



SIMULAÇÃO DINÂMICA E OTIMIZAÇÃO DE EVAPORADORES DE MÚLTIPLOS EFEITOS EM BIORREFINARIAS

Priscila Ribeiro Santoro Silva

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Química, COPPE, da Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Mestre em Engenharia Química.

Orientador(es): Argimiro Resende Secchi
Evaristo Chalbaud Biscaia Jr.

Rio de Janeiro
Abril de 2013

SIMULAÇÃO DINÂMICA E OTIMIZAÇÃO DE EVAPORADORES DE
MÚLTIPLOS EFEITOS EM BIORREFINARIAS

Priscila Ribeiro Santoro Silva

DISSERTAÇÃO SUBMETIDA AO CORPO DOCENTE DO INSTITUTO ALBERTO
LUIZ COIMBRA DE PÓS-GRADUAÇÃO E PESQUISA DE ENGENHARIA
(COPPE) DA UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO COMO PARTE
DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE
EM CIÊNCIAS EM ENGENHARIA QUÍMICA.

Examinada por:

Prof. Argimiro Resende Secchi, D.Sc.

Prof. Evaristo Chalbaud Biscaia Jr., D.Sc.

Prof. Eduardo Rocha de Almeida Lima, D.Sc.

Profª. Verônica Maria de A. Calado, D.Sc.

RIO DE JANEIRO, RJ - BRASIL

ABRIL DE 2013

Silva, Priscila Ribeiro Santoro

Simulação Dinâmica e Otimização de Evaporadores de Múltiplos Efeitos em Biorrefinarias/ Priscila Ribeiro Santoro Silva – Rio de Janeiro: UFRJ/COPPE, 2013.

XXII, 146 p.: il.; 29,7 cm.

Orientadores: Argimiro Resende Secchi

Evaristo Chalbaud Biscaia Jr.

Dissertação (mestrado) – UFRJ/ COPPE/ Programa de Engenharia Química, 2013.

Referências Bibliográficas: p. 141-146.

1. Modelagem. 2. Evaporadores. 3. Cana-de-açúcar. 4. EMSO. I. Secchi, Argimiro Resende *et al.*. II. Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE, Programa de Engenharia Química. III. Título.

**Dedico este trabalho a Jesus Cristo
por ter me concedido perseverança,
força, determinação e ânimo para
superar todos os momentos difíceis
pelos quais passei durante a
elaboração da dissertação.**

"Deleita-te também no Senhor, e Ele te concederá o que deseja o teu coração. Entrega o teu caminho ao Senhor; confia nele, e Ele tudo fará". (Salmos 37: 4 e 5)

"O Senhor não escolhe os capacitados, mas capacita os escolhidos."

"Quando me invocar, eu o atenderei; na tribulação estarei com ele. Hei de livrá-lo e o cobrirei de glória." (Salmo 91:15)

Agradecimentos

O mestrado foi o maior desafio que enfrentei até hoje. Trabalhar e estudar é uma tarefa árdua. Pesquisar e desenvolver um bom trabalho requer tempo, disposição, inspiração, boas ideias e perseverança. Quero expor a minha gratidão aos meus orientadores, Argimiro Secchi e Evaristo Biscaia, por terem me permitido concluir o trabalho, mesmo sabendo das condições desfavoráveis que eu teria que enfrentar para finalizar a pesquisa. A conclusão desse trabalho traz para mim o sentimento de satisfação e felicidade que não são pagos por dinheiro ou por status. Esse trabalho significa poder dar o retorno aos meus orientadores, que se dedicaram a minha orientação, e à sociedade. Somente a pesquisa permite a Universidade se expressar e expor ideias que mais tarde poderão ser aplicadas nos mais diversos ramos sociais e industriais.

Os meus maiores agradecimentos são:

A Deus por ter proporcionado perseverança, paciência, foco nos objetivos e paz interior necessária para a superação de todos os momentos difíceis, imprevistos e para que fosse possível a conclusão do trabalho.

A minha preciosa mãe Elizabeth Ribeiro Santoro Silva pelo seu amor incondicional, por suas orações, por me escutar com atenção em cada desabafo. Mesmo sem conhecer tecnicamente os problemas pelos quais passei, sempre buscava me aconselhar, me acalmar e me dar uma diretriz do que fazer. A minha eterna gratidão a você que abdicou de sonhos e de suas próprias vontades por mim. Muito obrigada!

Ao meu pai pelo apoio e assistência, e à minha irmã por suas orações e pela torcida de sempre.

Aos meus orientadores Argimiro Secchi e Evaristo Biscaia pelo amparo, paciência, incentivo e ajuda em todos os momentos.

Aos amigos da graduação e do mestrado Juliana Oliveira Pereira, Bruno Francisco Oeschler e todos os demais que, direta ou indiretamente, contribuíram na execução e finalização deste trabalho. Vocês acompanharam as dificuldades pelas quais passei para a conclusão do trabalho, mas a certeza que vocês tinham de que tudo daria certo foi um grande incentivo para mim. Muito obrigada!

Aos meus queridos e especiais amigos do trabalho Dario Marinho, Juliane Bilheiro e José Augusto, além de outros que sempre se preocuparam com a execução do meu trabalho e torceram pela minha vitória. Obrigada pelos conselhos, por ouvirem meus desabaços e por me incentivarem nos momentos em que nem mesmo eu acreditava que seria possível a finalização da pesquisa. Deus me presenteou com a presença maravilhosa de vocês no meu dia-a-dia. Vocês foram a minha força! Muito obrigada!

Ao meu chefe Márcio Dias pela torcida e incentivo. Talvez a finalização do meu trabalho não fosse possível se não fosse a sua confiança, compreensão e flexibilidade. Serei sempre grata pela forma como me recebeu na equipe e por poder contar com você como amigo, especialmente nos momentos críticos que passei durante a realização do trabalho. Muito obrigada!

Aos professores Claudio Habert e Liliane Pollo que compuseram a banca de acompanhamento do meu trabalho ao longo dos seminários do mestrado. Muito obrigada pelas considerações pertinentes, pelos bons conselhos, pela compreensão com o fato de eu estar trabalhando. Enfim, sempre foi perceptível a torcida de vocês por eu concluir esse trabalho ... muito obrigada!

À Cintia Esperancine e ao Charles Dayan Farias de Jesus por serem essenciais na elaboração da minha dissertação, uma vez que nunca hesitaram em me ajudar com explicações sobre o funcionamento dos evaporadores industriais e com referências técnicas muito boas no segmento de evaporadores.

Agradeço a todos os alunos do Laboratório de Modelagem, Simulação e Controle de Processos (LMSCP) pela convivência, incentivo, conselhos, monitorias durante as disciplinas difíceis do Mestrado do Programa de Engenharia Química da COPPE-UFRJ.

Agradeço à Universidade Federal do Rio de Janeiro(UFRJ), especialmente ao Programa de Engenharia Química da COPPE pelas excelentes instalações e pela excelente formação.

A CAPES que financiou a minha bolsa de mestrado até eu começar a trabalhar.

Agradeço ao CTBE - Laboratório Nacional de Ciência e Tecnologia do Biotanol e ao CTC – Centro de Tecnologia Canavieira pela oportunidade de contribuir, de maneira inicial, com o meu trabalho para o desenvolvimento da Biorrefinaria Virtual da Cana (BVC).

Resumo da Dissertação apresentada à COPPE/UFRJ como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Ciências (M.Sc.)

SIMULAÇÃO DINÂMICA E OTIMIZAÇÃO DE EVAPORADORES DE MÚLTIPLOS EFEITOS EM BIORREFINARIAS

Priscila Ribeiro Santoro Silva

Abril/2013

Orientadores: Argimiro Resende Secchi

Evaristo Chalbaud Biscaia Jr.

Programa: Engenharia Química

Esta pesquisa consiste na modelagem do evaporador Robert, que é um dos mais usados na indústria sucroalcooleira. O modelo matemático desenvolvido é constituído por um sistema de equações algébrico-diferenciais de índice diferencial igual a 1 (um). O EMSO (*Environment for Modeling, Simulation and Optimization*) é o simulador dinâmico utilizado para a implementação do modelo matemático. O evaporador Robert foi modelado na abordagem concentrada e distribuída (método de diferenças finitas). A contribuição principal deste trabalho consiste em considerar as propriedades termodinâmicas dos principais componentes do caldo na corrente de alimentação do evaporador, incluindo tanto os sólidos solúveis como os insolúveis. Com isso, o modelo é capaz de prever a Elevação do Ponto de Ebulição (EPE), que sofre aumento pela presença dos componentes sólidos no caldo. Dentre os resultados obtidos, para uma concentração de sacarose de 25%*m/m* na alimentação, obteve-se um concentrado de 60%*m/m* de sacarose na saída do segundo efeito. Este resultado condiz com a literatura, que prevê a elevação da concentração do caldo para a faixa compreendida entre 50 e 70%*m/m* de sacarose (LOPES & PARAZZI, 1992).

Abstract of Dissertation presented to COPPE/UFRJ as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Science (M.Sc.)

DYNAMIC SIMULATION AND OPTIMIZATION OF MULTIPLE-EFFECT
EVAPORATORS IN BIOREFINERIES

Priscila Ribeiro Santoro Silva

April/2013

Advisors: Argimiro Resende Secchi
Evaristo Chalbaud Biscaia Jr.

Department: Chemical Engineering

This research consists in the modeling of Robert evaporator, that is one of the most common in the sugar industry. The mathematical model developed is formed by a system of algebraic-differential equations of differential index equal to 1 (one). EMSO (*Environment for Modeling, Simulation and Optimization*) is the dynamic simulator used for the implementation of the mathematical model. Robert evaporator was described in concentrated and distributed (finite differences method) approaches. The main contribution of this work is to consider the thermodynamic properties of the main components of the juice in the evaporator feed stream, including both soluble and insoluble solids. With this, the model is able to predict the Elevation of Boiling Point (EPE), which increases by the presence of solid components in the juice. For a sucrose concentration of 25%w/w in the feed, was obtained a sucrose concentrate of 60%w/w in the output of the second effect. This result is consistent with the literature, which provides for increased concentration of the juice to a range between 50 and 70%*m/m* of sucrose (LOPES & PARAZZI, 1992).

Sumário

LISTA DE FIGURAS	XII
LISTA DE TABELAS	XVI
NOMENCLATURA	XIX
CAPÍTULO I – INTRODUÇÃO	1
I.1 OBJETIVO	4
I.2 IMPORTÂNCIA DA PESQUISA	4
I.3 ESTRUTURA DA DISSERTAÇÃO	5
CAPÍTULO II – REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	7
II.1 COMPOSIÇÃO DO CALDO DA CANA	7
II.2 BIORREFINARIAS	8
II.2.1 PRODUÇÃO DE ETANOL A PARTIR DA CANA-DE-AÇÚCAR	9
II.2.2 COLHEITA E LIMPEZA DA CANA-DE-AÇÚCAR	10
II.2.3 EXTRAÇÃO DOS AÇÚCARES	10
II.2.4 TRATAMENTO DO CALDO	11
II.3 EVAPORAÇÃO NA PRODUÇÃO DE ETANOL	17
II.4 MODELOS MATEMÁTICOS DE EVAPORADORES DE MÚLTIPLOS EFEITOS	21
II.4.1 MODELOS NO ESTADO ESTACIONÁRIO	26
II.4.2 MODELOS DINÂMICOS	27
II.5 CONSIDERAÇÕES FINAIS	29
CAPÍTULO III – TIPOS DE EVAPORADORES	31
III.1 O EVAPORADOR ROBERT	40
CAPÍTULO IV – COMPOSIÇÃO E PROPRIEDADES DO CALDO DA CANA	48
IV.1 COMPOSIÇÃO DO CALDO DA CANA	48
IV.2 MODELOS DAS PROPRIEDADES FÍSICAS E TERMODINÂMICAS	49
IV.3 PROPRIEDADES DO CALDO DA CANA	56

CAPÍTULO V – MODELOS MATEMÁTICOS	71
V.1 EVAPORADOR DO TIPO FLASH E FILME DESCENDENTE	72
V.2 EVAPORADOR DO TIPO ROBERT	84
CAPÍTULO VI – RESULTADOS E DISCUSSÕES	91
CAPÍTULO VII – OTIMIZAÇÃO DA SÉRIE DE EVAPORADORES	128
CAPÍTULO VIII – CONCLUSÕES	139
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	141

Lista de Figuras

Figura II. 1: Rotas tecnológicas de biorrefinarias. Fonte: ELY (2009).....	9
Figura II. 2: Fluxograma da simulação, realizada no simulador <i>Aspen</i> , do processo convencional de produção do etanol anidro. Fonte: DIAS (2008).....	19
Figura II. 3: Fluxograma da simulação, realizada no simulador <i>Aspen</i> , do processo de hidrólise do bagaço da cana-de-açúcar. Fonte: DIAS (2008).....	20
Figura II. 4: Mecanismos de transferência de calor envolvidos na ebulição convectiva em um tubo na calandra do evaporador. Fonte: MINTON (1988).....	24
Figura II. 5: Esquema de simulação do evaporador Robert no EMSO.	89
Figura II. 6: Comportamento da temperatura para dois efeitos do evaporador Flash. .	112
Figura III. 1: Evaporador com tubo horizontal. Fonte: KERN (1999).....	33
Figura III. 2: Evaporador com recipiente fechado tipo calandra. Fonte: KERN (1999).	34
Figura III. 3: Evaporador tipo cesta. Fonte: KERN (1999).....	35
Figura III. 4: Evaporador vertical com tubo longo. Fonte: KERN (1999).....	36
Figura III. 5: (A) Evaporador com circulação forçada com elemento externo vertical; (B) Evaporador com circulação forçada com elemento externo horizontal. Fonte: KERN (1999).	37
Figura III. 6: Evaporador químico com quatro estágios de operação dispostos para alimentação frontal e realimentação. Fonte: KERN (1999).	39
Figura III. 7: Ábaco de Othmer e Silvis. Fonte: HUGOT (1969).	41
Figura III. 8: Corpo do evaporador tipo Robert. Fonte: HUGOT (1969).....	44
Figura IV. 1: Metodologia de otimização para ajuste dos parâmetros das equações do <i>Aspen</i> às equações do <i>VRTherm</i>	56
Figura IV. 2: Pressão de vapor da sacarose.	57
Figura IV. 3: Calor específico da sacarose, considerando-se fase gasosa ideal.	57
Figura IV. 4: Viscosidade dinâmica da fase gasosa da sacarose.	58
Figura IV. 5: Viscosidade dinâmica da fase líquida da sacarose.....	59
Figura IV. 6: Condutividade térmica da fase vapor da sacarose.	60
Figura IV. 7: Pressão de vapor da dextrose.	62
Figura IV. 8: Calor específico da dextrose, considerando-se fase gasosa ideal.	62
Figura IV. 9: Condutividade térmica da fase vapor da dextrose.	63

Figura IV. 10: Calor específico da dextrose.....	66
Figura IV. 11: Curva da calor específicos dos componentes sólidos.....	68
Figura IV. 12: Curva da calor específicos da Gipsita.	68
Figura V. 1: Esquema de uma série de dois evaporadores do tipo Flash.....	73
Figura V. 2: Esquema de um único efeito do evaporador Filme Descendente.	74
Figura V. 3: Esquema de um único efeito do evaporador Robert.	85
Figura V. 4: Esquema de simulação do evaporador Robert no EMSO.	89
Figura VI. 1: Comportamento da pressão para um efeito do evaporador Flash.....	96
Figura VI. 2: Comportamento da temperatura no estado estacionário para um efeito do evaporador Flash.	96
Figura VI. 3: Composição mássica dos componentes do caldo da cana.	97
Figura VI. 4: Determinação da Elevação do Ponto de Ebulição (EPE).	99
Figura VI. 5: Comportamento da pressão para um efeito do evaporador Filme Descendente.....	101
Figura VI. 6: Comportamento da temperatura para um efeito do evaporador Filme Descendente.....	101
Figura VI. 7: Composição mássica dos componentes do caldo.	102
Figura VI. 8: Determinação da Elevação do Ponto de Ebulição (EPE).	104
Figura VI. 9: Comportamento da pressão para um efeito do evaporador Robert.....	105
Figura VI. 10: Comportamento da temperatura para um efeito do evaporador Robert.	106
Figura VI. 11: Composição mássica dos componentes do caldo.	107
Figura VI. 12: Determinação da Elevação do Ponto de Ebulição (EPE).	108
Figura VI. 13: Composição mássica dos componentes do caldo da cana.	111
Figura VI. 14: Comportamento da pressão para dois efeitos do evaporador Flash.....	111
Figura VI. 15: Comportamento da temperatura para dois efeitos do evaporador Flash.	112
Figura VI. 16: Determinação da Elevação do Ponto de Ebulição (EPE).	112
Figura VI. 17: Comportamento dinâmico da pressão dos dois efeitos do evaporador Filme Descendente, em resposta a uma perturbação degrau na vazão de vapor de aquecimento.....	114
Figura VI. 18: Comportamento dinâmico da temperatura dos dois efeitos do evaporador Filme Descendente, em resposta a uma perturbação degrau na vazão de vapor de aquecimento.....	115

Figura VI. 19: Fração mássica de sacarose na saída de cada um dos evaporadores Filme Descendente.....	115
Figura VI. 20: Determinação da Elevação do Ponto de Ebulição (EPE) para cada um dos efeitos do evaporador Filme Descendente.....	115
Figura VI. 21: Comportamento dinâmico da fração vaporizada para cada um dos efeitos do evaporador Filme Descendente, em resposta à perturbação degrau da vazão de vapor de aquecimento.....	116
Figura VI. 22: Comportamento dinâmico da vazão do caldo na fase líquida na saída dos efeitos do evaporador do Filme Descendente, em resposta à perturbação degrau na vazão de vapor de aquecimento.....	116
Figura VI. 23: Composição mássica do caldo da cana.....	118
Figura VI. 24: Comportamento da pressão para dois efeitos do evaporador Robert....	118
Figura VI. 25: Comportamento da temperatura para dois efeitos do evaporador Robert.....	119
Figura VI. 26: Determinação da Elevação do Ponto de Ebulição (EPE).	119
Figura VI. 27: Perfil de temperatura ao longo do comprimento dos tubos da calandra.....	120
Figura VI. 28: Perfil de pressão ao longo do comprimento dos tubos na calandra.....	121
Figura VI. 29: Perfis de temperatura ao longo do comprimento dos tubos da calandra de cada um dos efeitos do evaporador Robert.....	121
Figura VI. 30: Comportamento da pressão para dois efeitos do evaporador Robert nas configurações em série e em paralelo.....	122
Figura VI. 31: Comportamento da temperatura para dois efeitos do evaporador Robert nas configurações em série e em paralelo.	122
Figura VI. 32: Determinação da Elevação do Ponto de Ebulição para cada um dos efeitos e em cada uma das configurações.....	123
Figura VI. 33: Composição mássica da sacarose.	123
Figura VI. 34: Comportamento da temperatura para dois efeitos dos evaporadores Flash, Filme Descendente e Robert.....	124
Figura VI. 35: Comportamento da pressão para dois efeitos dos evaporadores Flash, Filme Descendente e Robert.....	124
Figura VI. 36: Elevação do ponto de ebulição (EPE) para cada um dos efeitos dos evaporadores Flash, Filme Descendente e Robert.....	125

Figura VI. 37: Fração mássica da sacarose nas correntes de saída de cada um dos efeitos para os evaporadores Flash, Filme Descendente e Robert.	125
Figura VI. 38: Comportamento da temperatura para quatro efeitos do evaporador Robert.	126
Figura VI. 39: Comportamento da pressão para quatro efeitos do evaporador Robert.	127
Figura VI. 40: Comportamento da temperatura para quatro efeitos do evaporador Robert.	127

Lista de Tabelas

Tabela II. 1: Composição básica da cana-de-açúcar.....	10
Tabela II. 2: Composição média dos caldos de cana-de-açúcar. Fonte: DIAS (2008)...	12
Tabela II. 3: Teor médio de sólidos solúveis nos caldos de cana-de-açúcar. Fonte: DIAS (2008).	12
Tabela II. 4: Correlações que descrevem algumas propriedades termodinâmicas dos componentes sólidos insolúveis.	70
Tabela III. 1: Relação entre os comprimentos dos tubos e os respectivos diâmetros. Fonte: HUGOT (1969).....	45
Tabela III. 2: Comprimentos mais adequados para os tubos dos múltiplos efeitos. Fonte: HUGOT (1969).	46
Tabela IV. 1: Propriedades físicas dos componentes do caldo da cana-de-açúcar.....	51
Tabela IV. 2: Ajuste de parâmetros das correlações que descrevem algumas propriedades termodinâmicas da sacarose.....	61
Tabela IV. 3: Ajuste de parâmetros das correlações que descrevem algumas propriedades termodinâmicas da dextrose.....	65
Tabela IV. 4: Ajuste de parâmetros das correlações que descrevem algumas propriedades termodinâmicas dos sólidos dissolvidos.	67
Tabela IV. 5: Correlações que descrevem algumas propriedades termodinâmicas dos componentes sólidos insolúveis.	70
Tabela VI. 1: Dados da simulação do processo de geração de etanol, realizada por DIAS (2008).	91
Tabela VI. 2: Composição do caldo da cana-de-açúcar antes do processo de evaporação.	93
Tabela VI. 3: Dados de Projeto e Especificação da Alimentação.	93
Tabela VI. 4: Dados de Projeto e Especificação da Alimentação.	94
Tabela VI. 5: Dados de Projeto e Especificação da Alimentação.	95
Tabela VI. 6: Pressão de vapor dos componentes que compõem o caldo da cana.	97
Tabela VI. 7: Composição do caldo da cana após ser concentrado.....	98
Tabela VI. 8: Parâmetros para a sintonia dos controladores de nível e pressão.....	100
Tabela VI. 9: Pressão de vapor dos componentes que formam o caldo.	102

Tabela VI. 10: Composição do caldo da cana após ser concentrado.....	103
Tabela VI. 11: Especificações da corrente de vapor de aquecimento do evaporador Filme Descendente (JESUS, 2004).	104
Tabela VI. 12: Parâmetros para a sintonia dos controladores de nível e pressão.....	105
Tabela VI. 13: Pressão de vapor dos componentes que constituem o caldo.	106
Tabela VI. 14: Composição do caldo da cana após ser concentrado.....	107
Tabela VI. 15: Parâmetros para a sintonia dos controladores de nível e pressão.....	108
Tabela VI. 16: Composição do caldo da cana-de-açúcar antes de ser concentrado.	109
Tabela VI. 17: Composição do caldo da cana após ser concentrado pelo 1º evaporador.	110
Tabela VI. 18: Composição do caldo da cana após ser concentrado pelo 2º evaporador.	110
Tabela VI. 19: Composição do caldo da cana após ser concentrado pelo 1º evaporador.	113
Tabela VI. 20: Composição do caldo da cana após ser concentrado pelo 2º evaporador.	114
Tabela VI. 21: Composição do caldo da cana após ser concentrado pelo 1º evaporador.	117
Tabela VI. 22: Composição do caldo da cana após ser concentrado pelo 2º evaporador.	117
Tabela VII. 1: Resultados das simulações da série de dois e quatro evaporadores de múltiplos efeitos antes da otimização.....	129
Tabela VII. 2: Análise de sensibilidade para a configuração de quatro evaporadores em série.....	131
Tabela VII. 3: Resultados para a série de quatro evaporadores, quanto ao valor da função objetivo.	132
Tabela VII. 4: Resultados para a série de quatro evaporadores, através da variação da constante da válvula.....	133
Tabela VII. 5: Resultados para a série de quatro evaporadores, através da variação da constante da válvula - $Tv K = 373,15$ e $Fv kmolh = 123455$	134
Tabela VII. 6: Resultados para a série de quatro evaporadores, através da variação da constante da válvula - $Tv K = 388,15$ e $Fv kmolh = 12345,5$	134
Tabela VII. 7: Resultados para a série de quatro evaporadores, através da variação da constante da válvula - $Tv K = 403,15$ e $Fv kmolh = 123455$	135

