, e o vapor obtido é reaproveitado juntamente com o evaporado, como meio de aquecimento do efeito seguinte.

Outra importante adição de calor ao sistema ocorre com a adição de vapor na coluna de lavagem do condensado contaminado com Gases

¹Pacific Simulation, Inc. (1999-2004). WinGEMS (programa de simulação para indústrias de papel e celulose), versão 5.3, www.pacsim.com

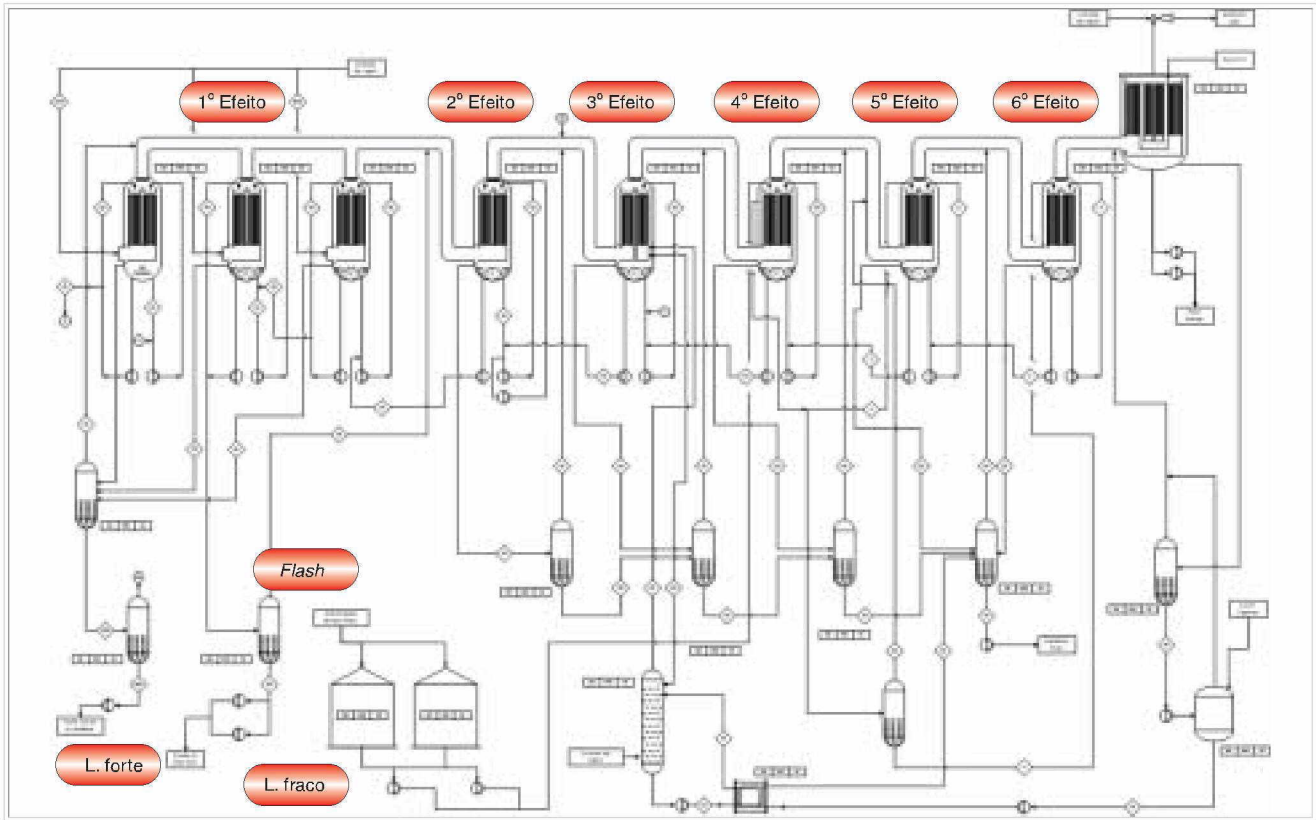


Figura 1: Fluxograma da planta de evaporação da unidade II da Cenibra

Não Condensáveis (GNC). Essa coluna recebe todo o condensado de cada corpo de evaporação e efetua a separação dos gases através de lavagem por contato direto com vapor de baixa pressão. A mistura vapor-GNC com grande quantidade de energia, passível de aproveitamento, é encaminhada para um conjunto de placas exclusivo no terceiro efeito, onde ocorre uma troca de calor com o licor do próprio efeito. Ali se dá a con-

densação do vapor que retorna para a coluna de separação, e o GNC obtido é enviado para queima na caldeira de biomassa.

A Tabela 1 apresenta os dados de operação do sistema de evaporação da unidade II da Cenibra.

Simulação do Sistema de Evaporação

A partir do fluxograma levantado, criou-se um diagrama de blocos no simulador que envolviam blocos prede-

finidos pertencentes à biblioteca do programa WinGEMS, semelhante à abordagem de Edwards & Baldus (1978) e Cardoso *et. al.* (1998). As simplificações tomadas envolveram a eliminação das linhas de baixa vazão que não interferem nos balanços de massa e energia e a eliminação do ciclo de lavagem e do corpo sob lavagem no primeiro efeito. Na seqüência de lavagem do primeiro efeito, como os três corpos A, B e C são iguais, não se justifica a adoção dessa alternância no simulador. Assim, o fluxograma foi adotado com apenas dois corpos no primeiro efeito, um concentrando o produto do segundo efeito e o outro enviando o licor concentrado aos tanques de estocagem. Assim foi criada uma planta virtual capaz de avaliar com detalhes a operação da unidade de evaporação. A Figura 2 apresenta a representação da planta no simulador WinGEMS.

Foram especificados os dados das correntes de entradas de licor (tem-

	Vapor	Licor
Vazão	74600 kg.h ⁻¹	483,600 m ³ .h ⁻¹
Temperatura	151,7 °C	86,1 °C
Pressão	3,6 kgf.cm ⁻²	-
Teor de sólidos dis.	-	15,4 %
Perdas Térmicas		
1º e 2º efeitos	1,0%	
do 3º ao 6º efeito	0,5%	

Tabela 1: Dados de operação do sistema de evaporação da unidade II da Cenibra.

peratura, vazão e concentração), as temperaturas do evaporado de cada efeito e o teor de sólidos secos do licor concentrado final, obtendo-se como resposta as concentrações, vazões, pressões e coeficientes globais de transferência de calor de cada corpo de evaporação, além do consumo total de vapor e a economia do sistema. A especificação foi conduzida compartilhando-se os dados previamente formatados numa planilha eletrônica do Excel com o WinGEMS através de um arquivo programado em linguagem Visual Basic. O programa envia as informações da planilha ao WinGEMS e, após o fornecimento de todos os dados necessários, inicia a iteração para convergência do cálculo. O critério de convergência é o alcance da concentração de sólidos secos no licor concentrado final com o valor fornecido durante a entrada de dados. Antes de finalizar, o programa testa a convergência do WinGEMS e, se alcançada, retorna os valores calculados a uma outra planilha do Excel. Esse procedimento é repetido várias vezes, até que todos os conjuntos de dados sejam avaliados.

Validação do Modelo de Análise

Para a validação dos modelos contidos no simulador WinGEMS, foram coletados os dados horários de operação da unidade II da Cenibra, incluindo-se temperaturas, pressões e vazões de vapor e licor, bem como as informações de concentração de sólidos secos do licor na saída do segundo efeito e no licor negro concentrado final, fornecidas pelos refratômetros da unidade. O período de análise estendeu-se de maio a setembro de 2003, com um volume de informação em torno de 2.800 conjuntos de dados, em que cada conjunto corresponde às médias horárias registradas por equipamento, somando um total de 38 variáveis, a saber:

	Variáveis
Temperatura, pressão e vazão do vapor vivo no primeiro efeito _____	03
Temperatura e concentração do licor fraco _____	02
Distribuição do licor fraco entre os quarto, quinto e sexto efeitos ____	03
Temperatura, concentração e vazão de licor concentrado _____	03
Temperatura do licor, temperatura do vapor e pressão em cada corpo de evaporação _____	21
Vazão de vapor de baixa pressão, vazão de condensado _____	02
Pressão na coluna de "stripper" _____	01
Temperatura e vazão da água do condensador de superfície _____	02
Concentração do licor na saída do segundo efeito _____	01
	38

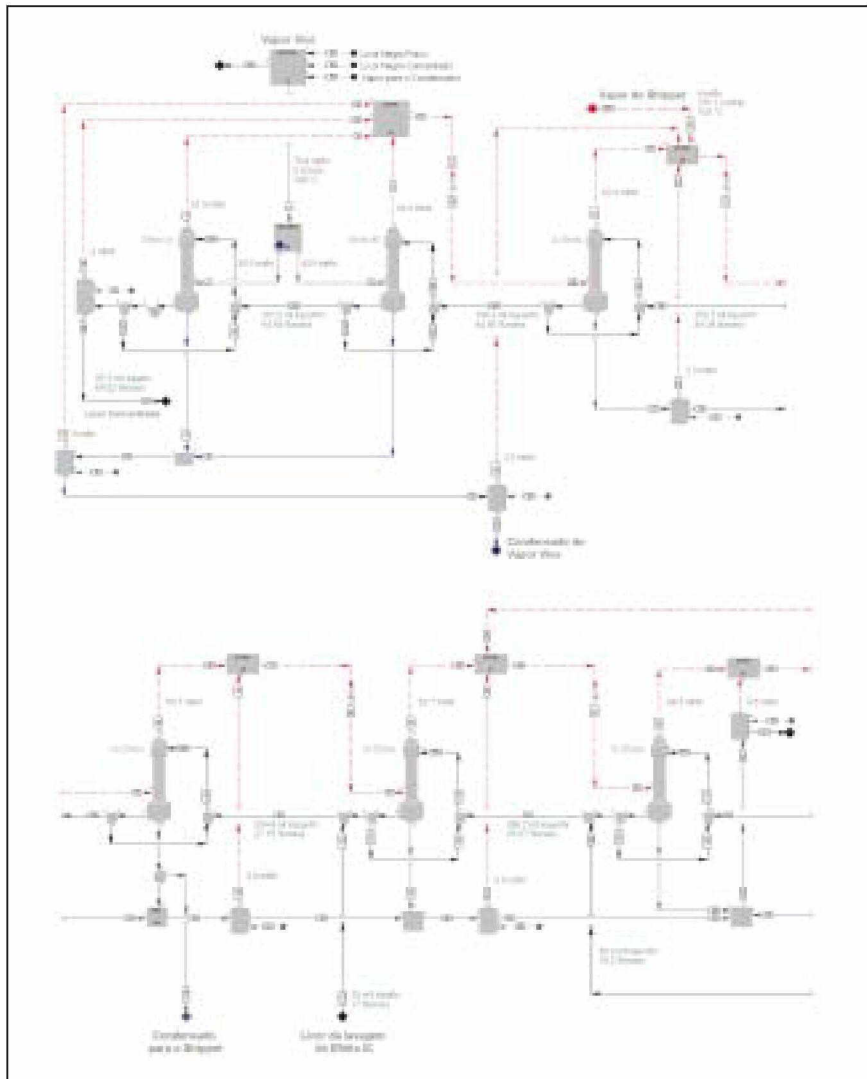


Figura 2 : Fluxograma do primeiro ao quinto efeitos da planta de evaporação da unidade II da Cenibra, representado no simulador WinGEMS

Os dados foram obtidos a partir dos relatórios impressos (cerca de 115 mil dados). Em seguida, foram tabulados em uma planilha eletrônica do Excel e preparados para a utilização pelo programa WinGEMS. Os dados relativos a ações de início de operação, bem como os de interrupções do processo, por estarem ligados a períodos transientes, foram selecionados e eliminados do conjunto com o intuito de evitar erros nos balanços de massa e energia.

Equacionamento do Coeficiente Global de Transferência de Calor

Uma vez validado o modelo de simulação, os valores das variáveis que não são avaliados na planta industrial puderam ser obtidos, entre os quais as vazões dos evaporados e os teores de sólidos secos, assim como os próprios valores dos coeficientes globais de transferência (U) de calor em cada corpo de evaporação. De posse dos valores dos coeficientes globais de transferência de calor obtidos a partir do simulador WinGEMS, passou-se ao equacionamento para obtenção de uma equação que relaciona as propriedades físicas do licor, os dados operacionais e de projeto com o U dos evaporadores de filme descendente de placas.

Sendo U o coeficiente global de transferência de calor, que para um equipamento em operação sem a presença de deposições e incrustações é dado pelo inverso do somatório das resistências, tais como: i – pela convecção no lado do vapor condensante, ii – pela parede metálica da superfície de aquecimento e iii – pela convecção no lado do licor em aquecimento. Sendo assim, o equacionamento do problema somente é possível com o conhecimento da contribuição de cada termo da equação 1.

$$U = \frac{1}{\left(\frac{1}{h_{\text{lado do licor}}} + \frac{1}{\lambda} + \frac{1}{h_{\text{lado do vapor}}} \right)} \quad (1)$$

Portanto, faz-se necessário o conhecimento do termo referente ao lado do licor, já que, para o lado do vapor condensante, diversos trabalhos têm sido publicados na literatura para descrição do fenômeno (Collier & Thome, 1994 e Chen, 1961). Para o coeficiente de transferência de calor no lado do licor, considerara-se como um fato estabelecido no presente momento que dois mecanismos principais participam na transmissão de calor em escoamento bifásico em dutos fechados (Klimenko, 1988). O primeiro é a ebulição nucleada, caracterizada pela presença de sítios ativos de nucleação na parede aquecida, bem como por uma forte dependência do coeficiente convectivo de transferência de calor h com o fluxo de calor q , semelhante ao processo de ebulição estagnada. No outro mecanismo, denominado vaporização por convecção forçada (bifásica), os sítios ativos são completamente suprimidos, e o calor é transferido por evaporação na interface entre o filme líquido e o vapor. Na região de vaporização, a transferência de calor depende principalmente do fluxo mássico e da qualidade do vapor².

Diversos trabalhos têm sido publicados, na tentativa de se formular uma equação genérica para o cálculo do coeficiente convectivo h em sistemas bifásicos. Algumas das maiores dificuldades envolvidas nessa formulação são: crescimento e desprendimento das bolhas no campo de escoamento da mistura bifásica; distribuição das duas fases; equilíbrio termodinâmico nas condições locais; características e geometria da superfície de aquecimento e efeitos das propriedades do fluido no sistema de evaporação. Um modelo realístico que englobe todas essas complexidades ainda não foi desenvolvido (Kandiklar, 1990). A Tabela 2 apresenta resumidamente 10 importantes contribuições disponíveis na literatura no equacionamento dos coeficientes globais de transferência de calor para diversas soluções.

Assim, procurou-se relacionar, neste trabalho, os dados da viscosidade do licor, das variáveis operacionais e das variáveis de projeto com o U através do ajuste dos parâmetros das equações desenvolvidas por Chen (1966), Shah (1976), Gungor & Winterton (1986), Steiner & Taborek (1992), Chun & Seban (1971) e Alhuseini *et al.* (1998) conforme as equações apresentadas na Tabela 2. Os parâmetros (coeficientes e expoentes) das equações foram determinados por análise de regressão não linear, avaliados pelo método dos mínimos quadrados.

RESULTADOS

Validação do Simulador WinGEMS

Com base em trabalhos recentes publicados por Almeida *et al.* (2003 e 2005), a validação do modelo proposto foi conduzida a partir da análise dos erros relativos médios e dos coeficientes de correlação R^2 obtidos na análise de regressão. O erro relativo médio, dado pela equação 2, é calculado a partir da diferença do valor de uma variável obtida a partir da leitura na planta industrial com a mesma variável calculada pelo simulador WinGEMS. Para o consumo de vapor vivo no primeiro efeito (Figura 3), o ERM foi de 2,4%

$$ERM = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \frac{|Y_{\text{real}} - Y_{\text{calculada}}|}{Y_{\text{real}}} \quad (2)$$

A Figura 4 exibe uma comparação entre os valores de economia de vapor reais na unidade industrial e os obtidos a partir do simulador WinGEMS.