Tabela VII. 8: Resultados para a série de quatro evaporadores, através da variação da pressão da corrente de saída.	136
Tabela VII. 9: Análise de sensibilidade para a configuração de dois evaporadores em série.....	136
Tabela VII. 10: Análise de sensibilidade para a configuração de dois evaporadores em série.....	137
Tabela VII. 11: Condição ótima para a configuração de dois evaporadores em série.	138
Tabela VII. 12: Condição ótima para a configuração de dois evaporadores em série.	138

Nomenclatura

P	Pressão de Vapor, Pa
C_P	Calor específico, $J/(kmol \cdot K)$
μ_V	Viscosidade da fase vapor, $N \cdot s/(m^2)$ ou cP
μ_L	Viscosidade da fase líquida, cP
k_V	Condutividade térmica do vapor, $W/(m \cdot K)$
k_L	Condutividade térmica do líquido, $W/(m \cdot K)$
σ_L	Tensão Superficial, N/m
f	Função objetivo para o ajuste de parâmetros entre os modelos do VRTherm e Aspen Plus
P_i	Função da propriedade termodinâmica no VRTherm
P_{iexp}	Função da propriedade termodinâmica no Aspen Plus
n_i	Número de mols dos componentes líquidos e sólidos dissolvidos
ns_i	Número de mols dos componentes sólidos insolúveis
F_0	Vazão molar de alimentação do caldo, $kmol/h$
F	Vazão molar de caldo concentrado, $kmol/h$
F_V	Vazão molar de alimentação do vapor de escape, $kmol/h$
z_i	Composição mássica dos componentes líquidos e sólidos dissolvidos na alimentação do caldo
w_{0i}	Composição mássica dos componentes sólidos insolúveis na alimentação do caldo
x_i	Composição mássica dos componentes na fase líquida
y_i	Composição mássica dos componentes na fase vapor
w_i	Composição mássica dos componentes sólidos na saída do evaporador
u_0	Fração de sólidos não solúveis na alimentação do caldo
u	Fração de sólidos não solúveis no caldo concentrado
E	Energia do sistema, kJ

h_0	Entalpia da corrente de alimentação do caldo, contendo sólidos dissolvidos, kJ/kmol
h_{s0}	Entalpia da corrente de alimentação do caldo, contendo sólidos insolúveis, kJ/kmol
h_L	Entalpia da fase líquida, kJ/kmol
h_v	Entalpia da fase vapor, kJ/kmol
h_s	Entalpia dos sólidos insolúveis, kJ/kmol
Q	Taxa de acúmulo de energia, kW
N_L	Número de mols da fase líquida
N_v	Número de mols da fase vapor
N_s	Número de mols da fase sólida
V	Volume da fase líquida, m^3
v_L	Volume molar da fase líquida, m^3/kmol
v_v	Volume molar da fase vapor, m^3/kmol
v_s	Volume molar da fase sólida, m^3/kmol
T_v	Temperatura da fase vapor, K
T_L	Temperatura da fase líquida, K
P_v	Pressão da fase vapor, kPa
P_L	Pressão da fase líquida, kPa
ϕ_i^L	Coefficiente de fugacidade do i-ésimo componente na fase líquida
ϕ_i^v	Coefficiente de fugacidade do i-ésimo componente na fase vapor
ΔP	Diferencial de pressão, kPa
P_0	Pressão de alimentação do caldo, kPa
P	Pressão do efeito de evaporação, kPa
$u(t)$	Variável controlada (pressão e nível)
K_P	Ganho do controlador com ação proporcional

$e(t)$	Erro do controlador
τ_I	Tempo integral do controlador
u_0	Constante do erro do controlador
P_{SP}	Set point de pressão, kPa
L_{SP}	Set point de nível, m
P_{min}	Limite inferior da pressão, kPa
P_{max}	Limite superior da pressão, kPa
L_{min}	Limite inferior do nível, m
L_{max}	Limite superior do nível, m
frac	Fração de sólidos
vfrac	Razão de vaporização
vMfrac	Fração vaporizada
EPE	Elevação do Ponto de Ebulição, K
T	Temperatura do caldo no interior de cada efeito, K
$T_{sat}(P)$	Temperatura de saturação da água à pressão dos efeitos de evaporação, K
Nu_D	Número de Nusselt com base no diâmetro do tubo
Re_D	Número de Reynold com base no diâmetro do tubo
Pr	Número de Prandlt com base no diâmetro do tubo
T_{sat}	Temperatura de saturação do caldo, K
$T_{média}$	Temperatura média da parede, K
L	Comprimento dos tubos do evaporador, m
D	Diâmetro dos tubos do evaporador, m
μ_b	Viscosidade no seio da solução líquida
μ_s	Viscosidade na superfície dos tubos do evaporador
h_i	Coefficiente de transferência de calor no lado do tubo
K_V	Condutividade térmica da fase vapor
D_i	Diâmetro interno dos tubos do evaporador, m
C_{PV}	Calor específico, à pressão constante, da fase vapor
μ_V	Viscosidade da fase vapor
A_{ST}	Área da seção transversal do evaporador, m ²
D_e	Diâmetro externo dos tubos do evaporador, m
N_t	Número de tubos existentes no evaporador
T_{vap}	Temperatura do vapor saturado que é inserido no sistema, K

A_t	Área de troca térmica do evaporador, m^2
U	Coeficiente global de transferência de calor, $kW/m^2 \cdot K$
H	Nível do caldo no evaporador, m
R_w	Resistência da parede dos tubos do evaporador
I_v	Coeficiente de incrustação pela fase vapor
I_c	Coeficiente de incrustação pela fase líquida

Capítulo I – Introdução

De acordo com SANTAROSSA & BERTOTTI (2011), os investimentos na produção de etanol, somados ao aumento do consumo interno de álcool hidratado (alternativa *flex-fuel*), aos esforços da indústria química, no Brasil, em substituir o petróleo pelo etanol e também, em menor proporção, à opção brasileira pela produção do biodiesel, utilizando etanol na transesterificação dos óleos vegetais, podem propiciar um aumento significativo da demanda de álcool combustível nos próximos anos no Brasil.

O Brasil ocupa uma posição mundial de destaque nos produtos do setor sucroalcooleiro. Com a abertura comercial no início da década de 1990, o Brasil se tornou o maior produtor mundial de açúcar, além de ser o maior exportador. De acordo com SANTAROSSA & BERTOTTI (2011), a agroindústria canavieira brasileira é diferente da de outros países, pelo fato de produzir em escala industrial tanto álcool como açúcar, além de energia elétrica do bagaço da cana.

O setor passou pela sua pior crise nos últimos 20 anos no período de 1997 a 1999. A recuperação do setor se deu no início dos anos 2000, quando a produção de cana-de-açúcar aumentou 45% no período de 1990 a 2002, além das exportações de açúcar atingirem US\$2 bilhões em 2002.

Segundo SANTAROSSA & BERTOTTI (2011), no Brasil, a produção de etanol atingiu 29 bilhões de litros em 2009. Com isso, o Brasil configura-se como o segundo maior produtor mundial e o maior exportador. Em relação a sua participação no consumo de energia dos transportes, em 2001 representava 10%, enquanto em 2009 representava 23%.

A produção de álcool no Brasil foi incentivada com a implantação do Programa Nacional do Álcool (PROÁLCOOL), em 1975, no contexto do II Plano Nacional de Desenvolvimento (II PND), em decorrência da elevação dos preços e da instabilidade de fornecimento do petróleo no mercado internacional. Este Programa também estimulou o crescimento da renda e a geração de empregos no meio rural.

A produção de etanol, derivado da cana, pode ser utilizado para fins industriais e energéticos, além de bebidas e combustível. Em nível mundial, em 1975 o seu uso era predominantemente na fabricação de bebidas. A partir da década de 1990, a maior parcela da produção se deu para a produção de combustíveis.

Em relação a perspectivas futuras, o setor de etanol deve receber investimentos da ordem de 5 bilhões de dólares nos próximos cinco anos, sendo que a maior parte se originará da Petrobras, com estimados 3,5 bilhões de dólares e parte da Britânica BP. Fonte: MME (2012). Esses investimentos no setor do etanol podem propiciar um aumento significativo da demanda de álcool combustível nos próximos anos no Brasil. Esta perspectiva se deve ao aumento do consumo interno de álcool hidratado (alternativa *flex-fuel*), à expansão das exportações brasileiras de álcool devido ao crescente interesse mundial pela mistura álcool e gasolina, como forma de enfrentar o aquecimento global, aos esforços da indústria química, no Brasil, em substituir o petróleo pelo etanol como matéria-prima das principais rotas petroquímicas e também, em menor proporção, devido à opção brasileira pela produção do biodiesel utilizando etanol na transesterificação dos óleos vegetais.

Segundo GIORDANO & BONOMI (2009), a partir da perspectiva de aumento na produção de álcool brasileiro, novas fronteiras agrícolas para a cana-de-açúcar surgem, exigindo um esforço na busca de um aumento significativo na produtividade alcançada em litros de álcool produzido/ hectare-ano de cana plantada. Duas vertentes tecnológicas podem ser usadas para que esse aumento seja alcançado, conforme detalhado a seguir.

Primeira vertente – voltada para a área agrícola, buscando aumentar e, até mesmo, potencializar o atual nível de produtividade em toneladas de cana/hectare-ano. Para aumentar a produtividade são implantadas técnicas adequadas de plantio, colheita e logística de transporte.

Segunda vertente – voltada para o setor industrial, buscando o desenvolvimento de tecnologias que permitam o aproveitamento integral da cana-de-açúcar na produção de etanol ou outros combustíveis renováveis. Outra característica associada a essa vertente seria o desenvolvimento de biorrefinarias, que são complexos produtivos capazes de fornecer energia e materiais diversos, incluindo alimentos e plásticos biodegradáveis. Dessa forma, com o desenvolvimento de novos produtos, agrega-se valor à cadeia da cana-de-açúcar.

No contexto de elevação da demanda de álcool combustível, está em desenvolvimento pelo CTBE (Laboratório Nacional de Ciência e Tecnologia do Bioteanol) 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, avaliar diferentes alternativas de biorrefinarias em relação à

sua sustentabilidade e avaliar o estágio de desenvolvimento de novas tecnologias incluídas na análise. A BVC considera a cana-de-açúcar como a biomassa a ser empregada e a produção de etanol de primeira e segunda gerações como o produto principal, mas também considera outros produtos como o açúcar, a eletricidade e outros combustíveis líquidos na análise.

A biorrefinaria virtual da cana é composta, a princípio, por quatro sub-redes que atuam de forma integrada. Uma das sub-redes se refere ao desenvolvimento de modelos matemáticos para as operações unitárias que compõem as diversas configurações de biorrefinaria. Dentre as diversas operações unitárias está a evaporação. Evaporadores de múltiplos efeitos são utilizados tanto na produção de etanol de primeira como na produção do de segunda geração.

Segundo DIAS (2008), os combustíveis de primeira geração são produzidos a partir do processamento industrial do colmo da cana, pois os açúcares presentes no caule são disponíveis para sofrerem o processo de fermentação e uma parte do caldo da cana é empregada na produção de açúcar. O caldo destinado à produção de açúcar precisa passar por um processo de concentração antes do cozimento e secagem.

Já os combustíveis de segunda geração são produzidos a partir de processos produtivos alternativos para o uso energético da biomassa como a hidrólise e a gaseificação da biomassa. O bagaço da cana passa pelo processo de deslignificação, gerando-se a celulose que é, em seguida, hidrolisada. Para que a celulose possa ser usada no processo de fermentação, o produto da hidrólise precisa ser concentrado, obtendo-se, assim, o licor de glicose que é submetido ao processo fermentativo. É possível notar, portanto, que a evaporação é uma operação unitária essencial para a produção de etanol, pois permite que o caldo da cana esteja nas condições necessárias para ser fermentado. Fonte: DIAS (2008).

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. Além disso, os modelos matemáticos propostos descrevem evaporadores mais usuais na indústria sucroalcooleira como os evaporadores do tipo Filme Descendente e Robert. Os modelos matemáticos desenvolvidos foram implementados no simulador de processos EMSO e as simulações dinâmicas obtidas foram usadas para estudar o comportamento da evaporação por uma série de dois e de quatro evaporadores de múltiplos efeitos.

I.1 Objetivo

O principal objetivo do trabalho consiste no desenvolvimento de modelos matemáticos dinâmicos de evaporadores de múltiplos efeitos, tanto com a abordagem concentrada quanto distribuída. Os modelos matemáticos foram abrangentes em relação aos componentes presentes no caldo da cana, compreendendo, inclusive, componentes sólidos. Para atingir este propósito, foram necessários o ajuste de dados e o levantamento de correlações encontradas na literatura, capazes de determinar as propriedades termodinâmicas e físicas dos possíveis componentes do caldo. Em decorrência, os modelos matemáticos foram implementados no simulador EMSO, sendo viável o estudo da dinâmica dos sistemas e a otimização da série de evaporadores de múltiplos efeitos.

I.2 Importância da Pesquisa

De acordo com a maioria dos trabalhos encontrados na literatura, os evaporadores de 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. As simulações são, muitas vezes, realizadas no estado estacionário e os modelos não costumam ser rigorosos em relação à transferência de calor.

Dessa forma, a contribuição do trabalho é aplicar o modelo de evaporadores de múltiplos efeitos na concentração do caldo da cana sem a necessidade de considerar correlações para determinar a elevação do ponto de ebulição do caldo. Assim, os modelos propostos consideram as propriedades termodinâmicas de **cada** um dos componentes do caldo, de modo que a elevação do ponto de ebulição é determinada através da resolução integrada dos balanços de massa e energia.

Além disso, uma 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. Uma das vantagens do EMSO é a sua característica modular em relação às equações do modelo.

Outra grande contribuição é a generalidade dos modelos propostos, pois a inserção ou remoção de componentes do caldo pode ser facilmente realizada pelo uso da base de dados termodinâmicos do EMSO (VRTherm). O VRTherm é um *software* capaz de prever propriedades termodinâmicas e físicas de misturas complexas.

Com isso, é possível notar que essa pesquisa é importante para a formação da Biorrefinaria Virtual da Cana (BVC), pois a maneira geral como são construídos os modelos auxiliarão o programa da BVC a avaliar diferentes alternativas de biorrefinarias, considerando diferentes fontes de matéria-prima e, por conseguinte, diferentes composições do caldo da cana.

I.3 Estrutura da Dissertação

O trabalho está dividido em oito capítulos. O primeiro deles, a Introdução, apresenta um panorama sobre a perspectiva da produção de etanol no Brasil. Além disso, menciona a contribuição do trabalho para a composição da Biorrefinaria Virtual da Cana (BVC). Neste capítulo também são apresentados os objetivos e as contribuições da pesquisa.

O segundo capítulo consiste na Revisão Bibliográfica. Durante a elaboração do trabalho, foi feita a pesquisa em vários artigos científicos, *handbooks*, dissertações e teses a respeito de evaporadores. Assim, os diversos trabalhos foram agrupados de acordo com as características dos modelos matemáticos desenvolvidos e com a simulação realizada. Dessa forma, foi possível comparar o trabalho desenvolvido com os já existentes e verificar a contribuição do mesmo.

O terceiro capítulo aborda os diferentes tipos de evaporadores. Além disso, neste capítulo é mencionado como se determina usualmente a Elevação do Ponto de Ebulição (EPE) da mistura que se deseja concentrar, bem como o dimensionamento adequado dos evaporadores tipo Robert, muito usuais na indústria sucroalcooleira. Também neste capítulo é mencionado o mecanismo de funcionamento dos evaporadores de múltiplos efeitos.

O quarto capítulo aborda a composição e as propriedades do caldo da cana-de-açúcar. São apresentados os modelos das propriedades físicas e termodinâmicas de cada um dos componentes do caldo, bem como os ajustes necessários das correlações do VRTherm às correlações do *Aspen*.

O quinto capítulo descreve os modelos matemáticos desenvolvidos no trabalho, os mecanismos de transferência de calor considerados e a classificação das variáveis do modelo.

O sexto capítulo mostra os resultados obtidos e a análise dos mesmos.

O sétimo capítulo descreve como foi realizada a busca da condição ótima para a operação da série de evaporadores de múltiplos efeitos.

O oitavo capítulo expõe as considerações finais do trabalho, bem como apresenta sugestões para a continuação do trabalho.

Por fim são apresentadas as Referências que serviram de base para a realização da Pesquisa.

Capítulo II – Revisão Bibliográfica

O desenvolvimento dos modelos será feito a partir da busca na literatura das diferentes maneiras de se descrever a operação dos mais diferentes tipos de evaporadores desde os mais simples até os mais complexos e com maior aplicação industrial. Além disso, como o interesse é a modelagem de evaporadores no processo de concentração do caldo da cana, é necessário realizar uma busca sobre as propriedades termodinâmicas e físicas dos componentes mais frequentes nos caldos de cana.

Dessa forma, os artigos que compõem a revisão bibliográfica podem ser classificados de acordo com o tipo de modelo matemático desenvolvido. Também estão incluídos na revisão artigos que descrevem a operação de evaporadores, bem como artigos que discutem a composição do caldo da cana-de-açúcar.

II.1 Composição do caldo da cana

Esse trabalho consiste na modelagem e simulação de evaporadores de múltiplos efeitos aplicados à concentração do caldo da cana-de-açúcar. A modelagem é multicomponente, ou seja, leva em consideração os componentes do caldo da cana quanto às suas propriedades termodinâmicas e físicas. Buscou-se na literatura trabalhos que fornecessem correlações para a determinação de certas propriedades ou modelos termodinâmicos.

Dentre os trabalhos encontrados, pode-se mencionar o de DIAS (2008) que teve por objetivo apresentar a descrição e a simulação de processos de produção de etanol a partir do caldo e do bagaço da cana-de-açúcar, visando ao levantamento do consumo de energia destes processos. Através desse estudo, foi possível fazer o levantamento da composição básica da cana-de-açúcar e, especialmente, da composição média dos caldos da cana-de-açúcar e do teor médio de sólidos solúveis nos caldos da cana.

As propriedades termodinâmicas e físicas dos componentes sólidos foram encontradas no trabalho de WOOLEY & PUTSCHE (1996). Esse trabalho consiste no desenvolvimento de uma base de propriedades físicas dos componentes geralmente presentes em biocombustíveis, como glicose, xilose, celulose, xilana, lignina, celulase (enzima), biomassa e sólidos solúveis. O Laboratório Nacional de Energia Renovável dos Estados Unidos (National Renewable Energy Laboratory – NREL) revisou a

literatura, estimou propriedades e determinou um conjunto de propriedades físicas consistentes para todos os componentes chave que são usados na simulação de processos que envolvam a produção de etanol a partir de matéria- prima lignocelulósica. Assim, as propriedades dos componentes sólidos foram obtidas a partir desse trabalho.

II.2 Biorrefinarias

Segundo ELY (2009), a biorrefinaria é uma unidade industrial com capacidade de converter insumos de biomassa em variados e diferentes tipos de produtos finais utilizando-se também diversos processos de conversão distintos, os quais partem de duas principais plataformas: bioquímica e termoquímica. A cana-de-açúcar é a principal biomassa lignocelulósica, não oleaginosa, aplicada ao caso brasileiro. Há diversas rotas tecnológicas capazes de converter a biomassa lignocelulósica, no caso, bagaço de cana, em uma gama de produtos finais, dos quais, incluem-se os produzidos em refinarias de petróleo.

ELY (2009) menciona que a rota bioquímica consiste em converter a biomassa em alcoóis ou produtos oxigenados através da atividade biológica, isto é, utilizando catalisadores biológicos, como enzimas, microorganismos, e também catalisadores químicos. Já a rota termoquímica envolve basicamente pirólise, liquefação e gaseificação, contando com a adição de calor e/ou o uso de catalisadores químicos. A primeira se baseia na hidrólise enzimática e ácida e na produção de alcoóis superiores, enquanto a segunda é constituída da gaseificação e da síntese de Fischer-Tropsch como alicerces fundamentais na sua composição.

Na Figura II.1 é adicionada a rota oleoquímica, baseada em plantas oleaginosas como matéria-prima básica.

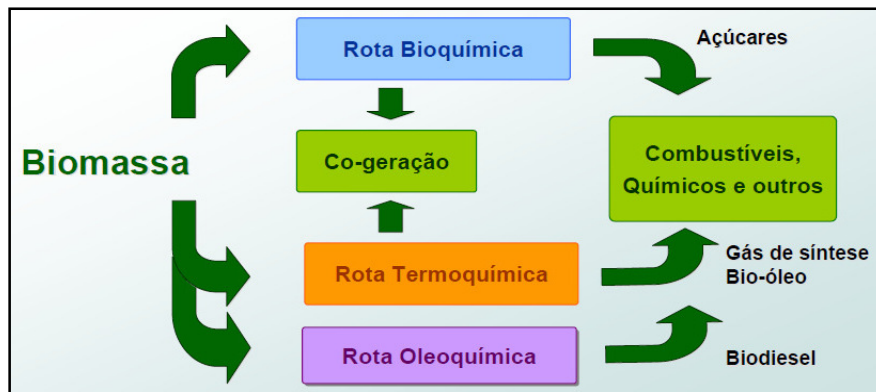


Figura II. 1: Rotas tecnológicas de biorrefinarias. Fonte: ELY (2009).

Biorrefinarias implicam na produção de diferentes produtos dentro de um mesmo complexo: combustíveis sintéticos, eletricidade, vapor, lubrificantes, metanol, petroquímicos e produtos químicos. Por isso, trata-se de plantas que podem ser compreendidas como similares às refinarias de petróleo. Tal similaridade se deve pela finalidade e por características físico-químicas dos produtos produzidos, e também, pelos aspectos econômicos e produtivos.

Em termos de recursos energéticos, de acordo com ELY (2009), a biomassa é o quarto maior do mundo, atrás do carvão, petróleo e gás natural, sendo responsável por prover 14% do consumo de energia primária. Em uma abrangência maior, 6 bilhões de toneladas de biomassa são produzidas por ano, mas apenas 1,7 a 2,0 bilhões são utilizadas. Destas, somente 3,0-3,5% é usado para aplicações com fins não alimentícios, o que demonstra o potencial de plantas de biorrefinaria existentes com relação ao sistema energético mundial e também todo o escopo de produtos que tem como base a indústria de petróleo.