Analisando-se as Figuras 3 e 4, percebe-se que, de forma geral, os dados comparativos do consumo de vapor e a economia de vapor estão alinhados na proximidade ou mesmo se sobrepondo em pontos na linha diagonal. Portanto, os valores calculados pelo simulador estão próximos aos encontrados na unidade industrial. Essa afirmação pode ainda ser corroborada pelos baixos valores do ERM encontrados, que foram de 2,4% para

² Na ebulição e na condensação, é freqüentemente conveniente o uso da fração de vapor em relação ao fluxo mássico total, definida como qualidade de vapor $x = \frac{W_{\text{vapor}}}{W_{\text{vapor}} + W_{\text{líquido}}}$

Investigador	Detalhes	Correlação	Observações
Chen (1966)	Escoamento vertical; água, metanol, ciclohexano, pentano; 600 pontos experimentais	$h_{sp} = h_c + h_{n,b}$ na qual $h_{n,b}$ = coef. transf. calor bifásico h_c = coef. transf. calor convectivo h_{nuc} = coef. transf. calor nucleado	Desvio médio de 12% com dados de seis diferentes investigadores. Intensivamente utilizada. Largos desvios observados para fluidos refrigerantes.
Chun & Seban (1971)	Escoamento de filme de água sobre superfície externa de tubo vertical Regimes laminar e turbulento	$h_c = a1 \cdot Re^{a2} \cdot \left(\frac{\lambda^3 g}{\nu^2} \right)^{a3}$ $h_c = a1 \cdot Re^{a2} \cdot Pr^{a1} \cdot \left(\frac{\lambda^3 g}{\nu^2} \right)^{a3}$ nas quais h_c = coef. transf. calor convectivo $a1$ $a2$ e $a3$ = constantes $Re = n^\circ$ de Reynolds = $4 \square / \square$ $Pr = n^\circ$ de Prandtl = $cp \cdot \square / \square$ \square = condutividade térmica \square = viscosidade cinemática g = aceleração da gravidade	Laminar Turbulento Bons resultados para fluidos com $Pr < 5$
Shah (1992)	Escoamento vertical e horizontal; água, ciclohexano, R-11, R-12, R-22 e R-113; 780 pontos experimentais	Originalmente desenvolvida na forma gráfica (Shah, 1976). Equações ajustadas como: $h_{sp} = h_{sp}(Co, Bo, Fr_{LO})$ na qual h_{sp} = coef. transf. calor bifásico $Co = n^\circ$ de convecção = $(\frac{1}{i} - 1)^{0.4} \cdot (\rho_{vap} / \rho_l)^{0.5}$ $Bo = n^\circ$ de ebulição = $q / (\Delta H_{vap} \cdot \dot{m})$ $Fr_{LO} = n^\circ$ de Froude = $\dot{m}_{LO}^2 / (\rho_l^2 g d_s)$	90% do pontos encontram-se na faixa de $\pm 30\%$. Grandes desvios para alguns dados experimentais recentes.
George, Hall & Rohsenow (1962)	Escoamento vertical; água; oito séries de dados	Região de qualidade elevada ($x > 0,05$): $q = q_c + q_{nuc} - q_{nb}$ Região de baixa qualidade ($x < 0,05$): $q = \left[q_c^2 + (q_{nuc} - q_{nb})^2 \right]^{0.5}$ na qual q = calor transferido q_c = calor contribuído pelo efeito convectivo q_{nuc} = calor contribuído pelo efeito de ebulição nucleada q_{nb} = calor observado no início do regime de ebulição nucleada plenamente desenvolvido	Desvio médio de 15% contra 17,4% da correlação proposta por Chen. Equações com uso da técnica de superposição.
Kandlikar (1983)	Escoamento vertical e horizontal; água, R-11, R-12, R- 114, nitrogênio, neon; 1100 pontos experimentais	$\frac{h_{sp}}{h_c} = a1(Co)^{a2} (25Fr_{LO})^{a3} + a3(Bo)^{a4} (25Fr_{LO})^{a5}$ na qual $a1, a2, a3, a4, a5, a6$ = constantes h_{sp} = coef. transf. calor bifásico h_c = coef. transf. calor convectivo $Co = n^\circ$ de convecção = $(\frac{1}{i} - 1)^{0.4} \cdot (\rho_{vap} / \rho_l)^{0.5}$ $Bo = n^\circ$ de ebulição = $q / (\Delta H_{vap} \cdot \dot{m})$ $Fr_{LO} = n^\circ$ de Froude = $\dot{m}_{LO}^2 / (\rho_l^2 g d_s)$	Desvio médio de 17,1% contra 38% pela correlação de Shah. O parâmetro F_b , dependente do fluido, é introduzido.

Tabela 2 : Algumas correlações importantes para a ebulição sob escoamento

Investigador	Detalhes	Correlação	Observações
Gungor & Winterton (1986)	Escoamento vertical e horizontal; água, R-11, R-12, R-22, R-113, R-114, etileno-glicol; 3600 pontos experimentais	$h_{sp} = E \cdot h_c + S \cdot h_{pool}$ na qual E e S são funções de Bo, X_g e $Fr_{1,0}$. h_b = coef. transf. calor bifásico h_c = coef. transf. calor convectivo h_{pool} = coef. transf. calor para ebulição estagnada	Desvio médio de 19,7% com todos os pontos testados.
Gungor & Winterton (1987)	Igual a Gungor & Winterton (1986)	$\frac{h_{sp}}{h_c} = 1 + 3000Bo^{0,86} + \left[\frac{\dot{x}}{1-\dot{x}} \right]^{0,75} \left[\frac{\rho_l}{\rho_{vap}} \right]^{0,41}$ na qual h_b = coef. transf. calor bifásico h_c = coef. transf. calor convectivo $Bo = n^{\circ}$ de ebulição = $q / (\Delta H_{vap} \cdot \dot{m})$ ρ = densidade \dot{x} = qualidade do vapor	A correlação é simplificada quando comparada com a de 1986. Uma melhora sensível nos resultados é percebida.
Kandlikar (1990)	Escoamento vertical e horizontal; água, R-11, R-12, R-13B1, R-22, R-113, R-114, R-152a, nitrogênio, neon; séries de 24 pesquisadores com total de 5.246 pontos	$\frac{h_{sp}}{h_c} = a1(Co)^{a2}(25Fr_{1,0})^{a3} + a3(Bo)a4(25Fr_{1,0})^{a5}F_g$ na qual $a1, a2, a3, a4, a5, a6$ = constantes h_b = coef. transf. calor bifásico h_c = coef. transf. calor convectivo $Co = n^{\circ}$ de convecção = $(V\dot{x}-1)^{0,68} \cdot (\rho_{vap}/\rho_l)^{0,3}$ $Bo = n^{\circ}$ de ebulição = $q / (\Delta H_{vap} \cdot \dot{m})$ $Fr_{1,0} = n^{\circ}$ de Froude = $\frac{m_{1,0}^2}{(\rho_l^2 g d_s)}$ F_g = fator dependente do fluido	Introduz o parâmetro F_l que contabiliza o efeito dos diferentes fluidos no termo de ebulição nucleada. Desvio médio de 15,9% para água de 18,8% para todos os dados de refrigerantes combinados, contra respectivamente 17,9% e 25,8% pela correlação de Shah (1982) e 18,5% e 24% pela correlação de Gungor & Winterton (1987).
Steiner & Taborek (1992)	Escoamento vertical ascendente e descendente; 10.282 pontos para água, 2.345 pontos para quatro refrigerantes (R-11, R-12, R-22 e R-113), sete hidrocarbonetos (benzeno, n-pentano, n-heptano, ciclohexano, metanol, etanol e n-butanol) e três criogênicos (nitrogênio, hidrogênio e hélio)	$h_{sp} = \left[(h_{nuc,0} F_{nuc})^2 + (h_{1,0} F_b)^2 \right]^{1/2}$ na qual $h_{nuc,0}$ = coeficiente local de ebulição nucleada do fluido estagnado ("pool boiling") F_{nuc} = fator de correção do termo nucleado que considera as diferenças existentes entre a ebulição sob escoamento e estagnada $h_{1,0}$ = coeficiente local de convecção forçada da fase líquida baseado no escoamento total como líquido F_b = fator de correção bifásico que contabiliza o ganho convectivo devido à presença do vapor	Recomendada por Collier & Thome (1994)
Alhusseini et. al. (1998)	Escoamento de filme de água e propilenoglicol sobre superfície externa de tubo vertical Regimes laminar e turbulento 177 pontos	$h_c = a1 \cdot Re^{a2} \cdot Ka^{a3} \cdot \left(\frac{\lambda^3 g}{\nu^2} \right)^{1/4}$ na qual h_c = coef. transf. calor convectivo $a1, a2$ e $a3$ = constantes $Re = n^{\circ}$ de Reynolds = $4\Gamma / \mu$ $Ka = n^{\circ}$ de Kapitza = $(\mu^3 g) / (\rho \sigma^3)$ λ = condutividade térmica ν = viscosidade cinemática g = aceleração da gravidade	Erro relativo médio de 10% $1,7 < Pr < 47$

Tabela 2 : Algumas correlações importantes para a ebulição sob escoamento (Continuação)