II.2.1 Produção de etanol a partir da cana-de-açúcar

A cana-de-açúcar pertence ao gênero *Saccharum*, da família das gramíneas. A sacarose está presente predominantemente nos colmos da planta da cana-de-açúcar. A composição básica da cana-de-açúcar é apresentada na Tabela II. 1. (DIAS, 2008).

Tabela II. 1: Composição básica da cana-de-açúcar.

Componente	Teor (% m/m)
Sólidos Totais	24 a 27
Sólidos Solúveis	10 a 16
Fibras (base seca)	11 a 16
Água	73 a 76

A descrição do processo de produção de etanol é feita a seguir, baseada em uma destilaria autônoma, ou seja, uma usina que produz apenas etanol (DIAS, 2008).

II.2.2 Colheita e limpeza da cana-de-açúcar

Segundo DIAS (2008), a cana que chega às usinas contém certa quantidade de terra e outras impurezas arrastadas durante o processo de colheita que podem prejudicar grandemente o processo de produção de açúcar e álcool, aumentando a proliferação de microorganismos, prejudicando a etapa de tratamento de caldo e, conseqüentemente, a fermentação. Geralmente a cana que alimenta as moendas passa por um sistema de limpeza que utiliza água, ocasionando perdas consideráveis de açúcares (até 2% de açúcares da cana). Dessa forma, é recomendado evitar a limpeza com água, o que promoverá uma maior economia desse recurso no processo. Para a limpeza da cana é, portanto, utilizado um sistema composto de ventiladores que promovem a separação de partículas vegetais (palhiço), e um sistema de ação mecânica que promove a separação de partículas minerais por meio de separadores ou mesas com fundo perfurado nos quais a cana é revolvida.

II.2.3 Extração dos açúcares

No Brasil a extração dos açúcares contidos na cana é feita usualmente por meio de moendas. Nas moendas, a cana desfibrada passa entre os rolos e é comprimida sob pressões elevadas, o que promove a liberação do caldo de dentro das células da cana. Na etapa de moagem, há utilização de água de embebição para aumentar a extração dos açúcares contidos na cana. A água utilizada na embebição é proveniente do condensado

dos evaporadores, e sua temperatura é da ordem de 50°C. Ao final da moagem são obtidos o caldo cru e o bagaço da cana-de-açúcar, com teor de água de cerca de 50% em massa.

De acordo com DIAS (2008), a extração dos açúcares da cana também pode ser realizada através de difusores, que promovem a extração dos açúcares por meio do processo de lixiviação. O uso de difusores requer que o preparo da cana seja mais rigoroso, com maior abertura das células para permitir maior extração dos açúcares. No processo de difusão o caldo é retirado da cana em contracorrente com água (70 a 80°C), que é bombeada por bombas centrífugas. O bagaço obtido na saída do difusor apresenta umidade relativamente elevada, da ordem de 80%, sendo necessário o encaminhamento para a etapa de moagem, removendo-se água e açúcares carregados. O uso do difusor é mais vantajoso em relação ao uso das moendas, devido ao menor consumo de potência, menor desgaste, menores quantidades de sólidos no caldo e nível de extração igual ou superior aquele das moendas.

O bagaço de cana-de-açúcar gerado na usina pode ser responsável por fornecer toda a energia necessária para o processo produtivo e ainda gerar energia excedente. O bagaço excedente do processo de geração de energia pode ser utilizado como matéria-prima para a produção de etanol por meio do processo de hidrólise, quando esta tecnologia se tornar viável.

II.2.4 Tratamento do caldo

O principal produto presente no caldo de cana é a sacarose. O objetivo do processo de tratamento do caldo é a recuperação da sacarose presente no caldo obtido na etapa de extração em condições adequadas para o bom andamento do processo fermentativo. Deve-se obter um caldo com a menor quantidade de impurezas e contaminantes possível, com a concentração adequada de substrato para evitar inibição da atividade da levedura e que permita a produção de um vinho com concentração final de produto (etanol) que possibilite o menor consumo de energia nas etapas de separação.

Segundo DIAS (2008), a composição do caldo de cana varia em função de diversos fatores, dentre eles: variedade da cana, estado de maturação, clima, idade, tipo de solo, adubação etc. A composição química do caldo varia dentro dos limites

indicados na Tabela II.2. Já a Tabela II. 3 mostra como a composição dos caldos varia em termos dos sólidos solúveis.

Tabela II. 2: Composição média dos caldos de cana-de-açúcar. Fonte: DIAS (2008).

Componentes do Caldo	Teor (% em massa)
Água	75 a 88
Sacarose	10 a 21
Açúcares Redutores	0,3 a 2,5
Não açúcares orgânicos	0,5 a 1,5
Não açúcares inorgânicos	0,2 a 0,7
Sólidos Totais (Brix)	12 a 23

Tabela II. 3: Teor médio de sólidos solúveis nos caldos de cana-de-açúcar. Fonte: DIAS (2008).

Componentes do Caldo	Teor (% em massa)
Açúcares	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
Ác. Carboxílicos	1,1 a 3,0
Aminoácidos	0,5 a 2,5
Proteínas	0,5 a 0,6
Amido	0,001 a 0,05
Gomas	0,15 a 0,3
Ceras e Graxas	0,05 a 0,15
Corantes e outros	3 a 5

Tratamento físico

Peneiras e hidrociclones são utilizados para promover a eliminação de impurezas grosseiras do caldo, que ficam em suspensão, principalmente bagacilho e areia, que correspondem a uma fração entre 0,1 e 1,0% do caldo misto. As peneiras são utilizadas para a remoção de sólidos insolúveis presentes no caldo acima de uma determinada granulometria. Os hidrociclones promovem a separação das partículas mais pesadas do

caldo por meio do princípio da separação centrífuga. O material grosseiro que sai pelo fundo arrasta certa quantidade de açúcar, sendo, portanto, necessária a lavagem do material obtido no primeiro hidrociclone, e essa mistura deve passar por um segundo hidrociclone para recuperação dos açúcares arrastados.

Tratamento químico

O tratamento químico tem por objetivo a remoção de outras impurezas do caldo, presentes na forma de compostos solúveis ou insolúveis, partículas coloidais e suspensões. Nessa etapa do tratamento do caldo, as impurezas insolúveis devem ser totalmente removidas, enquanto que apenas parte das impurezas solúveis e a maioria das impurezas coloidais podem ser removidas. Outro objetivo muito importante do tratamento químico é a neutralização do caldo para evitar a inversão e a decomposição da sacarose. O pH da cana *in natura* varia entre 4,7 e 5,6. Em meio ácido, a sacarose sofre um processo de hidrólise, resultando na formação dos açúcares redutores glicose e frutose. Tais monossacarídeos sofrem decomposição a hidroximetil-furfural (HMF) em meios fortemente ácidos, em seguida a ácidos orgânicos (levulínico e fórmico) e posteriormente gás carbônico.

Em meios alcalinos a sacarose permanece estável até temperaturas próximas de 80°C. Acima desta temperatura ocorre a decomposição da sacarose e formação de furfural, 5-hidroximetil-2-furfural, metil glioxil, gliceraldeído, dioxiacetona, acetona, ácido láctico e outros compostos.

Concentração e esterilização do caldo

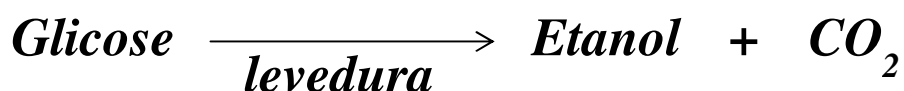
O caldo clarificado proveniente do tratamento químico, decantação e filtração, possui cerca de 15% °Brix (DIAS, 2008). Assim, necessita ser concentrado e esterilizado antes da etapa de fermentação para que o grau alcoólico do vinho não seja muito baixo. A concentração do caldo é feita em evaporadores de múltiplos efeitos com cinco ou seis estágios. A configuração dos evaporadores pode ser do tipo cocorrente, ou seja, vapor e caldo fluem na mesma direção, sendo esta a configuração mais comum nas usinas ou em contracorrente, em que vapor e caldo fluem em direções contrárias, ou mista.

Somente uma parte do caldo é concentrada, de modo a atingir uma concentração final de açúcares no mosto de aproximadamente 22% °Brix (DIAS, 2008). Convencionalmente utiliza-se a concentração de parte do caldo até 65% °Brix (DIAS, 2008), sendo este caldo concentrado misturado ao caldo clarificado e encaminhado à esterilização. A esterilização do caldo concentrado é feita a partir de um tratamento do tipo HTST (do inglês *High Temperature Short Time*). Este tratamento é feito para diminuir a contaminação por microorganismos que podem afetar a etapa de fermentação.

O caldo concentrado e esterilizado, pronto para ser encaminhado à unidade de fermentação, é conhecido como mosto.

Fermentação Alcoólica

O processo de fermentação alcoólica consiste em uma série de reações químicas catalisadas por um microorganismo, a levedura *Saccharomyces cerevisiae*. A fermentação alcoólica ocorre sob condições de anaerobiose, fornecendo energia para manutenção das atividades vitais e crescimento. A sequência de reações pode ser resumida como segue:



As reações que ocorrem na fermentação alcoólica do mosto podem ser representadas pelas etapas abaixo:

- Primeiramente a sacarose presente no caldo é hidrolisada à glicose e frutose:



- Em seguida, a frutose é invertida à glicose, e etanol é produzido a partir da conversão das hexoses, de acordo com a reação abaixo:



No processo fermentativo, parte dos açúcares presentes no meio é consumida em reações paralelas necessárias para a síntese do etanol. Outros produtos podem ser formados, entre eles o glicerol e ácidos orgânicos, principalmente os ácidos acético e succínico, além de outros alcoóis e levedura. Assim, os rendimentos observados na fermentação alcoólica industrial são da ordem de 90%. A formação de subprodutos acarreta diretamente a redução da produção de etanol, mas alguns desses subprodutos são fundamentais para preservar a atividade microbiana. O ácido succínico é produzido nas reações de fermentação e possui atividade antibacteriana e o glicerol é importante para a manutenção do crescimento da levedura.

Na indústria brasileira a fermentação alcoólica para a produção de etanol é feita de duas formas principais: batelada alimentada com reciclo de células (processo Melle-Boinot) e contínua. Fonte: DIAS (2008).

Destilação

O vinho de levedurado normalmente possui concentração de etanol entre 7 e 10% em massa, dependendo das condições do processo fermentativo. Na unidade de destilação é produzido o álcool etílico hidratado carburante (AEHC), que possui entre 92,6 e 93,8% de etanol em massa. Nas unidades de desidratação é obtido o álcool etílico anidro carburante (AEAC), com teor alcoólico de 99,3% de etanol em massa, no mínimo.

Na unidade de destilação é utilizado um processo de destilação convencional que promove a concentração da mistura até pontos próximos do azeótropo, permitindo a produção de etanol dentro da especificação para ser utilizado como AEHC. Para a produção do álcool anidro são utilizados diferentes processos, sendo os mais utilizados na indústria a destilação azeotrópica homogênea e heterogênea e a adsorção em peneiras moleculares. Os principais métodos de desidratação usados atualmente na indústria sucroalcooleira brasileira são destilação azeotrópica com cicloexano, destilação extrativa com monoetilenoglicol e adsorção em peneiras moleculares. Fonte: DIAS (2008).

Produção de Energia

Um dos principais produtos obtidos na unidade de extração de açúcares, o bagaço da cana-de-açúcar é utilizado para a produção de vapor em caldeiras instaladas na usina. O vapor produzido é usado, entre outras aplicações, para a produção de energia elétrica para atender às demandas da usina e para venda na rede elétrica.

Segundo DIAS (2008), até o ano 2000, não havia incentivos para a produção de excedentes de energia elétrica nas usinas de açúcar e álcool. Com a crise energética de 2001, no entanto, aumentou a procura por produção de energia elétrica a partir de fontes alternativas de energia, como a biomassa. O bagaço obtido na produção de açúcar e álcool a partir da cana-de-açúcar é uma opção, permitindo a sua queima para geração de excedentes de energia para a venda no mercado.

Produção de Etanol a partir do bagaço

Além da produção eficiente de energia elétrica para atender às demandas da usina, o bagaço produzido nas moendas pode ser aplicado para maior produção de etanol por meio do processo de hidrólise.

O bagaço é uma matéria-prima promissora para a produção de etanol, uma vez que está disponível na unidade industrial, pois é um subproduto do processo de produção de etanol de cana-de-açúcar e melhores tecnologias de cogeração permitem a geração de maiores quantidades de bagaço excedente.

Materiais Lignocelulósicos

Os materiais lignocelulósicos constituem a maior fonte de carboidratos naturais no planeta. Além do bagaço da cana, outros materiais lignocelulósicos como diferentes resíduos agrícolas, alimentícios e industriais podem ser utilizados como matéria-prima na produção de etanol.

Para possibilitar a produção de etanol a partir do bagaço é necessário promover a sacarificação de seus carboidratos, ou seja, das frações celulósicas e hemicelulósicas, a fim de obter açúcares fermentescíveis.

Composição do bagaço da cana-de-açúcar

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%. Assim como outros materiais lignocelulósicos, o bagaço oferece considerável resistência ao ataque de microorganismos e enzimas, sendo necessário um pré-tratamento que permita a conversão da celulose a açúcares fermentescíveis. As regiões amorfas da hemicelulose são facilmente hidrolisáveis, enquanto que as regiões cristalinas da celulose tornam-na altamente resistentes à hidrólise ácida, alcalina ou enzimática. Fonte: DIAS (2008).

Pré-Tratamento, Deslignificação e Hidrólise

O objetivo do pré-tratamento e deslignificação dos materiais lignocelulósicos é a separação seletiva de seus componentes, por meio da ruptura do complexo lignina – celulose – hemicelulose. Na hidrólise da hemicelulose e da celulose obtêm-se monossacarídeos, principalmente xilose e glicose, respectivamente, e a lignina pode ser utilizada como combustível ou como insumo químico.

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.

II.3 Evaporação na produção de etanol

Dentro do contexto da biorrefinaria, no processo de produção de etanol, após colheita e limpeza da cana, há a etapa de extração dos açúcares do caldo, através de moendas, obtendo-se, assim, o caldo cru cujo principal componente é a sacarose. O caldo cru é posteriormente submetido ao tratamento físico e químico, à decantação e à

filtração, resultando-se o caldo clarificado. No entanto, é necessário que este caldo seja concentrado e esterilizado antes da etapa de fermentação, a fim de que o teor alcoólico do vinho não seja muito baixo. Assim, faz-se uso, nessa etapa, de evaporadores de múltiplos efeitos.

Nos evaporadores de múltiplos efeitos, o produto a concentrar passa em série de um evaporador a outro e o vapor produzido na evaporação em um deles é utilizado para o aquecimento do evaporador seguinte, sendo a circulação do vapor desde o efeito de maior pressão para o de menor pressão. Vácuo é usado após o primeiro efeito de modo a aumentar a diferença total de temperatura entre o vapor de um evaporador e a temperatura de ebulição do caldo no próximo evaporador.

Segundo JESUS (2004), a evaporação constitui o primeiro estágio de concentração do caldo proveniente do setor de tratamento. O caldo clarificado contém cerca de 85%*m/m* de água, que é então evaporada até que se atinja cerca de 40%*m/m*, tornando-se um xarope grosso e amarelado.

O evaporador rotineiramente usado nas usinas de açúcar é o evaporador de tubos verticais, que trabalha de maneira contínua, com o movimento do líquido propulsionado pela convecção natural gerada por diferenças de temperatura na massa líquida em movimentação em seu interior. A superfície de aquecimento situa-se na parte inferior do corpo do aparelho e, entre duas chapas (espelhos), estão fixados os tubos verticais (calandra) por onde circula o caldo a ser concentrado. O vapor introduzido na calandra condensa-se entre os espelhos e externamente aos tubos, cedendo energia ao líquido que se encontra no interior do equipamento.

A fim de ilustrar o processo de produção do etanol, baseado nas etapas descritas anteriormente, seguem as Figura II. 2 e Figura II. 3 referentes às simulações realizadas por DIAS (2008).

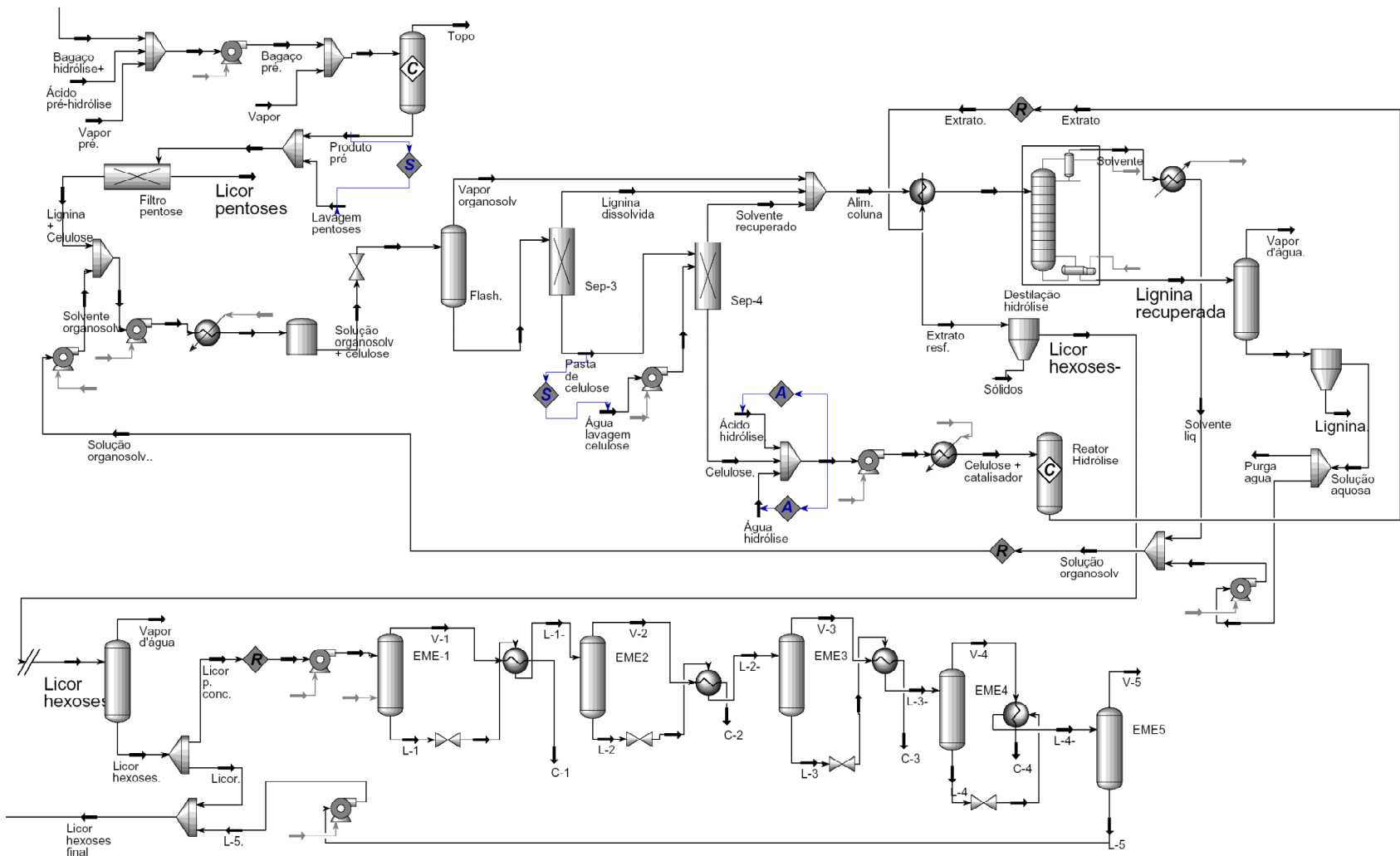


Figura II. 3: Fluxograma da simulação, realizada no simulador Aspen, do processo de hidrólise do bagaço da cana-de-açúcar. Fonte: DIAS (2008).

II.4 Modelos Matemáticos de Evaporadores de Múltiplos Efeitos

Para o desenvolvimento da dissertação, alguns trabalhos serviram de base. Os principais trabalhos e suas contribuições são detalhados abaixo. A fim de ilustrar certos tipos de evaporadores, no Capítulo III serão apresentadas as Figuras III.1 a III.6 e Figura III.8.

O trabalho de YANNIOTIS *et al.* (1996) tem por objetivo desenvolver e validar um modelo matemático que descreva a operação de um evaporador de múltiplos efeitos acoplado a um regenerador de solução absorvedora. Este é o primeiro trabalho que desenvolve um modelo para esse tipo de evaporador. Nos evaporadores de múltiplos efeitos, somente o primeiro efeito tem que ser do tipo de absorção. Neste caso, uma corrente de vapor de retorno conecta o lado do produto do último efeito com o lado da solução absorvedora do primeiro efeito. Uma solução higroscópica absorve o vapor gerado no último efeito. O vapor produzido nos outros efeitos é usado como nos evaporadores múltiplos efeitos convencionais em que o vapor produzido no primeiro efeito é usado como meio de aquecimento no próximo efeito. A solução higroscópica escoava como filme descendente na superfície externa dos tubos do evaporador, enquanto que a alimentação escoava como filme descendente na superfície interna dos mesmos tubos. Na operação em estado estacionário, a quantidade de água evaporada da solução é igual à quantidade de vapor de água absorvido pela solução no absorvedor. O modelo considerado consiste basicamente nos balanços de massa global e por componente, balanço de energia e a expressão para a taxa de transferência de calor. Para a resolução do modelo, recorre-se à técnica de diferenças finitas. Os resultados obtidos foram comparados com dados experimentais obtidos a partir da operação de quatro evaporadores do tipo Filme Descendente. O modelo matemático simplificado que foi empregado mostrou boa concordância com as medidas experimentais, podendo ser usado para prever a performance dos evaporadores.

GRÄNFORS *et al.* (1999) propuseram modelagem matemática de um evaporador único efeito que é usada tanto nas simulações dinâmicas como nas simulações em estado estacionário. Os autores, inclusive, apresentaram rotinas de programação no MatLab para a determinação de propriedades físicas da água e do licor negro (indústria do papel). A modelagem do evaporador consiste em um modelo

concentrado, em que o conjunto de equações consiste em balanços de massa global e por componente, bem como no balanço de energia, que é descrito em termos da entalpia. Contudo, a implementação desse modelo no MatLab não foi realizada de maneira direta. Para que o sistema de equações pudesse ter solução, o modelo apresenta também algumas relações físicas adicionais que são, basicamente, equações para a descrição do fenômeno de transferência de calor tanto para a condensação de vapor como para a ebulição da massa líquida.