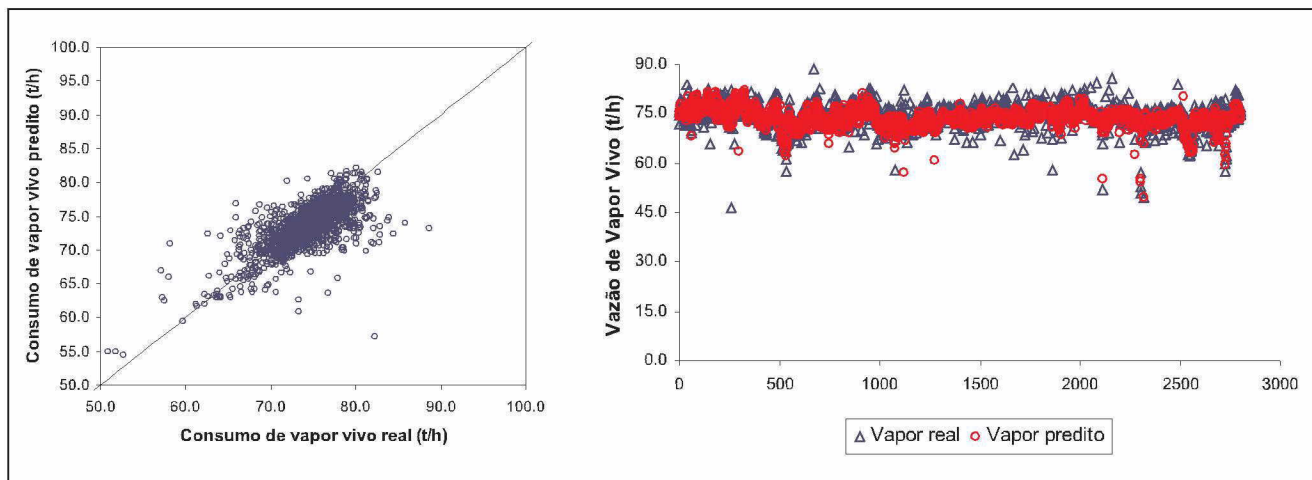


Figura 3 - Comparação entre os valores reais e preditos pelo simulador WinGEMS para o consumo de vapor vivo

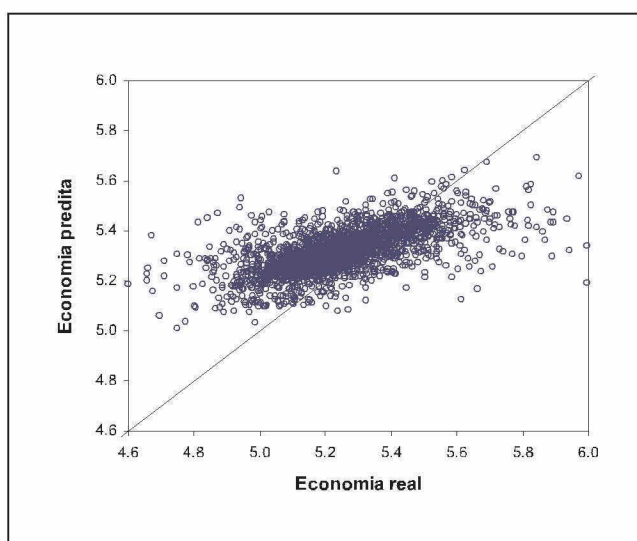


Figura 4 - Comparação entre os valores reais e estimados para a economia de vapor do sistema de evaporação

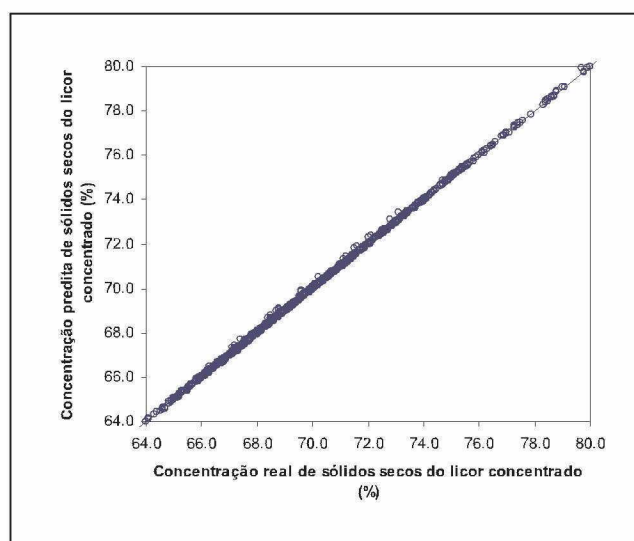


Figura 5 - Comparação entre os valores reais e estimados para o teor de sólidos secos no licor negro concentrado

o consumo de vapor e ERM de 2,5% para a economia de vapor.

Pela análise da Figura 5, percebe-se que o WinGEMS convergiu apropriadamente para a concentração de sólidos secos estipulada na entrada de dados. Cabe mencionar novamente que, na metodologia adotada, o simulador foi configurado a efetuar os balanços de modo a atingir determinada concentração de sólidos secos especificada na entrada de dados. Sendo essa concentração atingida em todas as simulações, o resultado apresenta a convergência da simulação.

Isso é importante porque reforça a validação do modelo utilizado.

Para efeito de validação procurou-se também produzir os perfis de pressão dos evaporados ao longo do sistema de evaporação. Na Figura 6 é representada a comparação dos perfis de pressão preditos pelo simulador WinGEMS e determinados na planta industrial para cada corpo de evaporação. Pode-se observar, nessa figura, que os valores preditos se encontram muito próximos aos obtidos na unidade industrial.

Para as pressões dos evaporados dos corpos A e B do primeiro efeito,

os erros foram de 7,8% e 4,9% e, para o segundo efeito (Figura 7), o ERM foi de 2,1%. Isso mostra que o balanço efetuado pelo WinGEMS foi satisfatório, pois conseguiu reproduzir adequadamente os resultados esperados.

Ainda, a fim de se verificar a validade do modelo empregado, foi realizada uma análise de variância (Anova) para os pares reais e preditos das variáveis-chave de validação da simulação do processo. Entretanto, os testes baseados na estatística t-student realizados para comparação das médias reais e preditas para as variáveis “economia de vapor”, “con-

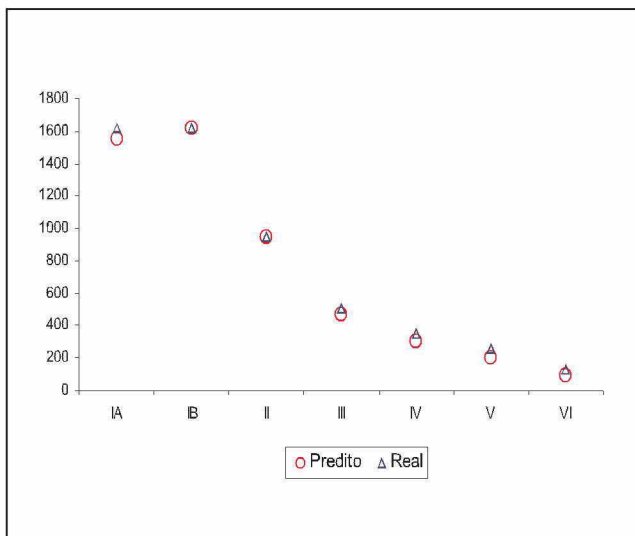


Figura 6 - Perfis de pressão do evaporado real e calculado ao longo da unidade de evaporação

sumo de vapor vivo no primeiro efeito”, “pressão do evaporado do segundo efeito” e “concentração do licor do segundo efeito” não foram conclusivos. Para a realização desses testes, é condição essencial que seja satisfeita a premissa de distribuição normal das observações e, conseqüentemente, dos resíduos ($\text{resíduo} = y_{\text{real}} - y_{\text{predito}}$). Todavia, a análise desses resíduos demonstrou o contrário. Os resíduos obtidos não apresentavam distribuição normal, afetados talvez pela descalibração nos instrumentos de medição ao longo da campanha de operação da unidade. Dessa forma, sem a satisfação da condição básica na qual se baseia a análise de variância, a qualidade das estatísticas de teste foram comprometidas, de modo a comprometer também a conclusão quanto à rejeição ou não da hipótese de igualdade das médias obtidas pelas leituras dos instrumentos de medição da unidade com as mesmas previstas pelo modelo do WinGEMS.

Além disso, outro ponto merece destaque: a simulação foi efetuada em um processo industrial, e o modelo desenvolvido foi concebido para ser capaz de prever as várias flutuações desse processo. A operação da unidade não ocorre em um único patamar, sendo composta, na verdade, por vários conjuntos de estados operacionais sobrepostos. Cada patamar tem sua própria média e variância, e mesmo as leituras dos instrumentos de medição da unidade fornecem valores de erro que dependem da grandeza da variável lida. O processo tem várias distribuições, o que acaba por prejudicar a realização do teste t-student que compara duas situações em que cada uma das populações comparadas tem uma única média e distribuição normal.