Na modelagem do evaporador Filme Ascendente, BOURGOIS *et al.* (1986) apresentaram algumas correlações para a descrição do fenômeno da transferência de calor em evaporadores. Esse artigo é a continuação de três outros, escritos em 1983 e 1984. Em tais publicações, os autores apresentaram um modelo para a descrição do fenômeno da transferência de calor que foi usado para prever o desempenho de um evaporador industrial. Com o objetivo de desenvolver um modelo mais geral, o coeficiente de transferência de calor para o evaporador do tipo Filme Ascendente foi analisado e correlacionado na forma de uma equação empírica adimensional. Primeiramente, foi escrita a expressão para o coeficiente de película para o Filme Ascendente a partir do coeficiente de transferência no lado do vapor e o coeficiente através da parede do tubo. Com isso, foi expresso o número de Nusselt no filme como função do número de Reynolds local, da razão entre as velocidades das fases vapor e líquida e do número de Prandtl. Todas as propriedades da fase líquida são determinadas na temperatura média entre o seio do fluido e a parede. O número de Reynolds varia com a posição no tubo (altura) devido à ocorrência da evaporação. A correlação proposta foi comparada com os resultados experimentais, reproduzindo bem a realidade.

Outro tipo de modelagem encontrada na literatura é a partir das equações de transporte do fluido. No trabalho de PENNISI *et al.* (2003), foram aplicadas as equações da continuidade, de momento e de energia para o escoamento do fluido, considerando-se apenas uma fase. A abordagem da modelagem foi em regime turbulento. Esse regime foi escolhido por produzir soluções mais robustas e estáveis (sem oscilação numérica) apesar de o Reynolds que descreve o escoamento em questão corresponder à faixa do regime laminar. Como a abordagem do modelo apresentado é diferente da adotada nesta dissertação, esse artigo foi consultado por trazer a descrição da operação dos evaporadores do tipo Robert. Esses evaporadores são os que apresentam melhor relação custo/benefício nas usinas de açúcares. O evaporador de múltiplos efeitos descrito no artigo é usado para remover o excesso de água contido no

caldo de cana-de-açúcar bruto. PENNISI *et al.* (2003) descrevem esse tipo de evaporador como tendo a base cônica que comporta um conjunto de tubos verticais, denominado calandra. O vapor de aquecimento condensa sobre a superfície externa dos tubos e o caldo entra em ebulição no interior dos mesmos. O vapor produzido no interior dos tubos deixa a calandra e é usado para aquecer a alimentação do próximo evaporador. O caldo da cana é alimentado em quatro locais diferentes com uma única saída de caldo concentrado, por um tubo central. Na alimentação, um prato defletor é posicionado sobre o conjunto de tubos verticais. Esse prato tem por objetivo desviar o escoamento do caldo na alimentação horizontalmente para fora, dissipando o jato formado na tubulação de entrada. A experiência tem mostrado que sem o prato defletor, ou outros meios de distribuição do fluido, o jato proveniente da tubulação da entrada provoca abrasão severa na base do tubo.

O trabalho de PACHECO & KUROKAWA (2004) teve grande contribuição para o desenvolvimento desta dissertação. Os autores propuseram a avaliação do desempenho térmico de evaporadores do tipo Robert, tratando os tubos da calandra do evaporador como duas zonas, zona de aquecimento seguida da zona de evaporação. O líquido ascende a partir da base do tubo e sua temperatura aumenta até atingir a temperatura de ebulição local. Na zona de aquecimento, a temperatura média do líquido é menor que a temperatura de ebulição local. Assim, as bolhas colapsam no seio da massa líquida. Por outro lado, na zona de evaporação, a situação é reversa e as bolhas aumentam de tamanho, o que promove uma circulação natural da massa líquida. Devido a este fenômeno, a velocidade média da solução na zona de evaporação é muito maior que na zona de aquecimento. Isso acarreta um coeficiente de transferência de calor na zona de evaporação maior que na zona de aquecimento. Esses dois valores combinados originam o coeficiente de transferência de calor médio para o tubo. O modelo de transferência de calor usado para a zona de aquecimento foi de convecção para o líquido e ebulição subresfriada. Já para a zona de evaporação, o modelo de ebulição nucleada saturada foi aplicado.

Transferência de calor para líquidos em ebulição é um processo convectivo envolvendo uma mudança de fase de líquido para vapor. Quando uma superfície é exposta a um líquido e é mantida a uma temperatura superior à temperatura de saturação do líquido, ebulição pode ocorrer, e o fluxo de calor dependerá da diferença entre as temperaturas da superfície e de saturação. Quando uma superfície aquecida é submergida em uma superfície de líquido, o processo é denominado ebulição. Se a

temperatura do líquido estiver abaixo da temperatura de saturação, o processo é chamado subresfriado, ou ebulição local. Caso o líquido seja mantido na temperatura de saturação, o processo é denominado como saturado, ou ebulição no *bulk*.

A fim de ilustrar as zonas de aquecimento e de evaporação, segue a Figura II. 4.

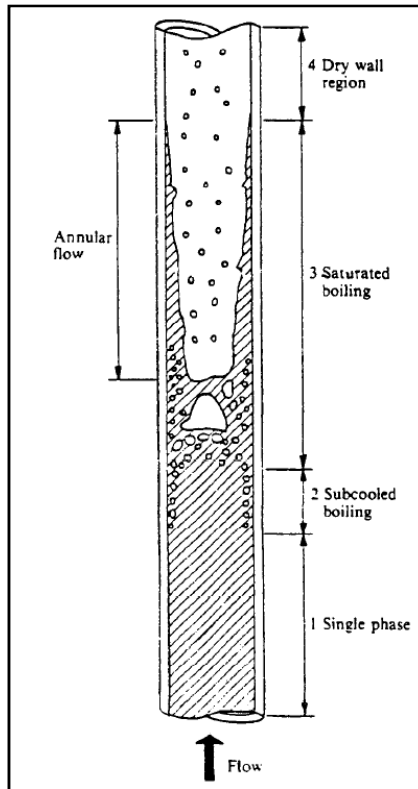


Figura II. 4: Mecanismos de transferência de calor envolvidos na ebulição convectiva em um tubo na calandra do evaporador. Fonte: MINTON (1988).

A condensação de vapores misturados de líquidos imiscíveis não é muito bem entendido. Uma aproximação conservativa é assumir que dois filmes de condensado estão presentes e todo o calor deve ser transferido através de ambos os filmes em série. A aproximação recomendada é usar um modelo de superfície dividida e calcular o coeficiente de transferência de calor efetivo como segue abaixo:

$$h = V_A \cdot h_A + (1 - V_A) \cdot h_B \tag{II. 1}$$

em que h é o coeficiente de transferência de calor da massa líquida.

V_A é a fração de líquido na zona de aquecimento.

h_A é o coeficiente de película do líquido na região de aquecimento.

h_B é o coeficiente de película do líquido na região de evaporação.

Os mecanismos que ocorrem na ebulição convectiva são bastante diferentes dos que ocorrem na ebulição. As seguintes condições ocorrem em diferentes partes do tubo como mostrado na Figura II.4:

- (A) Região de apenas fase líquida subresfriada;
- (B) Região de ebulição subresfriada;
- (C) Região de ebulição saturada;
- (D) Região de parede seca.

A região de ebulição saturada é a região mais importante. O coeficiente de transferência de calor para essa região é constituído por dois componentes: uma parcela referente à ebulição nucleada (h_B) e outra parcela referente ao componente convectivo (h_c).

$$h = h_B + h_c \quad (II.2)$$

TRESSLER *et al.* (1941) trataram da elevação do ponto de ebulição de soluções de sacarose. Segundo os autores, para soluções de sacarose com 65,46% m/m de sacarose, a elevação do ponto de ebulição varia entre 3,9° e 4,8°C. O procedimento empregado para a determinação da Elevação do Ponto de Ebulição (EPE) consistiu na utilização de dois recipientes, um para água destilada e outro, para solução de sacarose, sendo a EPE determinada ao ser notada alguma diferença na temperatura de ebulição das duas amostras. As soluções de sacarose usadas para testes neste artigo foram obtidas seguindo a metodologia a seguir: aquecimento vagaroso, com agitação mecânica rápida e quantidades pré-calculadas de água e sacarose. A concentração da sacarose da amostra foi conhecida, através do índice de refração. Observou-se que havia contínua perda de umidade, devido ao próprio método de determinação da concentração de sacarose, acarretando no aumento constante na concentração da sacarose. Dentre as conclusões obtidas nesse trabalho, pode-se mencionar que os valores obtidos para a elevação do ponto de ebulição das soluções de sacarose variam consideravelmente de acordo com o método usado para a sua determinação. O trabalho em referência obteve a elevação do ponto de ebulição para a solução padrão (concentração de sacarose igual a 65,46°C) em torno de 3,80°C.

Além desses trabalhos, foram consultados outros, que são mencionados abaixo, sendo classificados de acordo com o tipo de modelo matemático desenvolvido.

II.4.1 Modelos no Estado Estacionário

EL-DESSOUKY *et al.* (1998) desenvolveram modelos para evaporadores de múltiplos efeitos para aplicação na dessalinização. No balanço de energia foi usada uma correlação empírica para obter a elevação da temperatura de ebulição. O evaporador horizontal de filme descendente é o mais largamente usado em processos de dessalinização de evaporadores múltiplos efeitos. A principal vantagem deste tipo de evaporador é sua capacidade de comportar altas vazões e proporcionar distribuição eficiente da água sobre as superfícies de transferência de calor por bicos de pulverização de grande porte. Esta configuração oferece as vantagens adicionais de vácuo e retirada de produtos de vapor e/ou gases não condensáveis, coeficientes altos de transferência de calor, e controle de incrustação.

KAYA *et al.* (2007) avaliaram os evaporadores do tipo Flash sob diferentes configurações como fluxo em contra-corrente e em paralelo, usando modelos lineares. Cada operação foi investigada com a presença e a ausência de pré-aquecedores. Os autores concluíram que a operação em contra-corrente com pré-aquecedor é a configuração mais econômica em termos de consumo energético.

BHARGAVA *et al.* (2008) desenvolveram a modelagem para um sistema de evaporação do licor negro por evaporadores de múltiplos efeitos do tipo filme descendente. Os autores propuseram correlações para determinar o coeficiente global de transferência de calor. SIMPSON *et al.* (2008) modelaram evaporadores de múltiplos efeitos do tipo Robert para concentração da pasta de tomate. O modelo foi baseado em leis da conservação e também em relações empíricas para descrever o equilíbrio de fases. O balanço de energia foi desenvolvido em termos de entalpia.

KHADEMI *et al.* (2009) consideraram o coeficiente de transferência de calor constante, mas não sendo o mesmo para todos os efeitos. A simulação foi realizada, considerando-se uma série de evaporadores, sendo que cada efeito é constituído por um trocador de calor, tambor de Flash e pré-aquecedor. Outro trabalho que faz considerações simples sobre os evaporadores é o de JORGE *et al.* (2010). Neste último,

os autores fizeram a simulação de evaporadores no Aspen Hysys, considerando que o evaporador pode ser simulado pelo conjunto de um trocador de calor e um flash.

DING *et al.* (2009) consideraram que a troca de calor depende também da mudança de fase. O método dos mínimos quadrados foi empregado para estimar parâmetros do modelo sob diferentes condições de operação.

II.4.2 Modelos Dinâmicos

GRÄNFORS *et al.* (1997) simularam o sistema de transformação de calor de absorção incorporado com uma planta de evaporação. Esse tipo de planta é baseada no conceito de elevação do ponto de ebulição, em que o ponto de ebulição de uma solução é maior que o ponto de ebulição do solvente puro a mesma pressão. O vapor é extraído por uma solução absorvedora no gerador e enviado ao condensador. A solução absorvente concentrada no gerador é circulada para o absorvedor. O condensado que deixa o condensador é alimentado ao evaporador, onde é novamente vaporizado, usando calor rejeitado no processo. O vapor é, então, enviado ao absorvedor onde este é condensado e absorvido na solução de absorvente concentrada. Neste ciclo, o evaporador e o absorvedor operam em um nível de pressão mais alto que do gerador e do condensador. Os componentes destes ciclos envolvem equipamento de transferência de calor convencional, comumente empregado nos processos industriais, como evaporadores, absorvedores e trocadores de calor. Neste trabalho, foi desenvolvido um modelo composto por balanços de massa e de energia em termos de entalpia. Já KAM *et al.* (2000) realizaram estudos de controle não linear de dois modelos dinâmicos de um evaporador de cinco múltiplos efeitos em uma refinaria de alumina. Os estudos de controle são necessários para averiguar a performance e robustez de técnicas de controle não lineares antes de sua aplicação em escala industrial. A estrutura do controle não linear usada nos estudos foi o controle multi-input multi-output (MIMO) globalmente linearizado (GLC). Neste trabalho, foram desenvolvidos dois modelos, sendo ambos não lineares e formados por equações algébrico-diferenciais.

RANGAIAH *et al.* (2002) consideraram como processo – base um sistema de evaporadores industriais de quatro efeitos, sendo usados dois diferentes modelos do sistema, de modo a descrever o processo e o modelo de predição no controlador. Dois modelos matemáticos foram desenvolvidos usando balanços de massa e de energia em

estado não estacionário. As diferenças entre os modelos propostos são diferentes considerações que são usadas no seu desenvolvimento. Neste trabalho, empregaram controle preditivo não linear usando a técnica de Nelder-Mead (procedimento implementado na sub-rotina “fminsearch” do Matlab) para resolver o problema de otimização sem restrição. NANAYAKKARA *et al.* (2002) empregaram redes neurais para realizar o controle do processo de evaporação. Este trabalho utilizou dados experimentais de uma planta de amônia. Nesta planta, trocadores de calor tipo placa são usados para evaporador e condensador com amônia como fluido de trabalho. No evaporador, existem poucas variáveis envolvidas, mas a interdependência de outros componentes chave do sistema de refrigeração tem de ser incorporados na seleção das variáveis controladas. Um objetivo desse trabalho é otimizar a transferência de calor e o grau de superaquecimento da salmoura. Os evaporadores foram investigados considerando duas regiões: a de duas fases e a superaquecida.

Dois trabalhos, o de MIRANDA *et al.* (2005) e o de AVALO *et al.* (2008), avaliaram o modelo de um evaporador tipo Robert, constituído por equações algébrico-diferenciais usando o método da sensibilidade paramétrica de modo a determinar quais parâmetros influenciam mais na operação dos evaporadores. Concluíram, assim, que o coeficiente global de transferência de calor e o calor latente de vaporização são os parâmetros mais importantes.

Dentre os trabalhos que propuseram modelos distribuídos, destacam-se:

BOURGOIS *et al.* (1987) desenvolveram uma correlação empírica para a determinação do coeficiente global de transferência de calor em um evaporador do tipo filme ascendente. Todas as propriedades que definem esse coeficiente global de transferência de calor são determinadas na temperatura média entre a temperatura do meio e a da parede na posição local z . As propriedades do filme mudam com a posição do tubo devido à evaporação. A pressão de vapor e vácuo no condensado foram as variáveis otimizadas.

NYERS *et al.* (1994) desenvolveram um modelo composto pelas equações de conservação (massa, momento e energia). Essas equações são válidas tanto para a região de duas fases como para a região superaquecida. As equações do modelo são diferenciais parciais e foram discretizadas, resultando em um sistema de equações algébricas. Igualmente ao trabalho de Nyers e colaboradores, JIA *et al.* (1999) propuseram um modelo constituído pelas equações de conservação, demonstrando que a

configuração em contracorrente apresenta maior eficiência na troca térmica com uma resposta transiente mais lenta comparado com a configuração co-corrente.

STEFANOV *et al.* (2003) estudaram a teoria de Nusselt aplicada ao escoamento laminar nos evaporadores do tipo placa com filme descendente e concluíram que essa teoria é inadequada para a predição do coeficiente global de transferência de calor. O modelo é composto por equações diferenciais parciais que foram resolvidas pelo método da colocação ortogonal em elementos finitos.

ZHANG *et al.* (2006) desenvolveram um modelo generalizado baseado em condições de contornos móveis. O escoamento foi considerado unidimensional. O modelo é constituído por equações diferenciais parciais que são integradas na região de duas fases e na superaquecida, obtendo-se, assim, um sistema de equações algébrico-diferenciais.

II.5 Considerações Finais

Os trabalhos mencionados nos itens anteriores contribuíram para maior compreensão do processo de evaporação e serviram de base para se conhecer as considerações usualmente feitas na modelagem de evaporadores. Dentre os trabalhos que consideraram a simulação em estado estacionário, observam-se desde os que usam correlações empíricas para a determinação da elevação da temperatura de ebulição até os que consideram o balanço de energia em termos de entalpia da mistura. Além disso, há trabalhos que desenvolveram a modelagem para a transferência de calor entre o caldo e o vapor, considerando a existência de duas regiões: a de evaporação e a de aquecimento.

De acordo com os trabalhos em que simulações dinâmicas foram realizadas, os modelos apresentados são constituídos por equações algébrico-diferenciais e o balanço de energia em termos de entalpia não depende de uma correlação empírica para a determinação da elevação do ponto de ebulição.

Já os trabalhos que apresentaram modelos distribuídos consideram que as propriedades do filme de líquido variam ao longo do comprimento do tubo. Esses modelos são, em grande parte, deduzidos a partir das leis de conservação, sendo válidos para as duas regiões nos tubos: a de duas fases e a superaquecida.

No presente trabalho, os modelos foram desenvolvidos para avaliar a dinâmica do processo de evaporação, usando tanto a abordagem concentrada quanto a distribuída. Os modelos de evaporadores desenvolvidos no trabalho incluem desde modelos mais simples, como um *flash*, considerando-se a inserção de calor por meio de uma serpentina, para avaliar o efeito da elevação do ponto de ebulição da mistura multicomponente, até os evaporadores mais comuns industrialmente para a concentração do caldo da cana que são o do tipo “Robert” e o tipo filme descendente, levando em conta os fenômenos da transferência de calor e mudança de fase ao longo dos tubos.

Uma contribuição do trabalho foi considerar no cálculo das propriedades físicas do caldo da cana a inclusão das propriedades individuais de todos seus componentes. Assim, o balanço de energia considera a entalpia de cada um dos componentes, evitando-se o uso de correlações empíricas que descrevam o aumento da temperatura de ebulição. Além dessa característica, os componentes sólidos não dissolvidos e suas propriedades também consideradas nos balanços de massa e energia.

Com o intuito de usar os modelos desenvolvidos no programa da Biorrefinaria Virtual da Cana (BVC), é importante notar que a estrutura dos modelos propostos independe do tipo da cana ou de sua composição. Ou seja, se a cana processada resultar em um caldo que tenha um constituinte diferente dos que foram considerados no programa, basta inserir suas propriedades físico-químicas no VRTherm.

Capítulo III – Tipos de evaporadores

Um evaporador é um trocador de calor projetado especificamente para fornecer a um fluido o seu calor latente de vaporização. Quando o vapor formado é o vapor de água, o evaporador é também chamado um vaporizador. Quando o trocador de calor é usado para fornecer a carga térmica na base de uma torre de destilação, é denominado um refulvedor. Os evaporadores fornecem o calor latente para um fluido em ebulição.

Segundo KERN (1987), o evaporador pode ser usado juntamente com um sistema gerador de potência para a produção de água pura ou para a formação de processos de evaporação associados à geração de potência. Nesse caso, é chamado de *evaporador de planta de potência*. Quando um evaporador é usado para concentrar uma solução química pela evaporação da água ou outro solvente, ele se chama *evaporador de compostos químicos*. O termo *evaporador* se aplica também a uma combinação de diversas partes de um equipamento, cada uma das quais também pode ser encarada como um evaporador.

Evaporadores de planta de potência

O objetivo da maior parte dos evaporadores das plantas de potência é a separação da água pura da água comum ou da água tratada. As impurezas são continuamente eliminadas do sistema através dos rejeitos inferiores. **No evaporador de uma planta de potência, a porção não evaporada da alimentação constitui o resíduo, enquanto que no evaporador de compostos químicos ela constitui o produto.** Outras diferenças entre evaporadores de planta de potência e evaporadores de compostos químicos são mencionadas a seguir:

Ausência de rejeitos inferiores

Os evaporadores de compostos químicos não operam com rejeitos inferiores, e, em vez do líquido ser usado em uma alimentação em paralelo a cada corpo, ele alimenta sistemas com estágios de múltipla operação em série. A alimentação do primeiro estágio de operação é parcialmente evaporada nela e parcialmente em cada uma das operações sucessivas. Quando o líquido da alimentação tem o mesmo sentido de escoamento, ele

fornece uma alimentação frontal ou dianteira, e quando o sentido é contrário, ele fornece uma alimentação de retorno ou realimentação. Do ponto de vista do uso efetivo de um potencial, prefere-se usar a alimentação dianteira. Se o líquido for muito viscoso, existirá uma vantagem para usar uma alimentação de retorno, uma vez que a temperatura do primeiro estágio de operação é sempre a maior de todas, e a viscosidade correspondente será menor. A ausência de rejeitos inferiores possibilita uma maior recuperação de calor num evaporador de compostos químicos.

Elevação do ponto de ebulição (EPE)

Embora os evaporadores de compostos químicos possam produzir elevadas eficiências caloríficas, sob certas condições eles são incapazes de uma elevada utilização de potenciais de temperatura e conseqüentemente exigem superfícies maiores. Isto resulta do fato de que uma solução aquosa concentrada sofre uma elevação do ponto de ebulição em relação à temperatura de saturação da água pura à mesma pressão. **A elevação do ponto de ebulição pode ser calculada, porém somente para soluções diluídas que são quase ideais. Segundo KERN (1987), para soluções reais, os dados sobre elevação do ponto de ebulição devem ser obtidos experimentalmente, medindo-se a curva de pressão de vapor para uma dada concentração em duas temperaturas diferentes.**

Evaporadores de compostos químicos

Os evaporadores de compostos químicos pertencem a duas classes: os de circulação natural e os de circulação forçada. Os evaporadores com circulação natural são usados individualmente ou em operações múltiplas para as necessidades mais simples da evaporação. Os evaporadores com circulação forçada são usados para soluções viscosas, salinas e soluções com formação de incrustação. Os evaporadores com circulação natural se dividem em quatro tipos principais: (a) Tubo horizontal, (b) Tubo vertical fechado (*calandra*), (c) Tubo vertical com cesta e (d) Tubo vertical longo.

Evaporadores com tubo horizontal

O evaporador com tubo horizontal, observado na Figura III. 1, é o tipo mais antigo de evaporador químico. Eles consistem de uma carcaça redonda ou quadrada e de um feixe de tubos horizontais que normalmente é quadrado. Eles não tiram grande proveito das correntes térmicas induzidas durante o aquecimento e, portanto, não são tão aceitáveis como os tipos que os substituíram. O evaporador horizontal é o único tipo distinto de evaporador químico que usa vapor nos tubos. A principal vantagem de um evaporador horizontal reside no fato de ele ocupar um espaço relativamente pequeno. No entanto, é menos satisfatório para fluidos que formam incrustação ou depósito de sal, sendo o depósito formado na parte externa do tubo, e é portanto usado somente para problemas relativamente simples de concentração em vez da preparação de um líquido para cristalização. Ele é bem adaptado para processos segundo os quais o produto final é uma solução em vez de um sólido, tais como soros de açúcar industrial, em que o grande volume de líquido armazenado no evaporador pode permitir um ajuste próximo para a densidade final, fazendo variar o espaço de acúmulo do evaporador. O comprimento do tubo é determinado pelo próprio corpo do evaporador. Como a evaporação ocorre na parte externa dos tubos, eliminando-se a formação de incrustação no interior do tubo, o evaporador com tubos horizontais usa menores tubos do que os usados para qualquer outro tipo de evaporador.

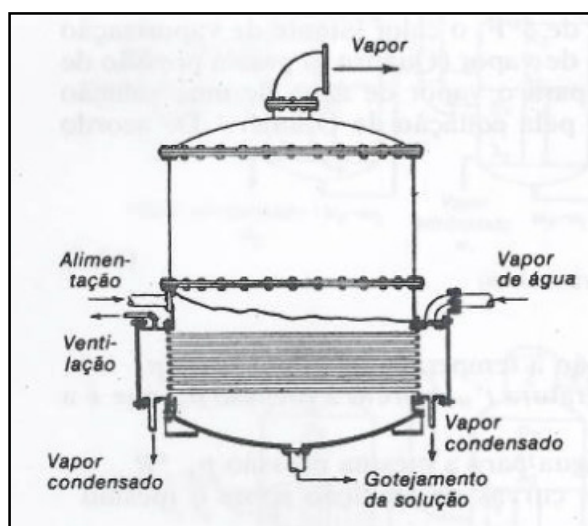


Figura III. 1: Evaporador com tubo horizontal. Fonte: KERN (1999).

Evaporadores calandra

O evaporador com recipiente fechado (*calandra*) consiste de um feixe de tubos verticais curtos, geralmente com alturas não superiores a 6 ft (1,8m), colocados entre dois espelhos fixos que são aparafusados com os flanges da carcaça. O vapor flui pelo exterior dos tubos na caldeira de vapor, e existe um grande espaço circular para a retirada pela parte de baixo no centro do feixe onde o líquido refrigerante circula de volta para o fundo dos tubos. Os tubos são grandes, com até 3 in de diâmetro externo, a fim de diminuir a queda de pressão e possibilitar uma circulação rápida. Um dos problemas consiste em colocar chicanas para o vapor da parte central da carcaça de modo que exista uma cobertura de tubos relativamente uniforme. Outro problema é fazer pontos de sangria convenientes de modo que não se formem bolsões de gás não condensável. O condensado pode ser removido em qualquer ponto conveniente. O espaço acima do nível do líquido no espelho serve principalmente para liberar o líquido, o qual é arrastado pelo vapor. Um acessório comum para os evaporadores é um receptáculo que é instalado sobre a linha de vapor com o propósito de remover o líquido, obrigando-o a retornar para o volume do fluido.

Os evaporadores do tipo *calandra*, como o observado na Figura III. 2:, são tão comuns que eles são frequentemente chamados de evaporadores *padronizados*. Como ocorre incrustação no interior dos tubos é possível usar o evaporador padrão para serviços mais rigorosos do que os desempenhados para um evaporador com tubo horizontal.

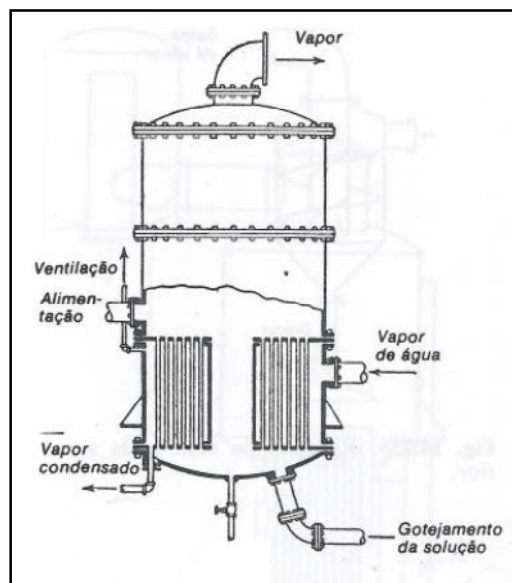


Figura III. 2: Evaporador com recipiente fechado tipo calandra. Fonte: KERN (1999).

Evaporadores tipo cesta

Esse tipo de evaporador, visto pela Figura III. 3:, é semelhante ao evaporador do tipo *calandra*, exceto que ele possui um feixe removível que pode ser limpo muito facilmente. O feixe é suportado em apoios internos, e a retirada inferior ocorre entre o feixe e a carcaça em vez de através de uma retirada central. Esses evaporadores apresentam certas vantagens mecânicas, tendo espelhos que oscilam livremente, fundo cônico e podem possuir uma hélice instalada para aumentar a circulação. Em virtude dessas vantagens, o evaporador em cesta pode ser usado para líquidos que possuem a tendência de criar incrustação, embora eles não sejam recomendados para líquidos com altas viscosidades ou elevadas taxas de incrustação. A escolha entre um evaporador do tipo *calandra* ou do tipo cesta normalmente segue normas das diferentes indústrias nas quais eles tenham sido usados durante anos de experiência, ou então modificações sugeridas pelos fabricantes, mas não há consenso.

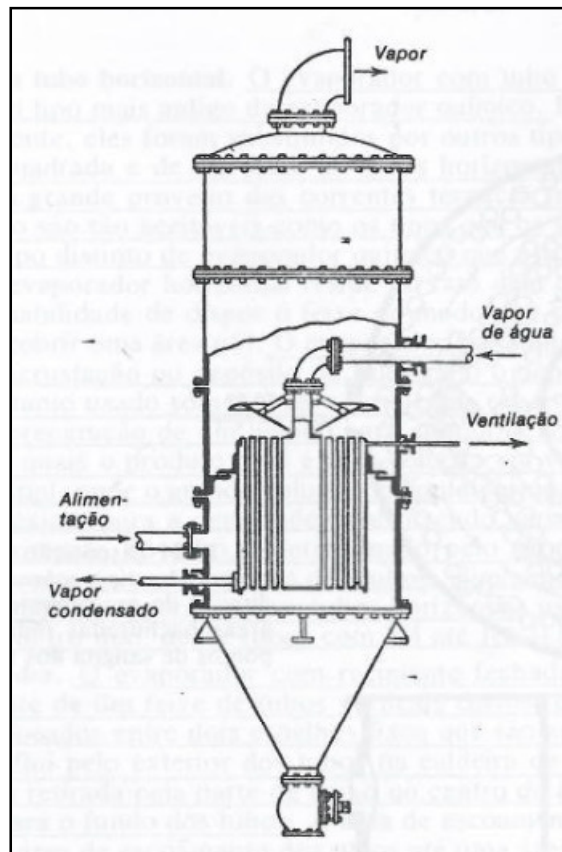


Figura III. 3: Evaporador tipo cesta. Fonte: KERN (1999).

Evaporadores verticais com tubos longos

Consiste de um elemento aquecedor tubular projetado para a passagem da solução através dos tubos, mas somente uma vez por circulação natural. O vapor entra através do cinturão de vapor, e o feixe possui chicanas de modo a existir um movimento livre de vapor, do condensado e do não condensado para baixo. O espelho superior está livre, e logo acima dele existe um defletor de vapor para reduzir o arraste. A velocidade do vapor que provém dos tubos é maior do que a existente em tubos verticais curtos. A representação esquemática desse evaporador pode ser vista pela Figura III. 4:.

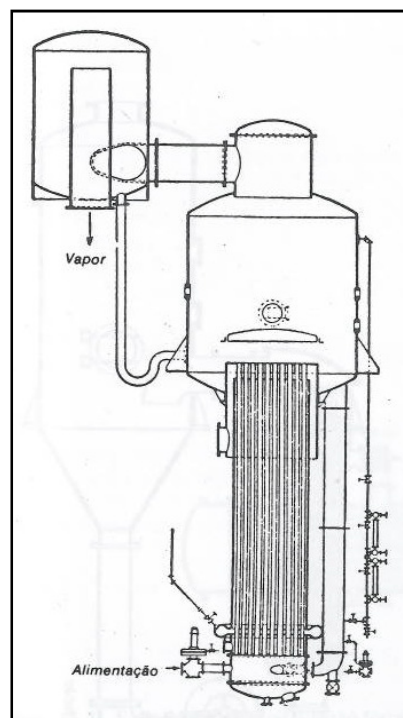


Figura III. 4: Evaporador vertical com tubo longo. Fonte: KERN (1999).

Evaporadores com circulação forçada

Esse tipo de evaporador pode não ser tão econômico quanto um evaporador com circulação natural, porém eles são necessários quando o problema envolve uma solução com escoamento pobre, incrustação e características térmicas. Os evaporadores com circulação forçada são os mais indicados para fluidos muito viscosos. Além disso, quando existe uma tendência à formação de incrustação ou de depósitos salinos, as elevadas velocidades obtidas através do uso de bombas de circulação constituem o

único método para impedir a formação de depósitos excessivos. O evaporador com circulação forçada é bem adaptável para o controle do escoamento. O vapor de água penetra através do feixe externo do corpo do evaporador, como visto na Figura III. 5: (A), e entra em contato com os tubos no topo do feixe por meio de um espaço anular existente. Instala-se uma placa defletora acima do espelho superior e coloca-se a bomba de circulação no nível do chão. Cabe destacar que esse tipo de evaporador pode apresentar uma variação com um feixe horizontal, como ilustrado pela Figura III. 5: (B), que é particularmente adaptável quando o espaço disponível é pequeno.

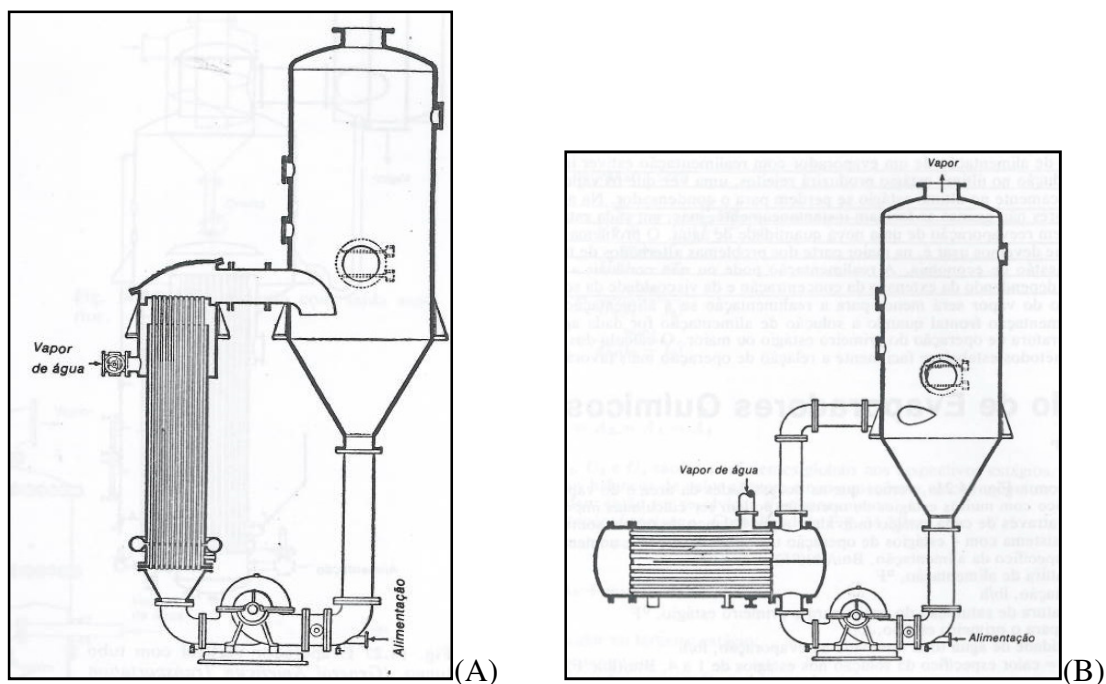


Figura III. 5: (A) Evaporador com circulação forçada com elemento externo vertical; (B) Evaporador com circulação forçada com elemento externo horizontal. Fonte: KERN (1999).

Efeito da carga hidrostática

Um fluido puro com uma superfície de ebulição acima do topo de um feixe de tubos horizontais é submetido a uma pressão na interface líquido-vapor. Caso exista uma grande camada de líquido acima do feixe de tubos, ela exercerá uma pressão hidrostática sobre o líquido em contato com a superfície do tubo. A pressão acrescida sobre o líquido faz aumentar a temperatura de ebulição acima do valor necessário para produzir vapores da temperatura de saturação correspondendo à pressão da interface líquido-vapor. O efeito da carga hidrostática no caso da elevação do ponto de ebulição,

faz produzir a diferença de temperatura efetiva sobre a superfície de transmissão de calor. Como os evaporadores operam com uma diferença de temperatura aparente fixa, o tamanho da superfície de transmissão de calor pode ser aumentado concomitantemente para que surja uma carga hidrostática. Para temperaturas elevadas, o líquido é menos viscoso e a evaporação é favorecida.

Evaporação em múltiplos estágios de operação

Em um evaporador com triplos estágios de operação com alimentação em paralelo, 1kg de vapor produzido corresponde a 2,25kg de água. A alimentação em paralelo não é a forma mais econômica e é usada na evaporação química somente quando a solução de alimentação estiver aproximadamente saturada no início e a evaporação é destinada para o caso da supersaturação. Na evaporação química costuma-se usar alimentação cocorrente ou contracorrente.

Na alimentação frontal, quando a solução de alimentação está a uma temperatura mais elevada do que a temperatura de saturação do primeiro estágio, ocorrerá prontamente alguma evaporação que produz a chamada *evaporação instantânea*. Como normalmente se mantém o vácuo no último estágio de operação, a solução flui espontaneamente de estágio a estágio e basta introduzir uma bomba de remoção da solução somente no último estágio. Analogamente, uma vez que a temperatura de saturação da solução que entra em ebulição em cada estágio que a precede, existe evaporação instantânea ou “livre” em cada estágio sucessivo, o que reduz a exigência global de vapor. Em um evaporador, a película de ebulição é a resistência que controla o processo, e o valor numérico do coeficiente global diminui com a concentração porque a viscosidade aumenta. Na alimentação frontal, a solução concentrada encontra-se no último estágio, e obviamente este estágio possui o menor coeficiente global, uma vez que o líquido está mais concentrado nesta região e ao mesmo tempo está mais frio.

Quando a alimentação de retorno é usada, a solução diluída entra no último e mais frio estágio e sai concentrada do primeiro estágio, o qual possui a temperatura mais elevada. Neste dispositivo de alimentação, a solução deve ser aquecida em cada estágio em contraste com a solução com evaporação instantânea de cada estágio na alimentação frontal. Além disso, a alimentação deve ser bombeada de estágio a estágio, o que significa que o número de conexões e bombas faz aumentar o número de

manutenções e o custo de potência, devido ao risco de vazamento de ar. As relações de temperatura na alimentação de retorno normalmente compensam em parte estas desvantagens, uma vez que o sistema está em contracorrente e a economia de vapor é a mais elevada sob estas condições.

Se a solução de alimentação de um evaporador com realimentação estiver inicialmente quente, sua introdução no último estágio produzirá rejeitos, uma vez que os vapores que se formam instantaneamente no último estágio se perdem para o condensador. Na alimentação frontal estes vapores não apenas se formam instantaneamente, mas, em cada estágio sucessivo, eles produzem reevaporação de uma nova quantidade de água. O problema do sentido da alimentação que se deve usar é, na maior parte dos problemas alternados de transmissão de calor, uma questão econômica. A realimentação pode ou não conduzir a exigências menores de área, dependendo da extensão da concentração e da viscosidade da solução final desejada.

A Figura III. 6: mostra o esquema de quatro evaporadores de múltiplos efeitos em série nas configurações frontal e realimentação.

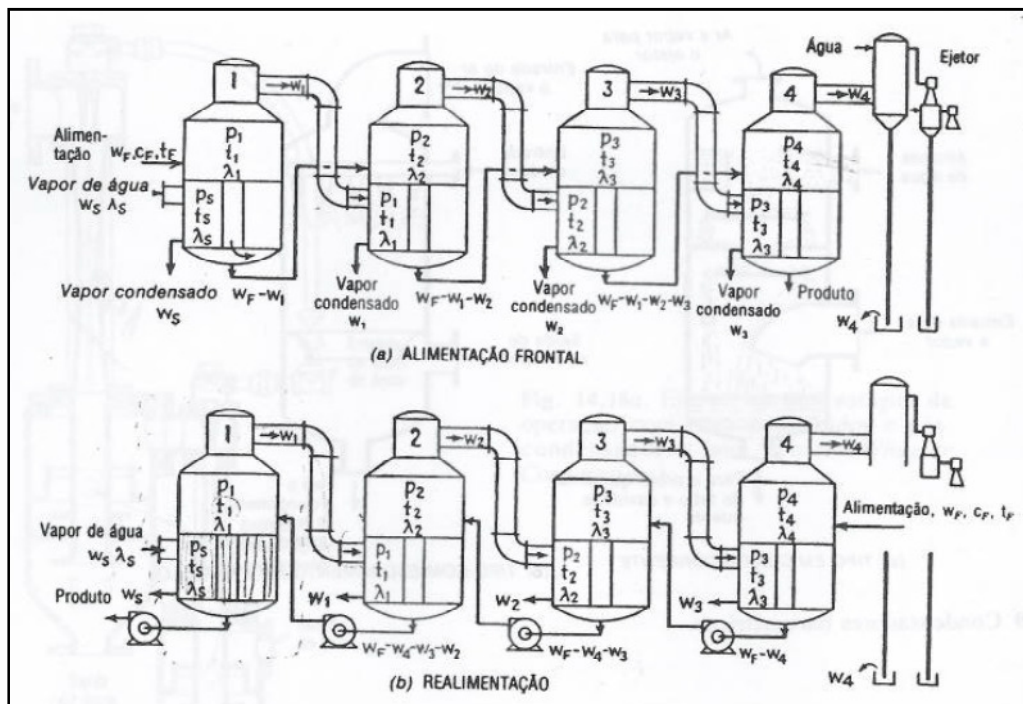


Figura III. 6: Evaporador químico com quatro estágios de operação dispostos para alimentação frontal e realimentação. Fonte: KERN (1999).

Número ótimo de estágios de operação

Quanto maior o número de estágios, maior a quantidade de evaporação por massa de vapor admitida no primeiro estágio. O custo de operação será tanto menor quanto maior for o número de estágios. O número ótimo de estágios pode ser obtido calculando-se as necessidades do processo com dois, três, ou mais estágios e determinando as cargas fixas e custos de operação resultantes para cada dispositivo. Quando é verificada a relação entre o custo total e o número de estágios, ocorrerá um mínimo correspondente a um número ótimo de estágios.

III.1 O evaporador Robert

Na indústria de processamento da cana-de-açúcar para obtenção de etanol, o evaporador denominado Robert, ou do tipo calandra, continua sendo o mais usado. Esse evaporador é constituído principalmente por uma calandra tubular, na qual a transferência de calor ocorre da seguinte forma: o vapor de aquecimento envolve os tubos externamente e o caldo a ser evaporado está no interior dos tubos. Se a transmissão é feita por vapor saturado – parede, a mesma é eficiente; entretanto, se for usado vapor superaquecido, o coeficiente de transferência é muito baixo. De acordo com HUGOT (1969), estima-se que, com o uso de vapor superaquecido, o coeficiente de transferência de calor seja 125 vezes menor que com o uso de vapor saturado. Contudo, um pequeno superaquecimento não apresentaria inconveniente.

Ponto de ebulição e Pressão hidrostática

A elevação do ponto de ebulição das soluções açucaradas varia com a pressão, mas em limites bastante estreitos. Por exemplo, sob a pressão atmosférica, o caldo misto ferve a 100,3°C em vez de 100°C. Utilizando o ábaco de Othmer e Silvis, mostrado na Figura III. 7:, obtém-se a elevação do ponto de ebulição de uma solução com Brix e pureza quaisquer, sob uma pressão qualquer.

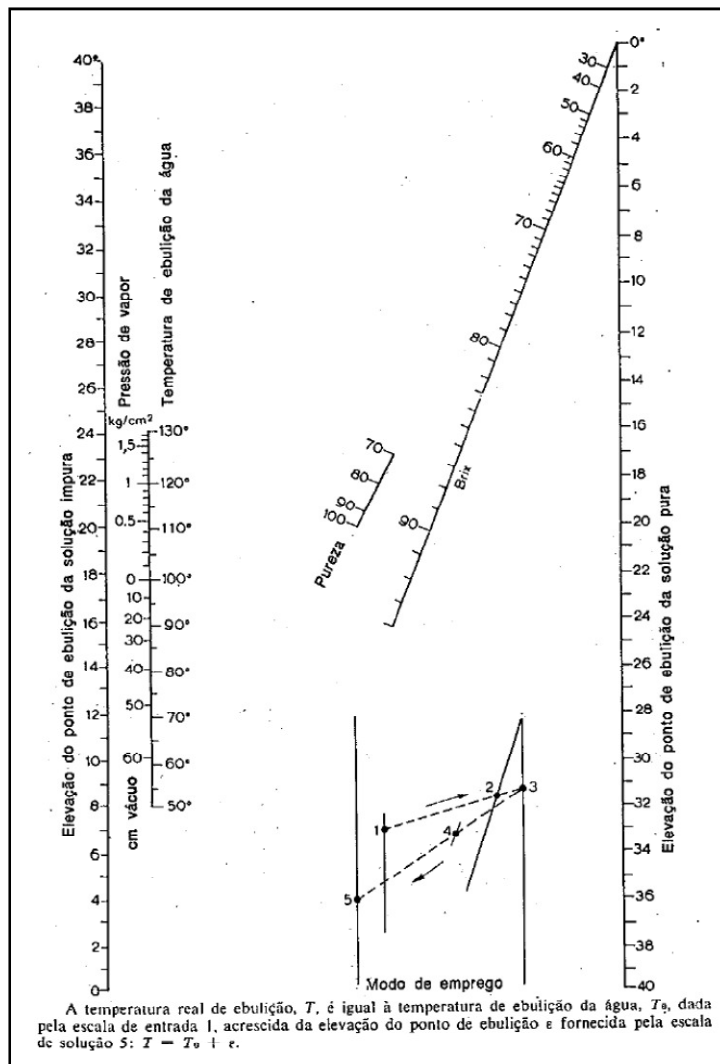


Figura III. 7: Ábaco de Othmer e Silvis. Fonte: HUGOT (1969).

Em relação à pressão hidrostática, quando uma pressão p é exercida sobre a superfície de um líquido, a pressão à qual são submetidas as moléculas do líquido que se encontram a uma certa profundidade na massa é igual a p aumentada do peso do líquido correspondente à profundidade. Sabendo-se que a temperatura de ebulição aumenta com a pressão e supondo que a temperatura do líquido corresponda à necessária para produzir a ebulição em toda a superfície, esta ebulição seria interrompida, assim que atingisse as camadas situadas a uma certa profundidade.

Em um corpo de evaporação, supõe-se que a transmissão do calor seja suficientemente rápida para que o caldo ferva ao longo do comprimento dos tubos. Do contrário, o caldo não ascenderia pelos tubos.