Assim, tomando-se como válido o modelo do WinGEMS, a etapa seguinte envolveu a análise do desempenho da unidade industrial. A Figura 8 ilustra o perfil da concentração de sólidos secos dissolvidos presentes no licor negro na

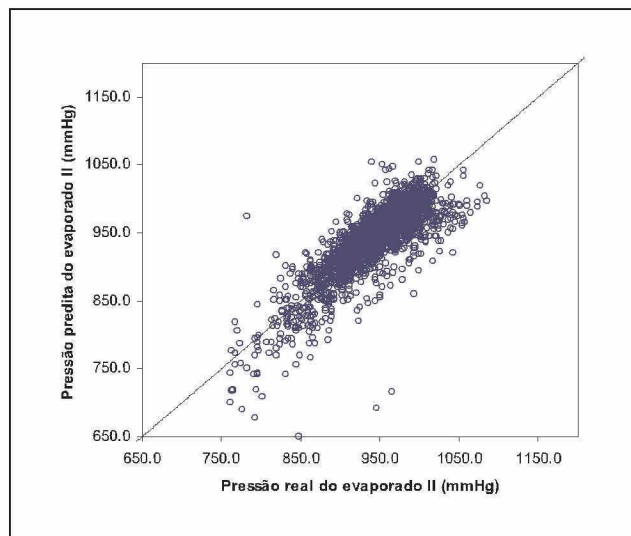


Figura 7 - Comparação entre os valores reais e estimados para a pressão do evaporado no segundo efeito

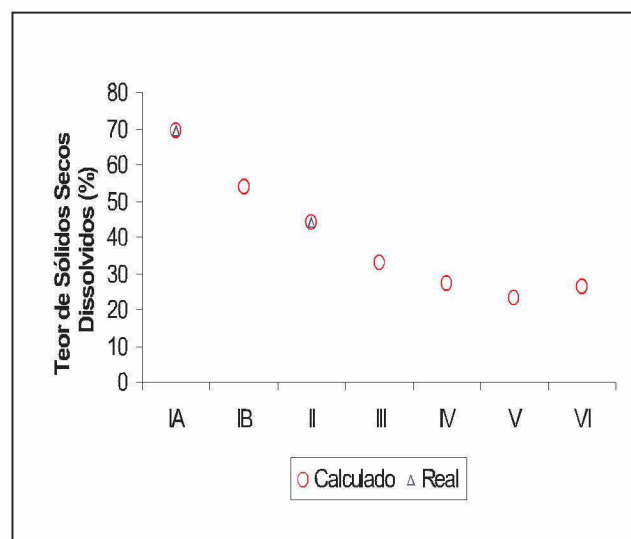


Figura 8 - Perfil de concentração de sólidos secos dissolvidos no licor negro ao longo da unidade de evaporação

saída de cada corpo de evaporação. Na unidade estudada existem apenas dois refratômetros que medem a concentração de sólidos, sendo um na saída do segundo efeito e outro na saída do licor concentrado final após o tanque de concentração *flash* do primeiro efeito. Considerando-se que nas leituras fornecidas pelos dois refratômetros da unidade há erros desprezíveis, devido aos cuidados e ao rigor da calibração efetuada pela equipe de manutenção industrial, verifica-se, mais uma vez, a qualidade do modelo elaborado, visto que os valores medidos na saída do segundo efeito e no tanque *flash* de produto final concordaram com os valores previstos pelo simulador.

A partir da análise e da comparação dos dados obtidos na planta industrial com os previstos pelo simulador, concluiu-se que o programa WinGEMS se mostrou ade-

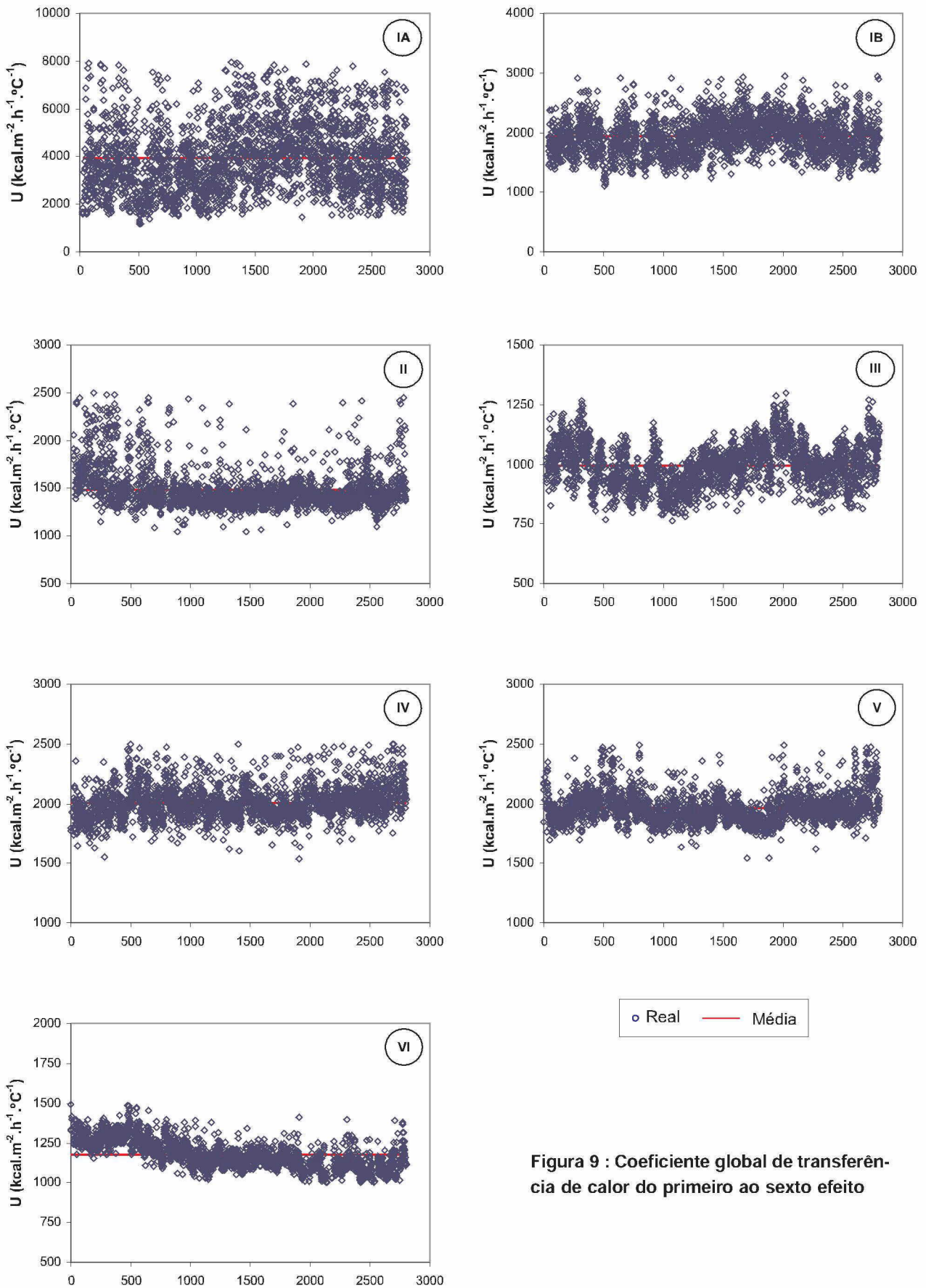


Figura 9 : Coeficiente global de transferência de calor do primeiro ao sexto efeito

quado ao desenvolvimento dos balanços de massa e energia e, conseqüentemente, no levantamento das variáveis de performance da unidade industrial de evaporação.

A partir da validação do simulador e da obtenção das variáveis de performance do sistema de evaporação, foram obtidos os coeficientes globais de transferência de calor para cada corpo de evaporação do sistema, conforme ilustrado na Figura 9.

A primeira observação: os valores de U obtidos para os evaporadores de filme descendente de placas concordam com os descritos na literatura segundo Nguyen & Venkatesh (1992) e Foust (1982). A segunda: a dispersão dos pontos aumenta com o acréscimo do teor de sólidos dissolvidos. O acréscimo de sólidos modifica o comportamento reológico do fluido e aumenta a incidência de deposição, que por sua vez afeta o processo, provocando oscilações periódicas no U. A própria sistemática de lavagens periódicas no primeiro efeito também é uma fonte periódica de oscilações, e a ela se credita a causa da larga dispersão observada para os corpos A e B do primeiro efeito.