Nestas condições, é possível supor que a camada de caldo existente no nível do espelho inferior esteja submetida a uma pressão hidrostática igual ao peso do caldo nas

camadas superiores. Se o nível hidrostático do caldo no corpo corresponde, por exemplo, a um terço da altura dos tubos, esta camada ferverá a uma temperatura correspondente à pressão de vapor no corpo do vaso, acrescida da pressão hidrostática à qual é submetida.

A concentração do caldo

O caldo da cana-de-açúcar é constituído basicamente por água, sacarose dissolvida em água e impurezas. No processo de filtração, a maior parte das impurezas já foi retida. Contudo, à medida que a água é extraída do caldo, o caldo fica concentrado, ou seja, aproxima-se da condição de seu ponto de saturação, isto é, do ponto em que os cristais começam a aparecer na massa líquida.

A concentração é levada até seu máximo quando o licor-mãe fica apenas nos espaços livres entre os cristais. Esta mistura de cristais sólidos e do licor-mãe viscoso é denominada “massa cozida”. Evidentemente uma massa assim não pode ser manipulada como um caldo ou um xarope líquido. Por isso, a concentração é separada em duas fases:

- A evaporação propriamente dita, que vai do caldo clarificado ao xarope e durante a qual se trabalha apenas com um produto líquido.
- O cozimento, que começa justamente antes do momento em que os cristais começam a aparecer no xarope e que vai até a concentração máxima.

O ponto de cristalização dos caldos de cana fica na faixa de 78 a 80°Brix. Teoricamente, é possível obter a evaporação até 75°Brix. A evaporação é programada e regulada para que o Brix do xarope fique na faixa de 60 a 70°Brix ou de 50 a 60°Brix, dependendo do açúcar fabricado.

O Funcionamento de Evaporadores de Múltiplos Efeitos

Na história da fabricação do açúcar, o invento dos evaporadores de múltiplos efeitos ocorreu em de 1830, na Lousiana, por Norbert Rillieux, americano de descendência francesa. A ideia de Rillieux consistiu em usar o vapor gerado pela evaporação da água do caldo para aquecer outra parte do caldo, ou para terminar a evaporação iniciada com o vapor de escape.

Rillieux constatou que com o vapor a 110°C, é possível aquecer e evaporar o caldo à pressão atmosférica. O vapor do caldo em ebulição à pressão atmosférica está a 100°C. Com o vapor a 100°C não é mais possível fazer ferver caldo a 100°C, sendo necessária uma diferença de temperatura entre o fluido aquecedor e o fluido aquecido.

De modo a resolver esse problema, Rillieux colocou sob vácuo o corpo ou os corpos que vêm depois do primeiro. Assim, uma diferença de temperatura necessária era criada e utilizava-se o vapor de caldo (vapor vegetal) fornecido pelo 1º corpo para aquecer o caldo do 2º, o vapor produzido pelo 2º para aquecer o 3º, e assim por diante. **A ebulição a vácuo apresenta duas grandes vantagens: aumenta a diferença total de temperatura entre vapor e caldo, sendo igual à queda do ponto de ebulição do caldo entre a pressão do 1º e do último corpo e, além disso, permite continuar a evaporação com temperaturas menos prejudiciais, sob o ponto de vista da inversão e da coloração do caldo, à medida que o caldo se torna mais concentrado e mais viscoso.**

Os evaporadores encontrados mais frequentemente na prática são os de quádruplo efeito.

Limite Superior da Temperatura

Há uma determinada temperatura crítica, a partir da qual o açúcar do caldo se carameliza, provocando ao mesmo tempo perda de sacarose e uma coloração que subsiste até nos cristais de açúcar.

Para os graus de acidez normais dos caldos circulando em evaporadores de múltiplos efeitos (pH = 6,5 a 7,2), a perda de sacarose pela inversão não ultrapassa 0,1% em massa de caldo a 110°C. Acima desta temperatura, a perda aumenta rapidamente. **Assim, é conveniente não ultrapassar a temperatura do caldo de 120°C no 1º corpo. Isto corresponde a uma temperatura do vapor de aquecimento que entra na calandra do primeiro corpo de 125°C a 130°C.**

Limite Inferior da Temperatura

O limite inferior da escala das temperaturas em que funciona um múltiplo efeito é a temperatura de ebulição correspondente ao vácuo existente no último corpo. Dessa forma, a faixa estimada de temperatura é de 58 a 53°C. A extensão da escala de

temperaturas na qual se produz a evaporação é de 70°C (de 55°C a 125°C). Essa escala geralmente se restringe a 55 ou 60°C (115 a 110°C). O xarope chega ao último corpo com um Brix próximo a 40° e sai com um Brix próximo a 60° ou 65°.

A Construção do Evaporador Robert de Múltiplos Efeitos

O corpo clássico do evaporador Robert, representado pela Figura III. 8., é formado por um cilindro vertical, que se eleva sobre a calandra tubular através da qual se efetua o intercâmbio de calor. Este cilindro termina na parte superior em um “separador de arrasto”, cuja finalidade é separar as gotas líquidas que poderiam ser arrastadas com o vapor vegetal.

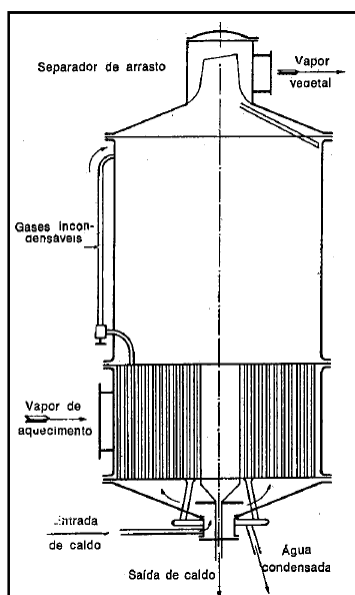


Figura III. 8: Corpo do evaporador tipo Robert. Fonte: HUGOT (1969).

Pode-se observar que há um espaço considerável acima da calandra tubular. Este espaço representa a maior parte do evaporador. Não serve ao caldo, cujo nível superior não deve ultrapassar o espelho superior. Sua finalidade é diminuir o risco de que gotas de caldo, projetadas pela ebulição deste, sejam arrastadas. O melhor separador é um corpo alto.

A altura do corpo do vaso cilíndrico acima da calandra deve ter 1,5 a 2 vezes a altura dos tubos. Para os americanos, é aconselhado 2,5 vezes e, na Europa, adota-se, pelo menos, de 3,5 a 4m.

Nas calandras, é colocado um tubo central, de diâmetro maior, cuja finalidade é levar ao fundo o caldo lançado acima do espelho superior. Este tubo é utilizado para recolher o caldo concentrado a ser evacuado do corpo em direção ao corpo seguinte. Seu diâmetro varia de $\frac{1}{4}$ a $\frac{1}{8}$ do diâmetro interno do corpo. Certos fabricantes substituem o tubo central por um tubo lateral ou por uma série de tubos com pequenos diâmetros, distribuídos na calandra.

Os comprimentos habituais dos tubos dos corpos clássicos dos evaporadores Robert variam entre 1,60 e 3m. O diâmetro e o comprimento dos tubos não são independentes. Segundo HUGOT (1969), quanto mais estreitos são os tubos, mais fácil será a subida do caldo, porque esta subida depende da proporção entre a superfície de aquecimento do tubo e sua seção interna. Porém, há um limite do comprimento admissível para cada diâmetro devido à perda de carga. Na Tabela III. 1, são apresentadas as medidas destas relações.

Tabela III. 1: Relação entre os comprimentos dos tubos e os respectivos diâmetros. Fonte: HUGOT (1969).

Comprimento máximo dos tubos do evaporador em função de seu diâmetro	
Diâmetro (mm)	Comprimento máximo (m)
Tubos de 46 x 50	2,25
Tubos de 34,8 x 38	3
Tubos de 32 x 35	3,50
Tubos de 27 x 30	4,50

Na fabricação do açúcar de cana, em função do aumento da concentração do caldo e conseqüente aumento da viscosidade, é prudente ficar abaixo destes máximos e não ultrapassar as relações previstas na Tabela III. 2.

Tabela III. 2: Comprimentos mais adequados para os tubos dos múltiplos efeitos. Fonte: HUGOT (1969).

Comprimentos aconselháveis para os tubos de múltiplos efeitos				
Diâmetro (mm)	1º corpo (m)	2º corpo (m)	3º corpo (m)	4º corpo (m)
Tubos de 46 x 50	2	1,90	1,80	1,70
Tubos de 34,8 x 38	2,75	2,60	2,50	2,40
Tubos de 32 x 35	3	2,85	2,70	2,50
Tubos de 27 x 30	4	3,80	3,60	3,40

O coeficiente de evaporação tende a diminuir quando o comprimento dos tubos aumenta, para um modelo de corpo e um comprimento de tubos dados. O comprimento ótimo diminui conforme a posição do corpo nos efeitos, sendo a subida mais fácil à medida que o caldo estiver menos viscoso e o vapor mais quente.

Evaporadores com tubos mais longos tem menor preço por m², mas tubos muito compridos prejudicam a eficiência com o aumento do ponto de ebulição devido à carga hidrostática.

Esse tipo de evaporador pode operar praticamente sem sistema de automação, uma vez que o volume de caldo no mesmo propicia certa estabilidade operacional mesmo quando há variações de vazão. Por outro lado, um maior tempo de residência tende a aumentar a cor do xarope.

O Robert pode operar sem controles desde que sejam tomados alguns cuidados com a circulação do caldo. Corpos de geometria diferente devem ser instalados adequadamente de maneira que o caldo passe de efeito a efeito sem causar inundação excessiva dos tubos. O nível de caldo nos tubos deve corresponder a aproximadamente 1/3 do comprimento total, uma vez que nível alto causa baixa eficiência de evaporação e aumenta o risco de arraste.

Outros evaporadores usados no setor sucroalcooleiro

Os evaporadores de película, os quais podem ser tubulares ou de placas e de filme ascendente ou descendente, também são muito usados no setor sucroalcooleiro. Os evaporadores de película tubulares são geralmente de filme descendente. Para caldos com especificação de Brix baixo, as suas taxas de evaporação são comparáveis às de um Robert bem projetado e bem operado. Com Brix mais elevados (últimos efeitos) as suas

taxas são melhores, já que neste caso a elevação do ponto de ebulição no Robert faz a diferença.

Todos os evaporadores de película devem operar com bombas de recirculação, e a potência destas bombas deve ser levada em conta no projeto. Por outro lado, os evaporadores de película devem ter uma instrumentação mínima para pelo menos garantir que não vai ocorrer caramelização do caldo em caso de falta do mesmo nos tubos. Os tubos podem ter de 8,0 a 12,0 m de comprimento, dependendo da capacidade do evaporador. O separador de arraste pode ser externo ou então incorporado ao próprio corpo do evaporador, dependendo do projetista. A recirculação do caldo é indispensável para garantir uma boa distribuição entre as placas.

Os evaporadores de película a placas de filme ascendente foram instalados em vários países, no Brasil inclusive. As taxas de evaporação obtidas ficaram abaixo das previsões teóricas, e portanto uma folga de pelo menos 25% deve ser levada em conta quando da seleção destes equipamentos.

Os evaporadores de película a placas de filme descendente são mais recentes e parecem muito promissores. São instalados dentro de corpos de Robert existentes ou então em corpos novos de aço carbono construídos para este fim. Aparentemente não tem os problemas de distribuição do caldo dos modelos de filme ascendente.

Para uma usina que disponha de energia elétrica suficiente e de uma cultura de automação consolidada, o evaporador de película tubular com tubos em aço carbono pode ser uma boa alternativa, visando à eliminação da mão de obra para a limpeza mecânica dos Robert e um maior ciclo de operação entre limpezas.

O evaporador de passe único é uma possibilidade muito interessante, pois embora o ciclo entre limpezas possa ser mais curto, a sua flexibilidade permite limpezas químicas freqüentes e limpezas mecânicas ocasionais sem grande perda de capacidade de moagem.

Para a usina que quer o m² com o menor custo do mercado, a solução é o Robert tradicional, que desde que bem projetado e bem instalado opera bem, sem instrumentação e sem bombas de recirculação. Porém, demanda um grande tempo de limpeza mecânica e, do ponto de vista de legislação trabalhista, esta etapa tende a ficar cada vez mais onerosa.

Capítulo IV – Composição e Propriedades do caldo da Cana

Segundo DIAS (2008), os caldos da cana-de-açúcar são constituídos basicamente por água, sacarose, açúcares redutores, não açúcares orgânicos e inorgânicos, além dos sólidos totais. Dentre os sólidos solúveis presentes no caldo da cana podem ser mencionados: açúcares (sacarose, glicose, frutose), sais, ácidos inorgânicos e orgânicos (ácidos carboxílicos e aminoácidos), proteínas, amido, gomas, ceras e graxas, corantes e outros.

IV.1 Composição do caldo da cana

No processo de produção de etanol de primeira e segunda geração, antes de o caldo da cana-de-açúcar chegar à série de evaporadores de múltiplos efeitos, o caldo passa por processos de separação física, como peneiras, hidrociclones, filtros. Contudo, nem todas essas etapas podem ser previstas em todas as biorrefinarias e a eficiência na separação física não é máxima. Dessa forma, foi considerado neste trabalho que o caldo da cana-de-açúcar é constituído por componentes líquidos, sólidos solubilizados ou não pela massa líquida, dependendo das condições de temperatura e pressão do sistema, e sólidos insolúveis, sob qualquer condição de temperatura e pressão. Dentre os componentes líquidos estão basicamente alcoóis, aromáticos e ácidos. Seguem os componentes do caldo de cana-de-açúcar que foram considerados nas simulações realizadas no trabalho:

- Água;
- Sacarose;
- Dextrose;
- Outros sólidos dissolvidos;
- Etanol;
- Ácido acético;
- Furfural;
- Etilenoglicol;

- Glicerol;
- 3-metil-1-butanol.

Excetuando-se a sacarose e a dextrose (glicose), presentes no colmo da cana-de-açúcar, os demais componentes são provenientes de etapas anteriores à evaporação nos processos de produção de etanol de primeira e segunda geração.

Para o tratamento na modelagem, a alimentação do evaporador foi dividida em duas correntes, uma constituída por componentes líquidos e sólidos solúveis, e outra constituída apenas por sólidos insolúveis. Estas duas correntes foram criadas somente na modelagem, não existindo na prática. A corrente de sólidos insolúveis é constituída pelos seguintes componentes:

- Celulose,
- Xilana,
- Lignina,
- Celulase,
- Biomassa,
- Enzima e
- Gipsita.

Observando-se a composição básica da cana-de-açúcar, nota-se que a cana apresenta cerca de 75% de água e 25% de sólidos totais (10% são solúveis, 11% são fibras e aproximadamente 4% são sólidos não dissolvidos).

IV.2 Modelos das propriedades físicas e termodinâmicas

A modelagem desenvolvida para as três diferentes configurações de evaporadores necessita da determinação da entalpia das correntes para a composição do balanço de energia, assim como necessita de certas propriedades físicas. Dessa forma, usou-se o VRTherm que é um software capaz de prever propriedades termodinâmicas e físicas de misturas complexas. Para a predição das propriedades de misturas o VRTherm conta com um banco de dados com mais de 2000 componentes puros que contempla as principais substâncias envolvidas em processos químicos e petroquímicos.

No entanto, alguns componentes do caldo da cana-de-açúcar, como sacarose, dextrose, sais em geral, celulose, xilana, lignina, celulase, biomassa, enzima e gipsita não estavam contemplados no banco de dados. Assim, foi necessária uma busca na literatura e em outros softwares para que fossem encontrados os valores para as propriedades físico-químicas necessárias, inserindo, assim, esses novos componentes na base de dados do VRTherm.

Para a determinação das constantes de equilíbrio entre as fases líquida e vapor, foram considerados modelos associados de equações de estado e correlações empíricas. Para as simulações realizadas, foram adotados os modelos de gás ideal para a fase vapor e de mistura ideal para a fase líquida. Estes modelos considerados não são os mais adequados para a descrição do comportamento termodinâmico das fases vapor e líquida, especialmente a consideração de que a fase líquida consiste em uma mistura líquida ideal. Contudo, foram adotados como testes preliminares.

Somente os componentes líquidos e sólidos solúveis participam do equilíbrio de fases. Já os sólidos insolúveis não apresentam mudança de fase. Contudo, o balanço de energia em termos de entalpia para os sólidos insolúveis contribui significativamente para o modelo matemático e deve ser considerado.

Como o balanço de massa em relação aos sólidos insolúveis foi separado do balanço em relação aos componentes líquidos e sólidos solúveis, foram utilizadas duas bases de dados, correspondendo cada uma a cada um dos grupos de componentes. A Tabela IV.1 a seguir mostra as propriedades físicas inseridas no VRTherm, tanto dos componentes líquidos como dos sólidos solúveis e insolúveis. As propriedades críticas e demais propriedades mantidas fixas para os sólidos insolúveis foram inseridos na tabela por requerimento do software, mas não foram utilizadas nos cálculos de equilíbrio líquido-vapor.

Tabela IV. 1: Propriedades físicas dos componentes do caldo da cana-de-açúcar.

Componentes	Propriedades Físicas											
	Base de dados dos componentes líquidos ou sólidos solúveis											
	MM (g/mol)	T _{eb} (K) (P=1atm)	T _{fusão} (K)	T _C (K)	P _C (Pa)	V _C (m ³ /mol)	Z _C	Ω	ρ _l *	ΔH ^{vap} * (J/mol)	V (m ³ /kmol)	H _f ^{gi} * (J/mol)
Sacarose (C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁)	342,3	751	459,15	1086	2,69E6	0,000761	0,2267	0,3652	0,0042	65332	0,2397	-3,6E6
Dextrose (C ₆ H ₁₂ O ₆)	180,2	617,05		755,05	4,82E6	0,000414	0,3179	2,387	0,006	109770	0,1669	-1,089E6
Sólidos Dissolvidos (CH _{1,48} O _{0,19} S _{0,0013})	16,5844	825,4		1011,1	6,2E6	0,0004165	0,3072	2,5674		2510,9		-47540
Componentes	Propriedades Físicas											
	Base de dados dos componentes sólidos insolúveis											
	MM (g/mol)	T _{eb} (K) (P=1atm)	T _{fusão} (K)	T _C (K)	P _C (Pa)	V _C (m ³ /mol)	Z _C	Ω	ρ _l *	ΔH ^{vap} * (J/mol)	V (m ³ /kmol)	H _f ^{gi} * (J/mol)
Celulose	162,144	825,4		1011,1	6,2E6	0,0004165	0,3072	2,5674	0,009434	2510,9		-976362
Xilana	132,117	825,4		1011,1	6,2E6	0,0004165	0,3072	2,5674	0,01157	2510,9		-762416
Lignina	122,493	825,4		1011,1	6,2E6	0,0004165	0,3072	2,5674	0,01224	2510,9		-1,593E6
Celulase	22,84	825,4		1011,1	6,2E6	0,0004165	0,3072	2,5674	0,0658	2510,9		-74944
Biomassa	23,238	825,4		1011,1	6,2E6	0,0004165	0,3072	2,5674	0,0646	2510,9		-97133,8
Enzima	24,6264	825,4		1011,1	6,2E6	0,0004165	0,3072	2,5674	0,061	2510,9		-130500
Gipsita	172,168	825,4		1011,1	6,2E6	0,0004165	0,3072	2,5674	0,0134	2510,9		-2,023E6

A seguir são detalhados os ajustes necessários para a inserção das propriedades termodinâmicas de cada um dos componentes inseridos no VRTherm.

Componentes líquidos e sólidos solúveis

O VRTherm apresenta algumas correlações, que devem ser selecionadas pelo usuário, das seguintes propriedades: pressão de vapor, calor específico, viscosidade e condutividade térmica tanto da fase gás como da líquida. Outra propriedade disponibilizada nesse software é a tensão superficial, necessária para os cálculos de transferência de calor.

As propriedades da sacarose, dextrose e sólidos solúveis em geral foram obtidas a partir de correlações usadas nos simuladores comerciais *Aspen Plus*® e Hysys. Para a obtenção de tais correlações foram realizadas simulações no *Aspen Plus*® de flashes com T e P especificadas, cujas correntes são formadas pelos componentes puros. Assim, consegue-se saber as propriedades dessas substâncias tanto na fase líquida como na fase vapor. A corrente de alimentação foi especificada em temperatura de 30°C, pressão igual a 1atm e vazão molar de 100kmol/h. Os modelos termodinâmicos foram ideais para cada uma das fases. Independente do componente da alimentação, a pressão do flash foi de 101,3kPa. As temperaturas consideradas no vaso de flash estavam baseadas nas temperaturas de ebulição dos componentes. Assim, foram feitas simulações, considerando-se a temperatura do vaso maior e menor que a temperatura de ebulição do componente, objetivando-se verificar as propriedades das fases vapor e líquida, respectivamente.

Após cada simulação realizada no *Aspen Plus*® um relatório é gerado. Esse relatório informa as especificações feitas para que seja possível a realização da simulação. Além dessas informações, também são detalhadas todas as correlações e modelos utilizados para a determinação das propriedades termodinâmicas dos componentes. Essas equações apresentam, em geral, não linearidades e são dependentes exclusivamente da temperatura.

Abaixo estão descritas as equações de IV.1 a IV.16, usadas para a determinação das propriedades termodinâmicas dos componentes tanto no *Aspen Plus*® como no VRTherm.

Aspen Plus®

Pressão de Vapor – Equação de Antoine Estendida

$$\ln(P) = A + \frac{B}{(T+C)} + D \cdot T + E \cdot \ln(T) + F \cdot T^G, \text{ sendo } P[\equiv] \text{Pa}, T[\equiv] \text{K} \quad (\text{IV.1})$$

Calor específico do gás ideal – Correlação empírica/DIPPR

$$C_p = A + B \cdot \left(\frac{C}{T \cdot \sinh(C/T)} \right)^2 + D \cdot \left(\frac{E}{T \cdot \cosh(E/T)} \right)^2, \text{ sendo } C_p[\equiv] \text{ J}/(\text{kmol} \cdot \text{K}), T[\equiv] \text{K} \quad (\text{IV.2})$$

Calor específico do sólido – Correlação empírica/DIPPR

$$C_p = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 + E \cdot T^4, \text{ sendo } C_p[\equiv] \text{ J}/(\text{kmol} \cdot \text{K}), T[\equiv] \text{K} \quad (\text{IV.3})$$

Viscosidade da fase vapor – Correlação de Chapman – Enskog – Brokaw

A correlação de Chapman, representada pela Equação IV.4, é aplicada para a determinação da viscosidade da fase vapor de componentes puros a baixas pressões.

$$\mu_V = \frac{A \cdot T^B}{(1 + C/T + D/T^2)}, \text{ sendo } \mu_V[\equiv] \text{ N} \cdot \text{s}/(\text{m}^2), T[\equiv] \text{K} \quad (\text{IV.4})$$

Condutividade térmica do vapor – Correlação de Sato-Thodos/DIPPR

$$k_V = \frac{A \cdot T^B}{(1 + C/T + D/T^2)}, \text{ sendo } k_V[\equiv] \text{ W}/(\text{m} \cdot \text{K}), T[\equiv] \text{K} \quad (\text{IV.5})$$

Condutividade térmica do líquido – Correlação empírica/DIPPR

$$k_L = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 + E \cdot T^4, \text{ sendo } k_L[\equiv] \text{ W}/(\text{m} \cdot \text{K}), T[\equiv] \text{K} \quad (\text{IV.6})$$

Tensão Superficial – Correlação empírica//DIPPR

$$\sigma_L = A \cdot (1 - T_r)^{(B+C \cdot T_r + D \cdot T_r^2 + E \cdot T_r^3)}, \text{ sendo } \sigma_L [\equiv] \text{ N/m}, T [\equiv] \text{ K}, T_r = T/T_C \quad (\text{IV.7})$$

VRTherm

Pressão de Vapor – Equação de Antoine

$$\ln\left(\frac{P}{1000}\right) = A \cdot \ln(T) + \frac{B}{T} + C + D \cdot T^2, \text{ sendo } P [\equiv] \text{ kPa}, T [\equiv] \text{ K} \quad (\text{IV.8})$$

Calor específicas das fases líquida e vapor – Correlação empírica

$$C_p = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 + E \cdot T^4, \text{ sendo } C_p [\equiv] \text{ J}/(\text{mol} \cdot \text{K}), T [\equiv] \text{ K} \quad (\text{IV.9})$$

Viscosidade da fase vapor

Sacarose e Sólidos Dissolvidos (Correlação de Chapman – Enskog – Brokaw)

A correlação de Chapman, representada pela Equação IV.10, é aplicada para a determinação da viscosidade da fase vapor de componentes puros a baixas pressões.

$$\mu_v = \frac{1000 \cdot A \cdot T^B}{(1 + C/T + D/T^2)}, \text{ sendo } \mu_v [\equiv] \text{ cP}, T [\equiv] \text{ R} \quad (\text{IV.10})$$

Dextrose (Correlação empírica)

$$\mu_v = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 + E \cdot T^4, \text{ sendo } \mu_v [\equiv] \text{ cP}, T [\equiv] \text{ K} \quad (\text{IV.11})$$

Viscosidade da fase líquida

Sacarose e Dextrose (Correlação empírica)

$$\mu_L = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3, \text{ sendo } \mu_L [\equiv] \text{ cP}, T [\equiv] \text{ K} \quad (\text{IV.12})$$

Sólidos Dissolvidos (Correlação de Chapman – Enskog – Brokaw)

$$\mu_L = \frac{1000 \cdot A \cdot T^B}{(1 + C/T + D/T^2)}, \text{ sendo } \mu_L [\equiv] \text{ cP}, T [\equiv] \text{ R} \quad (\text{IV.13})$$

Condutividade térmica do líquido – Correlação empírica

$$k_L = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 + E \cdot T^4, \text{ sendo } k_L [\equiv] \text{ W}/(\text{m} \cdot \text{K}), T [\equiv] \text{ K} \quad (\text{IV.14})$$

Condutividade térmica da fase vapor – Correlação empírica

$$k_V = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 + E \cdot T^4, \text{ sendo } k_L [\equiv] \text{ W}/(\text{m} \cdot \text{K}), T [\equiv] \text{ K} \quad (\text{IV.15})$$

Tensão Superficial – Correlação empírica

$$\sigma_L = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 + E \cdot T^4, \text{ sendo } \sigma_L [\equiv] \text{ N}/\text{m}, T [\equiv] \text{ K} \quad (\text{IV.16})$$

Para ajustar os parâmetros das correlações do VRTherm às correlações do Aspen, usou-se o método dos mínimos quadrados com o procedimento exposto pela Figura IV.1, que foi implementado no MatLab.

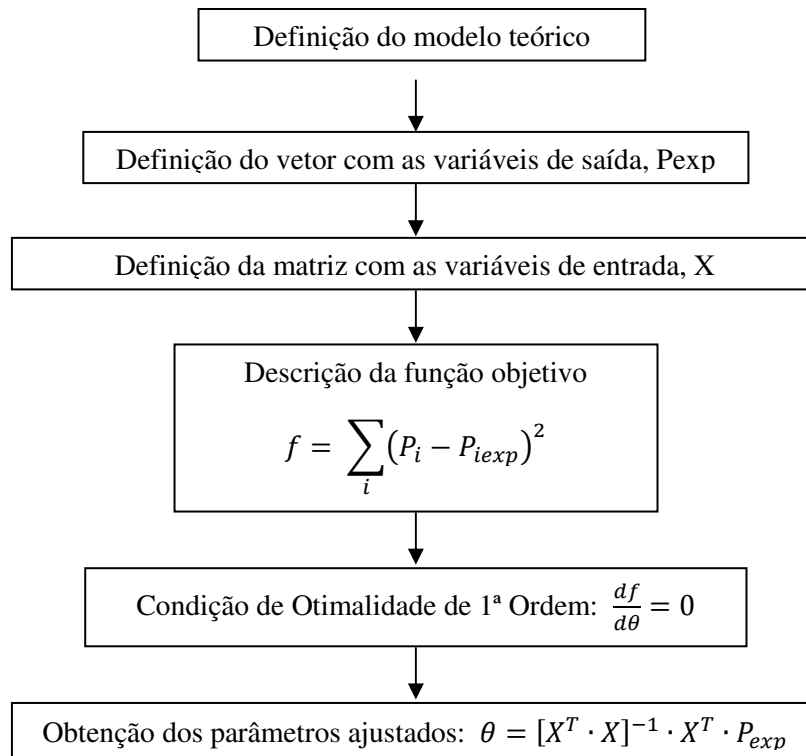


Figura IV. 1: Metodologia de otimização para ajuste dos parâmetros das equações do Aspen às equações do VRTherm.

IV.3 Propriedades do caldo da cana

A fim de determinar os parâmetros das equações do VRTherm que descrevem certas propriedades termodinâmicas, foi feito o ajuste como mostrado pela Figura IV. 1, para cada componente e cada propriedade. A faixa de temperatura considerada foi de 293K a 423K, que consiste na faixa de operação dos evaporadores.

Sacarose

Pressão de Vapor

A determinação de parâmetros foi realizada, ajustando-se a equação (IV.1) a (VI.8), conforme ilustra a Figura IV. 2.

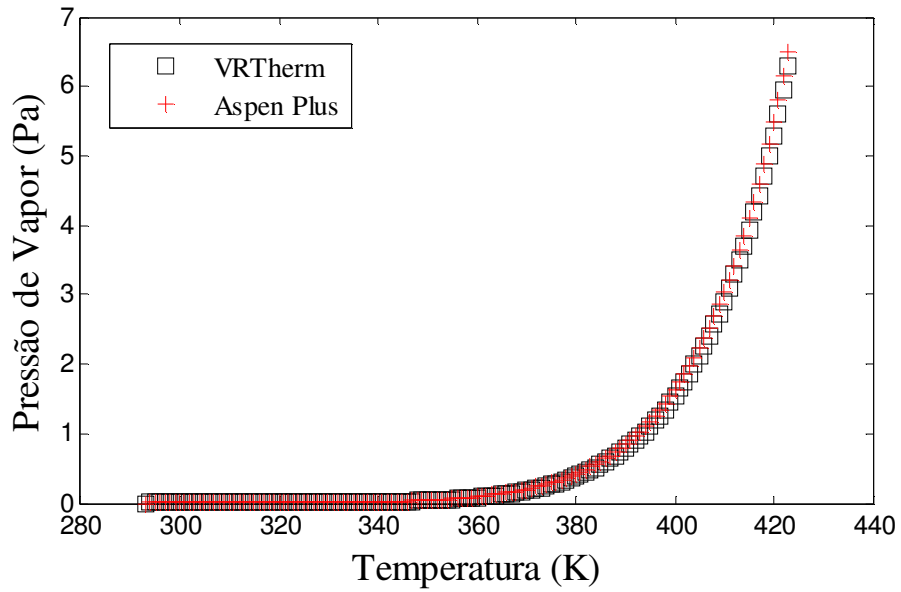


Figura IV. 2: Pressão de vapor da sacarose.

Calor Específico do Gás Ideal

A determinação de parâmetros foi realizada, ajustando-se a equação (IV.2) a (IV.9), conforme ilustra a Figura IV. 3.

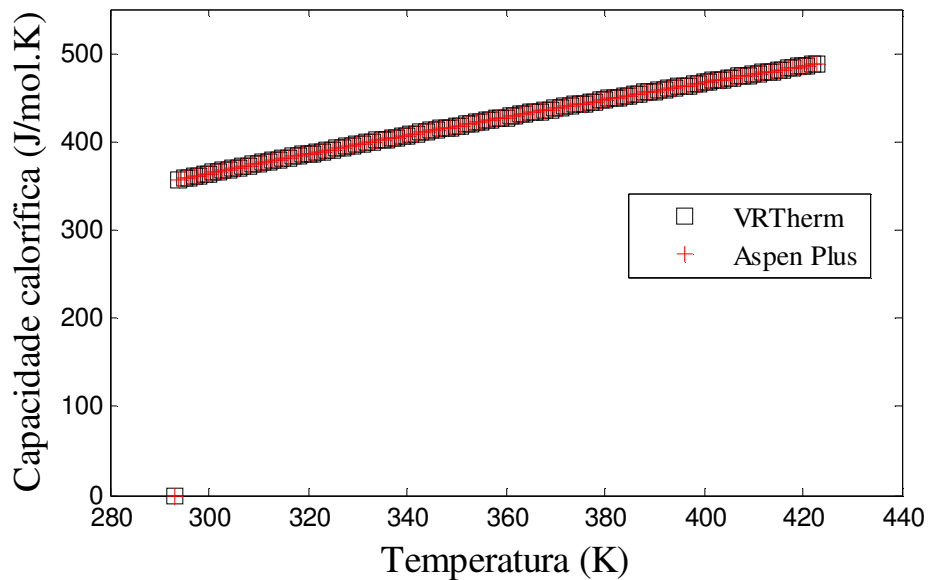


Figura IV. 3: Calor específico da sacarose, considerando-se fase gasosa ideal.

Calor específico do Líquido

Não foi necessário ajuste, pois a equação que descreve essa propriedade no Aspen é a mesma no VRTherm.

Viscosidade Dinâmica da fase gasosa

Não foi necessário ajuste, pois tanto no VRTherm como no Aspen a correlação usada foi a de Chapman – Enskog – Brokaw, correlação usada para a determinação da viscosidade do vapor do componente puro a baixas pressões, conforme ilustra a Figura IV. 4.

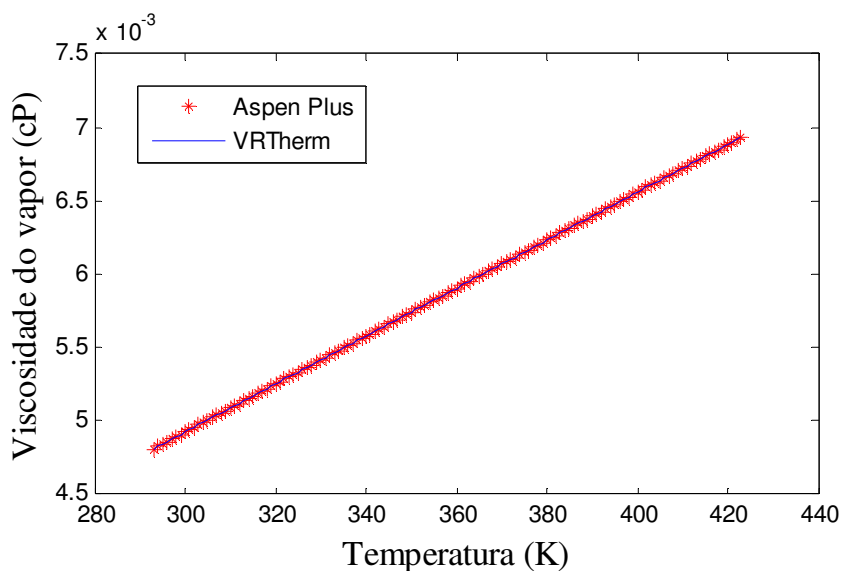


Figura IV. 4: Viscosidade dinâmica da fase gasosa da sacarose.

Viscosidade Dinâmica da fase líquida

A curva que descreve o comportamento da viscosidade dinâmica da fase solubilizada da sacarose foi obtida a partir de simulações realizadas no software Hysys. A partir dos dados simulados, usando o procedimento no MatLab, ajustou-se essa correlação à Equação IV.17, sendo o ajuste dos parâmetros satisfatório, conforme ilustra a Figura IV. 5.

$$\ln\left(\frac{\mu_L}{1000}\right) = A \cdot \ln(T) + \frac{B}{T} + C + D \cdot T^2, \text{ sendo } \mu_L[\equiv]cP, T[\equiv]K \quad (IV.17)$$

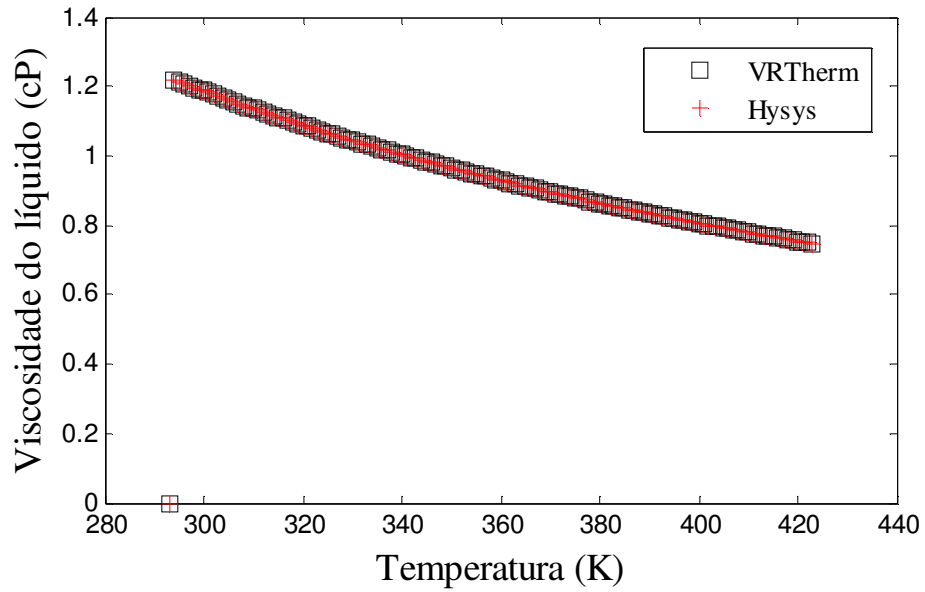


Figura IV. 5: Viscosidade dinâmica da fase líquida da sacarose.

Condutividade Térmica da fase vapor

A determinação de parâmetros foi realizada, ajustando-se a equação (IV.5), que é a correlação de Sato-Thodos/DIPPR, ao polinômio (IV.15), conforme ilustra a Figura IV. 6.

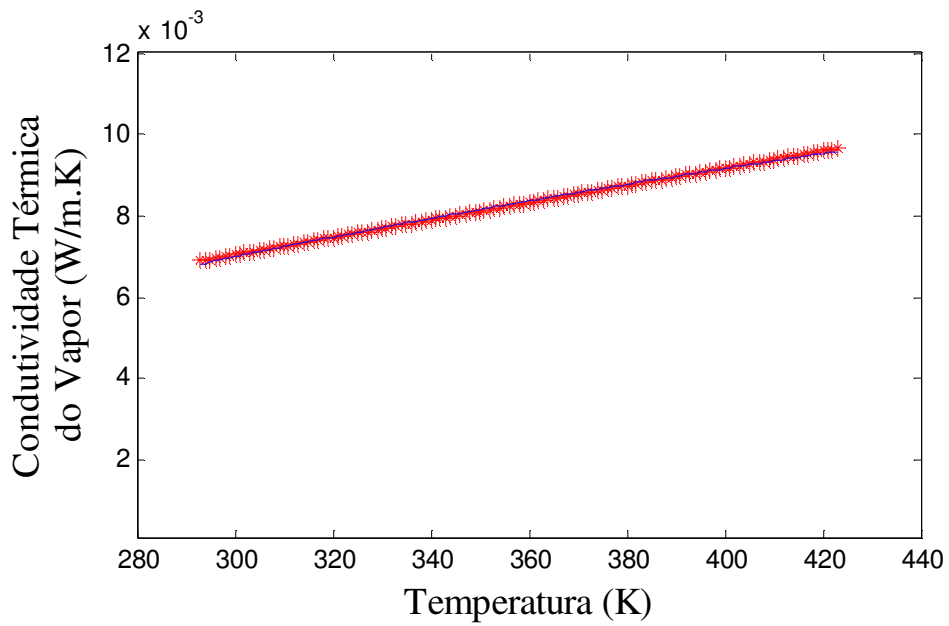


Figura IV. 6: Condutividade térmica da fase vapor da sacarose.

Condutividade Térmica da fase líquida

Não foi necessário ajuste, pois a equação que descreve essa propriedade no Aspen é a mesma no VRTherm.

A Tabela IV. 2 mostra o conjunto de parâmetros obtidos para cada correlação das propriedades termodinâmicas da sacarose.

Tabela IV. 2: Ajuste de parâmetros das correlações que descrevem algumas propriedades termodinâmicas da sacarose.

$P_v = \exp(a \cdot \ln T + b/T + c + d \cdot T^2)$, sendo $P_v[\equiv]$ Pa, $T[\equiv]$ K					
A	b	c	d		
-9,0978	-13876	89,3917	1,5042E - 6		
$C_p^{gi} = a \cdot T^5 + b \cdot T^4 + c \cdot T^3 + d \cdot T^2 + e \cdot T + f$, sendo $C_p^{gi}[\equiv]$ J/mol · K, $T[\equiv]$ K					
A	b	c	d	e	f
- 8,8E - 14	3,5E - 10	-2,7513E - 7	-7,1424E - 4	1,5716	-38,2218
$C_p^l = a \cdot T^4 + b \cdot T^3 + c \cdot T^2 + d \cdot T + e$, sendo $C_p^l[\equiv]$ J/mol · K, $T[\equiv]$ K					
A	b	c	d	e	
- 1,6E - 8	1,9E - 5	-6,8E - 3	2,3251	-35,611	
$\mu^v = \frac{1000 \cdot (a \cdot T^b)}{(1 + c/T + d/T^2)}$, sendo $\mu^v[\equiv]$ cP, $T[\equiv]$ K					
a	B	c	d		
1,68E - 7	0,99573	0	0		
$\mu^l = \exp(a \cdot \ln T + b/T + c + d \cdot T^2)$, sendo $\mu^l[\equiv]$ cP, $T[\equiv]$ K					
a	B	c	d		
-1,3460	-8,5E - 10	7,8487	0		
$k^v = a + b \cdot T$, sendo $k^v[\equiv]$ W/m · K, $T[\equiv]$ K					
a	B				
-0,0174	7E - 5				
$k^l = a + b \cdot T$, sendo $k^l[\equiv]$ W/m · K, $T[\equiv]$ K					
a	B				
0,1621	-0,11E - 3				

Dextrose

Pressão de Vapor

A determinação de parâmetros foi realizada, ajustando-se a equação (IV.1) a (IV.8), conforme ilustra a Figura IV. 7.

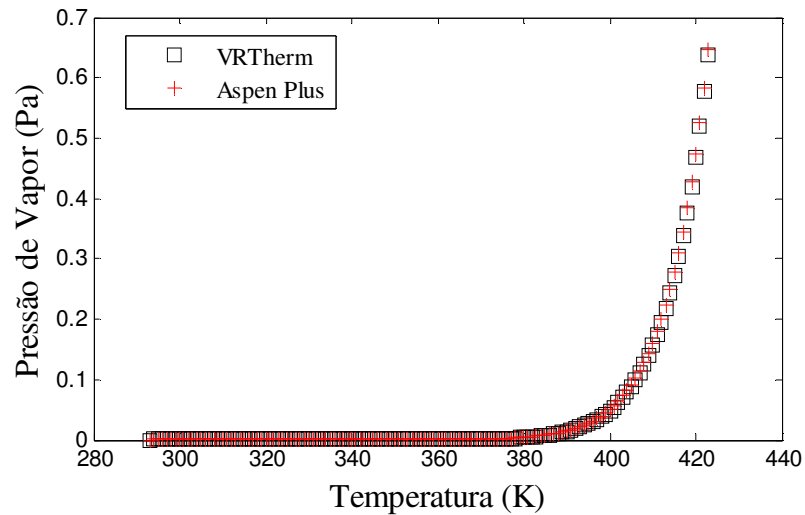


Figura IV. 7: Pressão de vapor da dextrose.

Calor Específico do Gás Ideal

A determinação de parâmetros foi realizada, ajustando-se a equação (IV.2) a (IV.9), conforme ilustra a Figura IV. 8.

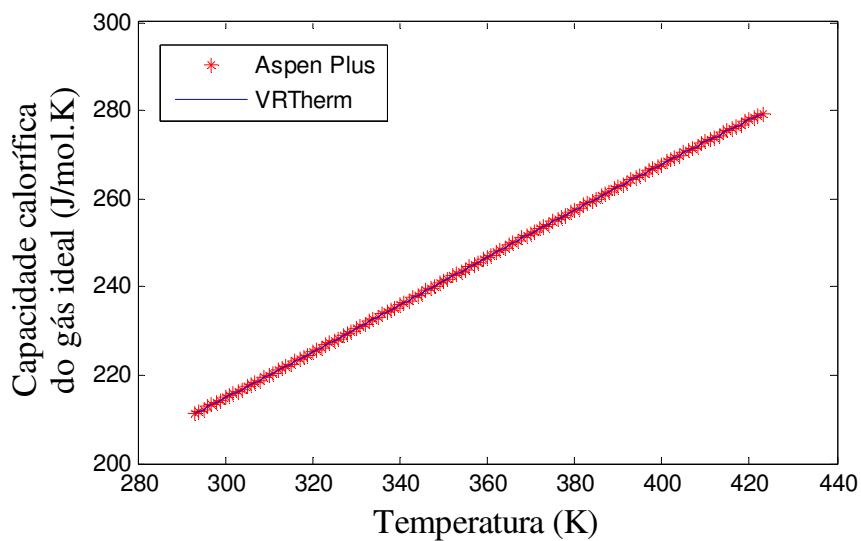


Figura IV. 8: Calor específico da dextrose, considerando-se fase gasosa ideal.

Calor Específico do Líquido

Não foi necessário ajuste, pois a equação que descreve essa propriedade no Aspen é a mesma no VRTherm.

Viscosidade Dinâmica da fase gasosa

Não foi necessário ajuste, pois tanto no VRTherm como no Aspen a correlação usada foi a de Chapman – Enskog – Brokaw, correlação usada para a determinação da viscosidade do vapor do componente puro a baixas pressões.

Viscosidade Dinâmica da fase líquida

A equação que descreve a viscosidade dinâmica da dextrose em sua fase solubilizada foi obtida por simulações realizadas no Hysys. Os dados de viscosidade obtidos nas simulações foram ajustados em um polinômio do terceiro grau.

Condutividade Térmica da fase vapor

Ajustou-se a correlação de Sato-Thodos/DIPPR, equação (IV.5), ao polinômio de terceiro grau, equação (IV.15), conforme ilustra a Figura IV.9.