Equacionamento do Coeficiente U

Para cada uma das equações testadas (combinação da equação 1

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_{ext}} + \frac{1}{h_{int}} + \left[\frac{1}{\left(\frac{1}{h_{ext}} - \frac{1}{h_{int}} \right)^2 + \left(\frac{1}{h_{ext}} \right)^2 + \left(\frac{1}{h_{int}} \right)^2} \right]^{0.5}} + \left[\frac{1}{\left(\frac{1}{h_{ext}} - \frac{1}{h_{int}} \right)^2 + \left(\frac{1}{h_{ext}} \right)^2 + \left(\frac{1}{h_{int}} \right)^2} \right]^{0.5} + \left[\frac{1}{\left(\frac{1}{h_{ext}} - \frac{1}{h_{int}} \right)^2 + \left(\frac{1}{h_{ext}} \right)^2 + \left(\frac{1}{h_{int}} \right)^2} \right]^{0.5}$$

Equação 3 – Modificação empírica proposta para a equação de Kandiklar (1990)

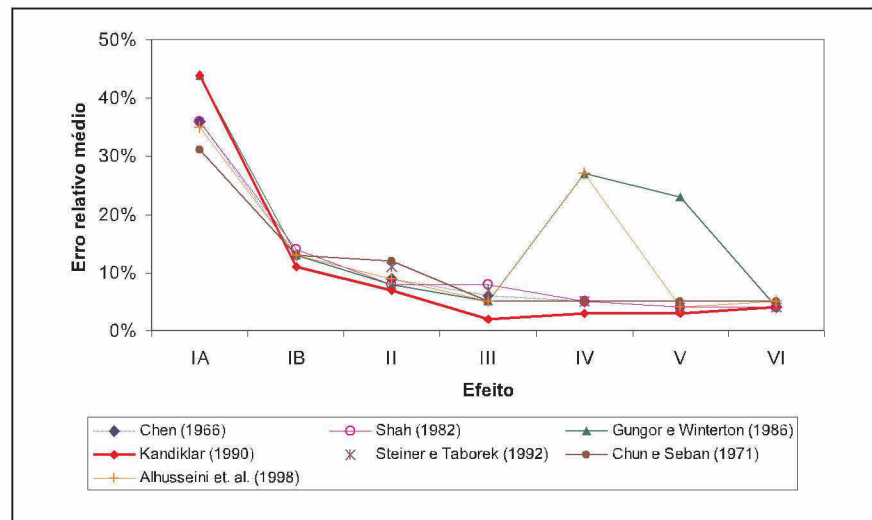


Figura 10: Erros relativos médios, avaliados conforme a equação 2, obtidos para todas as equações testadas

com as equações contidas na Tabela 2), foram obtidos os parâmetros das equações (coeficientes e expoentes). A Tabela 3 e Figura 10 ilustram os valores dos Erros Relativos Médios (ERM) dos coeficientes U para cada corpo de evaporação, e na Figura 11 são apresentados os valores dos coeficientes de correlação R² obtidos na análise de regressão para os pares de U predito e U avaliado via WinGEMS.

Uma inspeção na Figura 10 e na Tabela 3 revela que, para os efeitos de número III a VI, a modificação efetuada na proposição de Kandiklar (1990) se mostrou promissora (equação 3). Para esses corpos de evaporação, os ERMs encontrados foram baixos, da ordem de 2% a 4%, enquanto, para os corpos IB e II, os ERMs foram mais elevados, de respectivamente 11% e 7%. Isso significa que, para os efeitos em que a operação ocorre em condições de temperatura e teor de sólidos dissolvidos menos elevados e o licor apresenta um comportamento reológico newtoniano, a proposição efetuada se mostrou apta a descrever o fenômeno de transferência de calor. Já para o primeiro corpo 1A, a predição do coeficiente U não foi eficaz (ERM de 44%). A razão disso está ligada ao fato de que, nesses corpos, a operação é mais drástica (maiores temperaturas e concentrações de sólidos dissolvidos) e o licor processado tem comportamento tipicamente pseudoplástico.

Pesquisador	Efeito						
	IA	IB	II	III	IV	V	VI
Chen (1966)	36	13	9	6	5	4	4
Shah (1982)	36	14	8	8	5	4	4
Gungor & Winterton (1986)	44	13	8	5	27	23	4
Kandiklar (1990)	44	11	7	2	3	3	4
Steiner & Taborek (1992)	95	437	11	7	5	4	4
Chun & Seban (1971)	31	13	12	5	5	5	5
Alhousseini et. al. (1998)	35	13	9	5	27	4	5

Tabela 3 - Erros relativos médios (%), avaliados conforme a equação 2, obtidos para as equações testadas

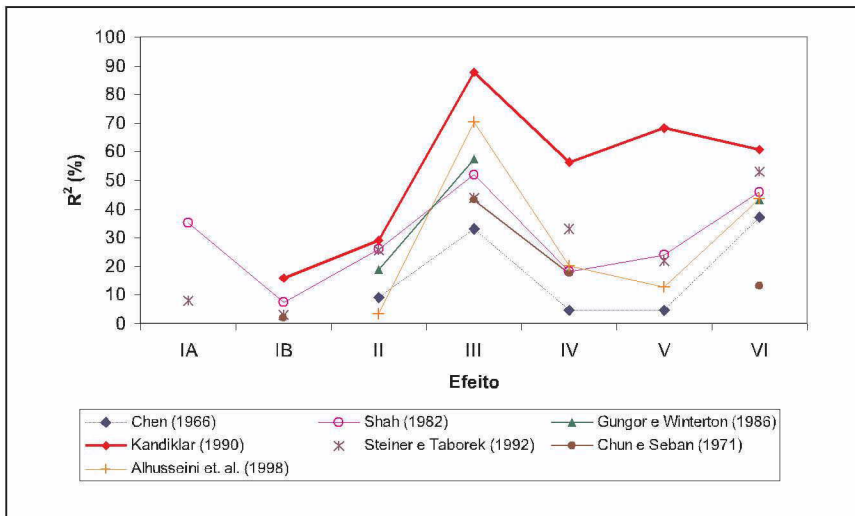


Figura 11 : Coeficientes de correlação R^2 , obtidos para todas as equações testadas

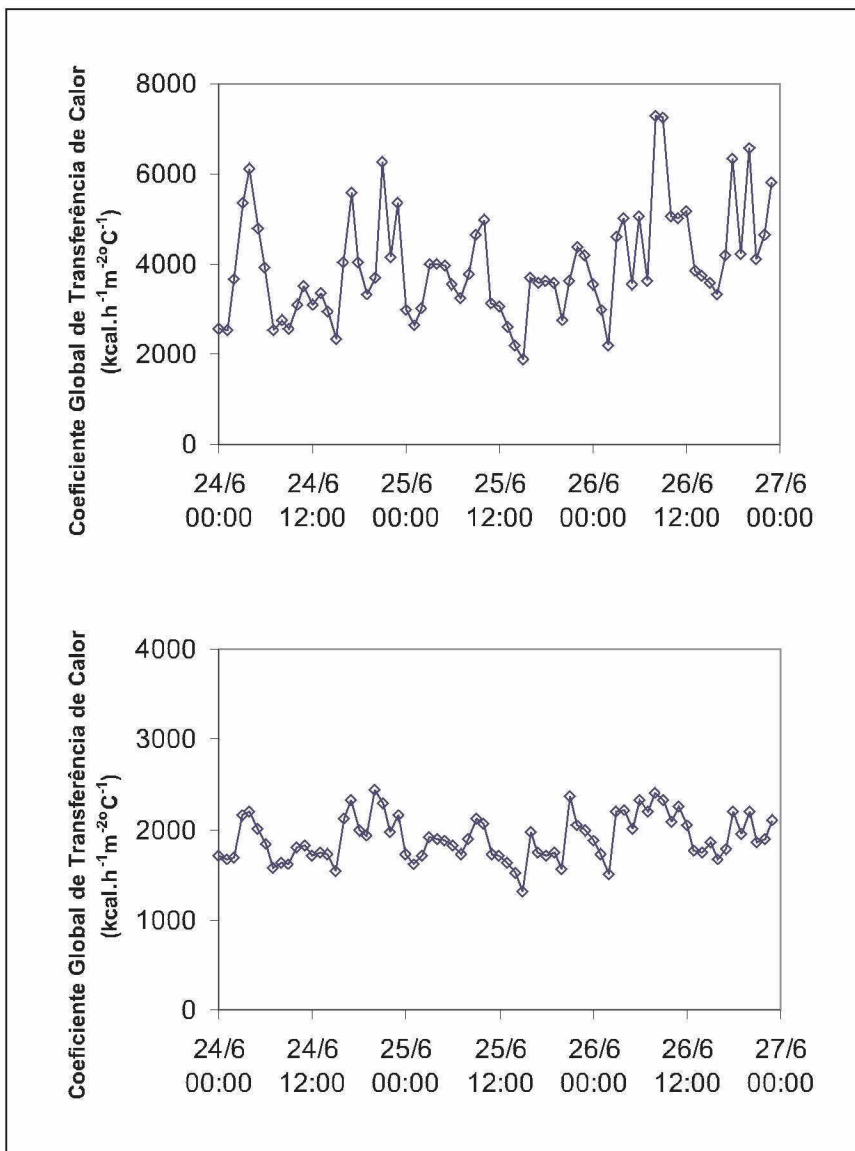


Figura 12 : Oscilação do coeficiente global de transferência de calor durante a operação para os corpos de evaporação IA (a) e IB (b)

Os valores de R^2 apresentados na Figura 11 também corroboram as informações da Tabela 3 e da Figura 10 relativas aos valores de ERM. Da mesma forma, a análise revela que a melhor proposição obtida é a baseada no modelo de Kandiklar (1990), cujos valores de R^2 foram da ordem de 56% a 88% para os efeitos de número III a VI, cuja concentração de licor é mais baixa e, conseqüentemente, o escoamento do fluido é mais bem comportado. Ou seja, para os efeitos de número III a VI, de 56% a 88% dos valores da variável U obtidos pelo WinGEMS puderam ser explicados pela modificação efetuada no modelo de Kandiklar. Esses valores podem ser considerados bons em se tratando de um fenômeno de transferência de calor avaliado a partir de uma equação empírica.

Na análise dos altos valores de ERM para os corpos IA e IB (44% e 11%, respectivamente) e baixos valores de R^2 , alguns pontos merecem destaque. O primeiro se refere ao caráter altamente transiente da operação nessa parte da evaporação. A inspeção da Figura 12 revela o comportamento altamente oscilatório da operação e, conseqüentemente, do coeficiente global de transferência de calor nesse estágio.

Na análise da oscilação de U , o efeito da deposição de sais de burquita precisa ser levado em consideração. A deposição de sólidos afeta muito o fenômeno de transferência de calor, uma vez que cria uma resistência adicional à troca térmica. Como esse efeito perturba a operação normal, principalmente no primeiro efeito, nesse a qualidade dos dados obtidos pelo WinGEMS é afetada e, por conseqüência, é afetado também o valor da predição de U pelo modelo matemático. Além disso, a equação matemática utilizada na predição de U não apresenta o termo relativo à resistência oferecida pelo filme de depósito. À medida que o equipamen-

to opera, as placas de troca de calor se sujam e a resistência adicional à troca de calor aumenta gradativamente. Com a operação de lavagem, o filme de depósito é removido e a resistência, por sua vez, é eliminada. Apesar de ser um fenômeno oscilatório constante, o processo de deposição é altamente dependente das condições de polpação da madeira, composição do licor e de operação da planta de evaporação e, com isso, a cinética de incrustação é complexa e precisa ser equacionada para que esse termo possa, então, ser incorporado à equação de U (McCabe & Robinson, 1924; McCabe, 1926; Epstein, 1979).

O segundo ponto diz respeito à viscosidade do fluido nesses dois primeiros corpos de evaporação. A proposição inicial de Kandiklar (1990) foi testada inicialmente, entre outros fluidos, com água, cujo comportamento reológico é tipicamente newtoniano. Já o fluido em questão não é água pura e possui uma carga crescente de sólidos à medida que avança pelos efeitos, principalmente nos corpos IA e IB. Essa mudança no perfil de sólidos, conforme já mencionado anteriormente, altera as propriedades ligadas ao escoamento do fluido, em especial a viscosidade, o que dificulta ainda mais o equacionamento do problema.

O licor negro de eucalipto utilizado é um fluido com características particulares. Em baixas concentrações de sólidos secos seu comportamento reológico é semelhante ao da água, mas, em níveis maiores de sólidos dissolvidos, a viscosidade passa a depender da tensão de cisalhamento. Essa mudança de comportamento certamente não está englobada no fator F_n dependente do fluido, proposto por Kandiklar (1990). Dessa forma, é possível que a equação necessite da inclusão de algum fator que considere a mudan-

ça do comportamento da viscosidade com a alteração da concentração de sólidos secos.

Na análise do erro obtido para o segundo efeito, o fenômeno oscilatório proporcionado pelas lavagens não pode ser considerado, pois, nesse efeito, não existe nenhuma operação de lavagem e tampouco o fluido apresenta comportamento estritamente pseudoplástico. Todavia, nesse efeito, pelo nível de sólidos secos dissolvidos alcançados pela concentração, o fluido se encontra em uma zona de transição reológica. Nos níveis de TDS e T ali encontrados, surge novamente o problema na determinação precisa do valor da viscosidade do fluido a partir de fonte utilizada (Zvinakevicius et. al. 1979), algo que passa a configurar-se como a principal fonte de erro responsável pela obtenção de um ERM de 7%.

Para o entendimento dos erros obtidos de uma forma geral, um ponto também não pode ser negligenciado: a geometria abordada nos experimentos. Kandiklar (1990) desenvolveu sua equação em experimentos realizados em evaporadores de tubos verticais lisos, diferentemente das placas observadas nos equipamentos da Cenibra. Essa diferença pode também ser objeto fonte dos desvios entre os dados experimentais e os avaliados pela equação empírica.

CONCLUSÃO

O modelo de avaliação do simulador WinGEMS proposto mostrou-se satisfatório, uma vez que forneceu erros relativos médios de 2,4% para os cálculos do consumo de vapor vivo e de 2,5% para a economia de vapor, economia essa com média de 5,3 e desvio-padrão igual a 0,08. O modelo proposto permitiu uma análise mais detalhada de toda a unidade de evaporação e os valores dos coeficientes globais de transfe-

rência de calor de cada corpo de evaporação puderam ser obtidos.

Quanto ao modelo do coeficiente global de transferência de calor, a análise efetuada levou a um conjunto de equações capazes de descrever o fenômeno de troca térmica na convecção forçada dentro dos evaporadores de filme descendente de placas. Entre as várias proposições da literatura testadas neste trabalho, a de Kandiklar (1990) foi a que conduziu aos melhores resultados. As equações obtidas renderam valores de R^2 para os últimos efeitos do sistema de evaporação da unidade industrial (III ao VI) da ordem de 56% a 87% segundo a proposição de Kandiklar (1990). Tais valores evidenciam que a proposição é adequada à descrição do fenômeno de troca térmica nesses corpos de evaporação. Para os primeiros efeitos (IAI), em virtude das características particulares do licor negro, com seu comportamento pseudoplástico, o modelo adotado não foi capaz de descrever adequadamente o fenômeno.

Além de municiar para o equacionamento do problema de transferência de calor nos evaporadores da unidade industrial, o modelo de simulação do WinGEMS revelou uma aplicação direta e de extrema importância no ambiente fabril. Como a operação de lavagem dos corpos do primeiro efeito é conduzida a partir de uma premissa temporal, a inserção do modelo do WinGEMS no ambiente operacional é de extrema valia na determinação do ponto ótimo para lavagem dos equipamentos. Com o modelo elaborado, é possível a condução dos balanços de massa e energia para determinação dos valores de U em tempo real para cada corpo de evaporação. Analisando-se a diminuição do coeficiente U e o acréscimo do diferencial de temperatura, pode-se determinar com

mais acertividade o momento ideal para alternância dos corpos em operação, reduzindo, assim, intervenções de lavagem desnecessárias no processo, as quais prejudicam a estabilidade da operação.

Em virtude dos resultados alcançados com a análise de regressão a partir dos dados do simulador WinGEMS, foi observado que é possível descrever o fenômeno de transferência de calor nos evaporadores de licor negro de eucalipto operando com filme descendente sobre placas. Para tanto, torna-se necessário um conhecimento detalhado do comportamento reológico do licor empregado, incluindo-se a curva de viscosidade para faixas de licores com altas concentrações de sólidos secos dissolvidos e em altas temperaturas de processamento.

De posse do modelo do coeficiente global de transferência de calor, associado aos modelos do simulador, faz-se possível uma avaliação dos impactos e das conseqüências de alterações nas propriedades físico-químicas do licor negro ou mesmo da configuração do processo, no fenômeno de transferência de calor, na economia da evaporação e, conseqüentemente, na queima do licor e na geração de vapor na caldeira de recuperação.

Uma aplicação direta da metodologia desenvolvida na otimização de plantas de evaporação pode incluir, por exemplo, a análise do impacto de técnicas de redução de viscosidade no processo de evaporação. Como apresentado, a queima de licores de alta concentração de sólidos (acima de 80%) leva a um aumento das eficiências energéticas e de reaproveitamento de químicos na caldeira de recuperação. A limitação para obtenção de tais licores reside, hoje, na dificuldade de concentrá-lo à medida que sua viscosidade aumenta com a elevação do teor de sólidos. Uma alternativa

possível é submeter o licor concentrado obtido no segundo efeito ou em um corpo intermediário do primeiro efeito a um tratamento para redução de viscosidade, tratamento esse que pode ser térmico ou mesmo por meio da técnica de ultracentrifugação ou adição de sais (Frederick 1988, Ferreira et. al. 2003). Com isso, operando com licor de viscosidade mais baixa, o primeiro efeito pode levar à obtenção de um produto mais concentrado, que, por sua vez, teria impacto direto e positivo na performance da caldeira de recuperação. Obviamente, para mensurar esses ganhos, o conhecimento do fenômeno de transferência de calor na evaporação é condição essencial.

NOMENCLATURA

VARIÁVEIS

\dot{m}	Vazão mássica (kg.m ⁻² .s ⁻¹)
\dot{x}	Qualidade do vapor, fração mássica de vapor em relação à massa total do fluido
c_p	Calor específico (J.Kg ⁻¹ .°C ⁻¹)
d_h	Diâmetro hidráulico $4 \cdot \delta_{Nusselt}$ (m)
E	Fator de ganho
F_{II}	Parâmetro dependente do fluido
g	Aceleração da gravidade (m.s ⁻²)
h	Coefficiente de transferência de calor (J.h ⁻¹ .m ⁻² .°C ⁻¹)
l	Espessura da parede metálica da superfície de aquecimento (m)
n	Número de dados operacionais
q	Calor transferido do vapor condensante para o licor (J.h ⁻¹)
q_{ONB}	Calor crítico mínimo necessário ao início da nucleação (J.h ⁻¹)
q_p	Calor perdido para o ambiente nos evaporadores (J.h ⁻¹)
S	Fator de supressão
T	Temperatura (°C)

TDS	Teor de sólidos secos dissolvidos (%)
U	Coefficiente global de transferência de calor (J.h ⁻¹ .m ⁻² .°C ⁻¹)
$y_{calculado}$	Dado de processo obtido pelo programa WinGEMS
y_{real}	Dado de processo obtido na unidade industrial

GREGAS

ΔH_{vap}	Entalpia de vaporização da água (KJ.Kg ⁻¹)
λ	Condutividade térmica (W.m ⁻¹ .°C ⁻¹)
μ	Viscosidade dinâmica (Kg.m ⁻¹ .s ⁻¹)
ν	Viscosidade cinemática μ / ρ
ρ	Densidade (kg.m ⁻³)
σ	Tensão superficial (N.m ⁻¹)

ADIMENSIONAIS

Bo	Número de ebulição $q' / (\Delta H_{vap} \cdot \dot{m})$
Co	Número de convecção $(l/x-1)^{0.5} \cdot (\rho_{vapor} / \rho_l)^{0.5}$
Fr	Número de Froude $\dot{m}^2 / (\rho_l^2 g d_h)$
Ka	Número de Kapitza $(\mu^4 g) / (\rho_l^3)$
Pr	Número de Prandtl $(c_p \cdot \mu) / \lambda$
Re	Número de Reynolds para o escoamento laminar

SUBSCRITOS

Bi	Valor observado no ponto de início do regime de ebulição completa
c	Termo ligado ao efeito convectivo
f	Relativo a parte líquida do fluido $\dot{m}(1-\dot{x})$
ℓ	Licor
LO	Fluido que escoo totalmente como uma única fase líquida
NcB	Termo ligado ao efeito de nucleação
Nu	Nusselt
tp	Two phase - fluido bifásico (vapor + líquido)
vap	Vapor

LITERATURA CITADA

ADAMS, T.N.; FREDERICK, Wm.J.; GRACE, T.M.; HUPA, M.; LISA, K.; JONES, A.K.; TRAN, H. "Kraft Recovery Boilers", 1ª ed., Tappi Press, New York, 1997.

ALHUSSEINI, A. A., TUZLA, K., CHEN, J. C. "Falling film evaporation of single component liquids", Int. Journal of Heat and Mass Transfer, 41, (12), p 1623-1632, 1998.

ALMEIDA, G. M., CARDOSO, M., OLIVEIRA, E. D., PARK, S. W. "Predição da geração de vapor e da razão: tonelada de vapor gerado por tonelada de sólidos secos em caldeiras de recuperação via modelos de redes neurais", O Papel, 64, (10), p 99-105, 2003.

ALMEIDA, G. M., BARBOSA, C. M. L., CARDOSO, M., OLIVEIRA, E. D., PARK, S. W. "Análise de dados operacionais da caldeira de recuperação por meio das técnicas de visualização de dados, seleção de variáveis e de redes neurais", O Papel, 66, (8), p 66-73, 2005.

BJORGE, R. W., HALL, G. R., ROHSENOW, W. M. "Correlation of forced convection boiling heat transfer data", Int. Journal of Heat and Mass Transfer, 25, (6), p 753-757, 1982.

CARDOSO, M., PASSOS, M. L. A., CARAZZA, F., SANTOS, S. M. "Avaliação preliminar do processo de recuperação do licor de eucalipto para sua otimização", O Papel, 10, pp 80-84, 1998.

CHEN, J. C. "Correlation for boiling heat transfer to saturated fluids in convective flow". Industrial Engineering Chemistry Process Design De-

velopment, 5, (3), p 322-329, 1966.

CHEN, M. M. "An analytical study of laminar film condensation: part 1 - flat plates", Transactions of the ASME, 2, p 48-54, 1961.

CHUN, K. R., SEBAN, R. A. "Heat transfer to evaporating liquid films", Journal of Heat Transfer, 11, p 391-396, 1971.

COLLIER, J. G., THOME, J. R. "Convective boiling and condensation", 3a ed., Clarendon, New York, 596p, 1994.

EDWARDS, L. L., BALDUS, R. F. "Multiple-effect evaporation systems for kraft black liquor - Evaluation and design", Tappi, 61, (3), pp 75-78, 1978.

EPSTEIN, N. "Optimum Evaporator Cycles with Scale Formation", The Canadian Journal of Chemical Engineering, 57, (8), p 659 - 661, 1979.

FOUST, A. S. "Princípios das Operações Unitárias", 2ª. ed, Guanabara Dois, Rio de Janeiro, 670p, 1982.

GUNGOR, K. E., WINTERTON, R. H. S. "A general correlation for flow boiling in tubes and annuli", Int. Journal of Heat and Mass Transfer, 29, (3), p 351-358, 1986.

GUNGOR, K. E., WINTERTON, R. H. S. "Simplified general correlation for flow boiling and comparison of correlation data", The Canadian Journal of Chemical Engineering, 65, (1), p 148-156, 1987.

KANDIKLAR, S. G. "A general correlation for saturated two-phase flow boiling heat transfer inside horizontal and vertical tubes", Journal of Heat Transfer, 2, (112), p 219-228, 1990.

KANDIKLAR, S. G. "An improved correlation for predicting two-phase flow boiling heat transfer coefficient in horizontal and vertical tubes", em Heat exchangers for two-phase flow applications, ASME, Nova Iorque, 1983.

KLIMENKO, V. V. "A generalized correlation for two-phase forced flow heat transfer", Int. Journal of Heat and Mass Transfer, 31, (3) p 541-552, 1988.

MCCABE, W. L. & ROBINSON, C. S. "Evaporator Scale Formation", Industrial and Engineering Chemistry, 16, (5), p 478 -479, 1924.

MCCABE, W. L. "Economic Side of Evaporator Scale Formation", Chemical and Metallurgical Engineering, 33, (2), p 86 - 87, 1926.

NGUYEN, X. N., VENKATESH, V. "Evaporation and concentration of black liquor" em "Chemical recovery in the alkaline pulping process", 3a. ed., Tappi Press, Atlanta, pp 5-35, 1992.

SHAH, M. M. "Chart correlation for saturated boiling heat transfer: equations and further study", ASHRAE Trans., 88, (1), p 185-196, 1982.

SÖDERHJELM, L. "Viscosity of Strong Black Liquor", Papperi ja Puu - Paper och Trä, 9, pp 642-652, 1986.

STEINER, D., TABOREK, J. "Flow boiling heat transfer in vertical tubes correlated by an asymptotic model", Heat Transfer Engineering, 13, (2), p 43-69, 1992.

ZVINAKEVICIUS, C., SANTOS, F. P., FOEKEL, C. E. B. "Características de licores pretos kraft de eucalipto", Relatório interno: série processamentos nº 102, Cenibra, Belo Oriente, 11p, 1979. 