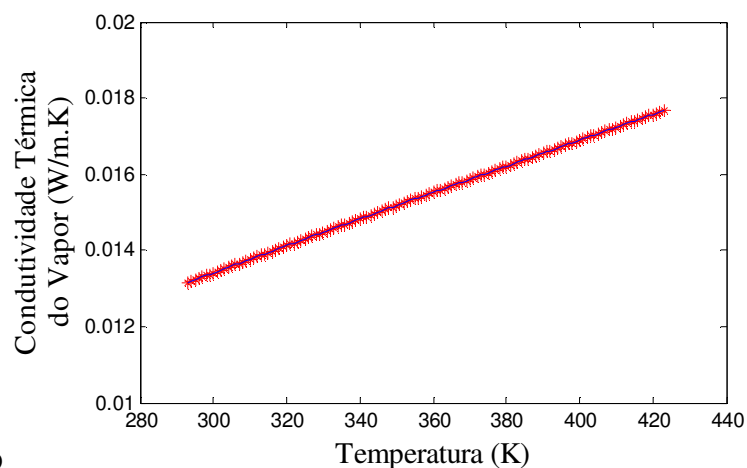


Figura IV. 9

Figura IV. 9: Condutividade térmica da fase vapor da dextrose.

Condutividade Térmica da fase Líquida

Não foi necessário ajuste, pois a equação que descreve essa propriedade no Aspen é a mesma no VRTherm.

A Tabela IV. 3 mostra o conjunto de parâmetros obtidos para cada correlação das propriedades termodinâmicas da dextrose.

Tabela IV. 3: Ajuste de parâmetros das correlações que descrevem algumas propriedades termodinâmicas da dextrose.

$P_v = \exp\left(a \cdot \ln T + \frac{b}{T} + c + d \cdot T^2\right)$, sendo $P_v[\equiv]$ Pa, $T[\equiv]$ K					
a	B	c	d		
-51,2661	-37874	396,3032	1,5713E - 5		
$C_p^{gi} = a \cdot T^3 + b \cdot T^2 + c \cdot T + d$, sendo $C_p^{gi}[\equiv]$ J/mol · K, $T[\equiv]$ K					
a	B	c	d	e	f
3,98E - 7	-0,0011	1,2103	-60,5928		
$C_p^l = a \cdot T^4 + b \cdot T^3 + c \cdot T^2 + d \cdot T + e$, sendo $C_p^l[\equiv]$ J/mol · K, $T[\equiv]$ K					
a	B	c	d	e	
-8,3E - 9	8,5E - 6	-2,99E - 3	1,1404	-13,651	
$\mu^v = \frac{1000 \cdot (a \cdot T^b)}{(1 + c/T + d/T^2)}$, sendo $\mu^v[\equiv]$ cP, $T[\equiv]$ K					
a	B	c	d		
1,23E - 7	0,79443	141,6	0		
$\mu^l = a \cdot T^3 + b \cdot T^2 + c \cdot T + d$, sendo $\mu^l[\equiv]$ cP, $T[\equiv]$ K					
a	B	c	d		
-5E - 8	9E - 5	-0,0566	13,28		
$k^v = a \cdot T^3 + b \cdot T^2 + c \cdot T + d$, sendo $k^v[\equiv]$ W/m · K, $T[\equiv]$ K					
a	B	c	d		
2,935E - 12	-1,3E - 8	6,3131E - 5	0,0041		
$k^l = a + b \cdot T$, sendo $k^l[\equiv]$ W/m · K, $T[\equiv]$ K					
a	B				
0,28498	-0,29E - 3				

Sólidos Dissolvidos

De acordo com o estudo desenvolvido pelo Laboratório Nacional de Energia Renovável (NREL), um conjunto de propriedades físico-químicas e termodinâmicas foram determinadas no simulador Aspen Plus para componentes geralmente encontrados no processo de obtenção do etanol. Dentre os componentes, destaca-se o denominado sólidos dissolvidos. As propriedades que são descritas para essa classe de componentes não considera componentes puros e nem soluções concentradas. A pressão de vapor é baixa o suficiente (o ponto de ebulição é estimado em mais de 800 K), aproximadamente nula, de modo que os sólidos dissolvidos podem ser considerados como não voláteis na faixa de operação dos evaporadores.

Calor Específico do Gás Ideal

A equação usada para determinar o calor específico do gás é a de um polinômio do quarto grau, conforme ilustra a Figura IV. 10.

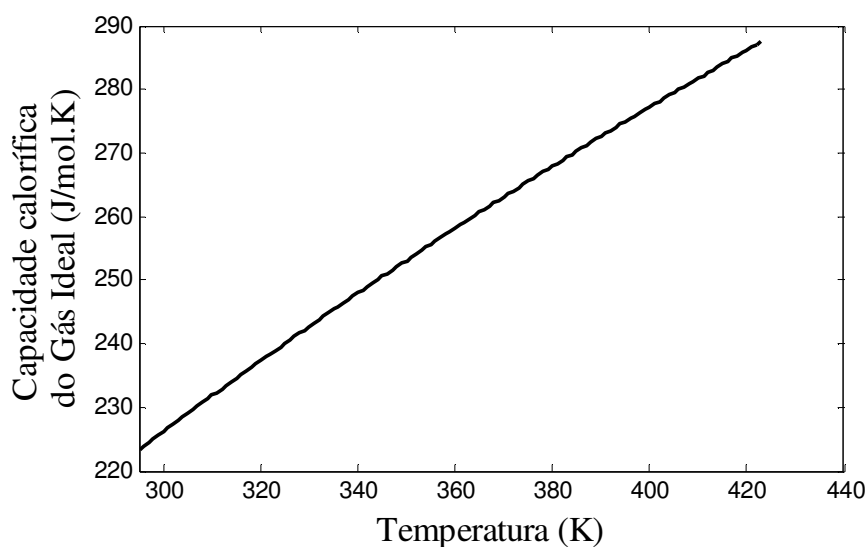


Figura IV. 10: Calor específico da dextrose.

Calor Específico do Líquido

Baseado no estudo do Laboratório NREL, o calor específico dos sólidos dissolvidos na fase líquida é uma constante.

Viscosidade e Condutividade Térmica

As propriedades viscosidade e condutividade térmica, tanto da fase líquida como da fase vapor, não foram determinadas especificamente para os sólidos que estão dissolvidos na fase aquosa. Por estarem em muito menor quantidade que os demais componentes da fase líquida, eles apresentam pouca contribuição para estas propriedades na mistura, sendo desconsiderados para estas propriedades.

A

Tabela IV. 4 mostra o conjunto de parâmetros obtidos para cada correlação das propriedades termodinâmicas dos sólidos dissolvidos.

Tabela IV. 4: Ajuste de parâmetros das correlações que descrevem algumas propriedades termodinâmicas dos sólidos dissolvidos.

$P_v = \exp(a \cdot \ln T + b/T + c + d \cdot T^2)$, sendo $P_v[\equiv] \text{ Pa}$, $T[\equiv] \text{ K}$					
A	B	c	d		
-56,8003	-54802	452,4906	1,0102E - 5		
$C_p^{gi} = a \cdot T^4 + b \cdot T^3 + c \cdot T^2 + d \cdot T + e$, sendo $C_p^{gi}[\equiv] \text{ J/mol} \cdot \text{ K}$, $T[\equiv] \text{ K}$					
A	B	c	d	e	f
-5,65E - 13	2,87E - 7	-8,60E - 4	1,0054	-5,8462	
$C_p^l = a \cdot T^4 + b \cdot T^3 + c \cdot T^2 + d \cdot T + e$, sendo $C_p^l[\equiv] \text{ J/mol} \cdot \text{ K}$, $T[\equiv] \text{ K}$					
a	B	c	d	e	
0	0	0	0	19,095	

Componentes Sólidos Insolúveis

Os componentes sólidos que foram considerados são: celulose, xilana, lignina, celulase, biomassa, enzima e gipsita. De acordo com o estudo realizado pelo Laboratório *National Renewable Energy Laboratory*, as propriedades informadas são a

massa molecular, a variação da entalpia de formação e a correlação para determinação da calor específico do sólido, conforme ilustram as Figuras IV.11 e IV.12.

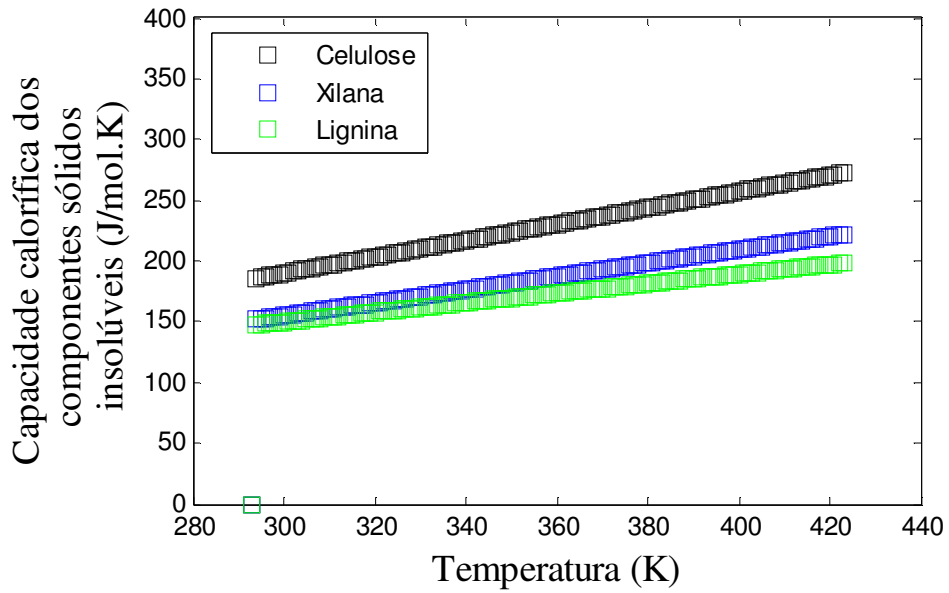


Figura IV. 11: Curva da calor específico dos componentes sólidos.

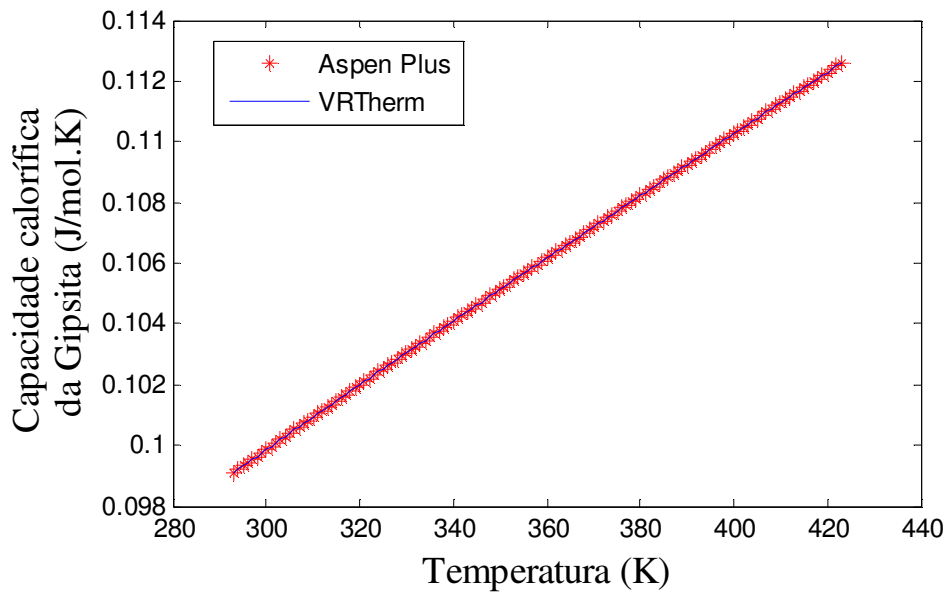


Figura IV. 12: Curva da calor específica da Gipsita.

A Tabela IV.5 mostra o conjunto de parâmetros obtidos para cada correlação das propriedades termodinâmicas dos sólidos insolúveis.

Tabela IV. 5: Correlações que descrevem algumas propriedades termodinâmicas dos componentes sólidos insolúveis.

$C_p^L(\text{Celulose}) = a \cdot T^4 + b \cdot T^3 + c \cdot T^2 + d \cdot T + e$, sendo $C_p^L[\equiv] \text{ J/mol} \cdot \text{K}$, $T[\equiv] \text{ K}$					
a	B	c	d	e	
0	0	0	0,67207	-11,704	
$C_p^L(\text{Xilana}) = a \cdot T^4 + b \cdot T^3 + c \cdot T^2 + d \cdot T + e$, sendo $C_p^L[\equiv] \text{ J/mol} \cdot \text{K}$, $T[\equiv] \text{ K}$					
A	B	c	d	e	
0	0	0	0,54762	-9,5363	
$C_p^L(\text{Lignina}) = a \cdot T^4 + b \cdot T^3 + c \cdot T^2 + d \cdot T + e$, sendo $C_p^L[\equiv] \text{ J/mol} \cdot \text{K}$, $T[\equiv] \text{ K}$					
A	B	c	d	e	
0	0	0	0,394427	31,4317	
$C_p^L(\text{Celulase}) = a \cdot T^4 + b \cdot T^3 + c \cdot T^2 + d \cdot T + e$, sendo $C_p^L[\equiv] \text{ J/mol} \cdot \text{K}$, $T[\equiv] \text{ K}$					
A	B	c	d	e	
0	0	0	0	35,533	
$C_p^L(\text{Biomassa}) = a \cdot T^4 + b \cdot T^3 + c \cdot T^2 + d \cdot T + e$, sendo $C_p^L[\equiv] \text{ J/mol} \cdot \text{K}$, $T[\equiv] \text{ K}$					
A	B	c	d	e	
0	0	0	0	35,91	
$C_p^L(\text{Enzima}) = a \cdot T^4 + b \cdot T^3 + c \cdot T^2 + d \cdot T + e$, sendo $C_p^L[\equiv] \text{ J/mol} \cdot \text{K}$, $T[\equiv] \text{ K}$					
A	B	c	d	e	
0	0	0	0	38,409	
$C_p^L(\text{Gipsita}) = a \cdot T^5 + b \cdot T^4 + c \cdot T^3 + d \cdot T^2 + e \cdot T + f$, sendo $C_p^L[\equiv] \text{ J/mol} \cdot \text{K}$, $T[\equiv] \text{ K}$					
A	B	c	d	e	f
8,03E - 18	-3,91E - 14	7,52E - 11	-7,20E - 8	1,32E - 4	0,065

Capítulo V – Modelos Matemáticos

Este trabalho consiste na proposição de um modelo que descreva bem a operação industrial de evaporadores múltiplos efeitos para a concentração do caldo da cana-de-açúcar, estando no contexto de produção de etanol. O objetivo foi o desenvolvimento de um modelo para o evaporador Robert, muito usado na indústria açucareira. O evaporador Robert, como já descrito, apresenta duas regiões: uma para o aquecimento do caldo, em que há a transferência de calor entre o vapor de aquecimento e a fase líquida, e outra que promove o equilíbrio líquido-vapor e posterior separação de fases. Assim, de modo a estudar melhor este evaporador industrial, foram implementados no EMSO dois modelos de evaporadores, que são o do tipo flash e o do tipo filme descendente. O evaporador do tipo flash possibilita avaliar o equilíbrio líquido-vapor na região de vapor no evaporador Robert, bem como o evaporador do tipo filme descendente permite o estudo do fenômeno de troca térmica similar ao que ocorre no interior dos tubos da calandra do evaporador Robert.

Classificação das variáveis dos modelos

As variáveis do modelo podem ser classificadas como de entrada, de estado e de saída. As variáveis de entrada são as que definem a operação do processo, podendo ser usadas para perturbá-lo. As variáveis de estado são as variáveis que definem plenamente o processo, sendo descritas geralmente em balanços de massa e de energia. Os parâmetros são as grandezas que completam os modelos de processo e que não variam durante a simulação. Já as variáveis de saída são as escolhidas para serem usadas na análise do processo, podendo ser as próprias variáveis de estado como também o resultado de um cálculo realizado com estas.

O modelo do evaporador é um modelo teórico. No entanto, são necessárias correlações empíricas para a determinação das propriedades termodinâmicas e físicas de cada um dos componentes do caldo da cana. É um modelo composto por equações diferenciais ordinárias de 1ª ordem. Além disso, os modelos podem ser classificados como concentrados ou distribuídos, caso as variações espaciais sejam desprezíveis ou não, respectivamente e as propriedades variem ou não com a posição. Contudo, são modelos dinâmicos, pois apresentam variação com o tempo.

A simulação dos modelos desenvolvidos foi realizada no simulador EMSO. A rotina de integração numérica que foi utilizada no EMSO foi o método de retrodiferenciação “MEBDF” para a resolução dos sistema de equações.

No modelo do evaporador, as equações diferenciais geralmente se originam dos balanços de massa e de energia. As equações algébricas são as correlações para o cálculo das propriedades físicas e termodinâmicas do caldo, além das relações entre massa, volume e densidade e relações de equilíbrio termodinâmicas.

Para resolver as equações algébrico-diferenciais, deve-se saber sobre o índice do sistema e sobre a consistência das condições iniciais. O índice do sistema de equações algébrico-diferenciais é o número de vezes que todo ou parte do sistema deve ser diferenciado em relação ao tempo para converter o sistema em um conjunto de EDOs de 1ª ordem explícitas. Geralmente sistemas de alto-índice são reescritos em formulação de índice-1 e são resolvidos por códigos de integração como DASSL e DASSLC. O conjunto de equações que será apresentado compõe um sistema de índice-1 (BISCAIA Jr., 2003).

Desenvolvimento dos modelos matemáticos

Este capítulo tem por objetivo a descrição do modelo matemático de um evaporador do tipo *Robert*, muito utilizado na indústria açucareira. Dois modelos matemáticos foram desenvolvidos para esse evaporador: o modelo concentrado e o distribuído, sendo a transferência de calor descrita em ambos os casos. Com o propósito de comparações, outros dois modelos de evaporadores foram desenvolvidos: do tipo *flash* e do tipo filme descendente.

V.1 Evaporador do tipo Flash e Filme Descendente

O evaporador do tipo Flash pode ser representado pela Figura V.1.

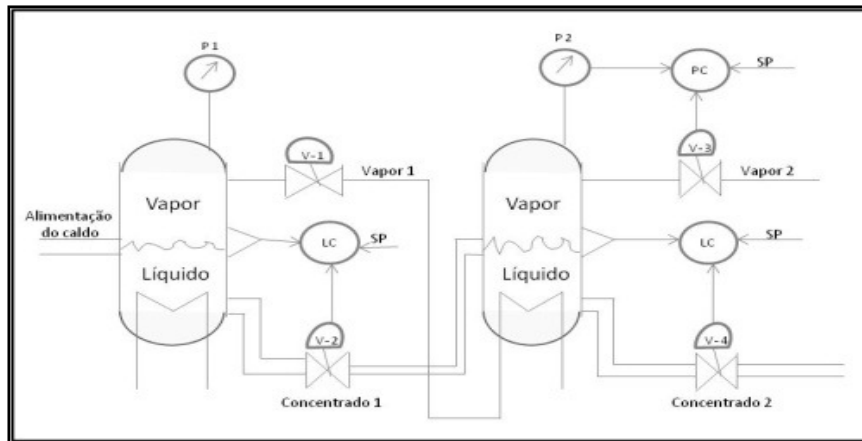


Figura V. 1: Esquema de uma série de dois evaporadores do tipo Flash.

As equações matemáticas que descrevem a dinâmica dos evaporadores de múltiplos efeitos do tipo Flash levam em conta as seguintes considerações:

- o evaporador modelado é um vaso cilíndrico, vertical, sendo energia fornecida ao sistema;
- a corrente de alimentação representa o caldo clarificado da cana, que será concentrado no processo de evaporação;
- o caldo da cana-de-açúcar é formado por componentes líquidos, sólidos solúveis (inclusos na fração líquida do caldo) e também por uma fração de sólidos insolúveis;
- considera-se mistura perfeita entre os diferentes componentes do caldo da cana-de-açúcar no vaso de Flash.

Já o evaporador do tipo Filme Descendente está representado na Figura V.2.

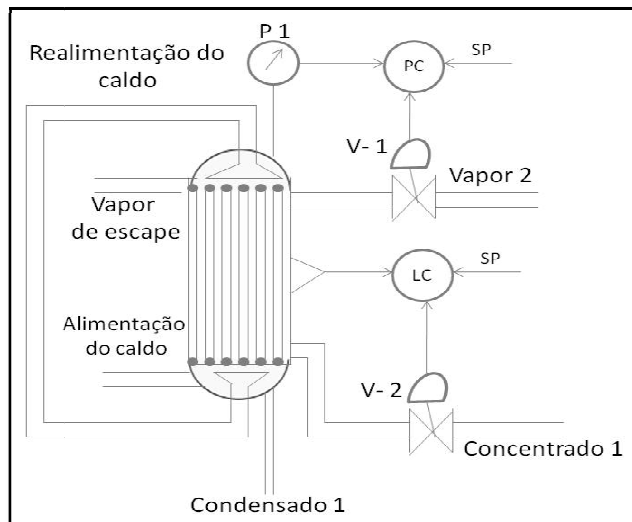


Figura V. 2: Esquema de um único efeito do evaporador Filme Descendente.

A operação do evaporador representado pela Figura V.2 consiste na alimentação de caldo na base do evaporador, que ascende até o nível constante especificado pelo set point do controlador de nível. O caldo é recirculado continuamente pela parte superior do evaporador, descendo sob a ação da força gravitacional sobre a superfície externa dos tubos, na forma de película.

A diferença mais pronunciada entre os evaporadores do tipo *Flash* e do tipo *Filme Descendente* reside na configuração dos evaporadores e no mecanismo de transferência de calor.

O evaporador do tipo *Flash* consiste em um vaso cilíndrico, que recebe calor de uma fonte externa, em que a mistura heterogênea do caldo é alimentada continuamente. O vapor é condensado em serpentina, vaporizando parte da alimentação líquida, resultando no produto de topo, enquanto o produto líquido é retirado pelo fundo. A retirada de produto vapor é manipulada por controlador de pressão do tambor e o produto líquido é descarregado mediante o controle de nível. A fim de se modelar esse sistema, considera-se a mistura perfeita, sendo toda a mistura aquecida igualmente até que seja atingida a temperatura de ebulição da mesma. Assim, o equilíbrio termodinâmico é estabelecido entre as fases vapor e líquida. Os componentes que contribuem para o equilíbrio líquido-vapor são os componentes líquidos e sólidos dissolvidos.

As equações que compõem o modelo matemático e que são comuns aos modelos dos dois evaporadores seguem:

✓ Balanço de massa por componente líquido e sólido dissolvido

$$\frac{dn_i}{dt} = F_0(1 - u_0)z_i - F(1 - u)x_i - F_v y_i, \quad i = 1, 2, \dots, NComp \quad (V.1)$$

A equação anterior representa a variação temporal do número de mols de cada um dos $NComp$ componentes presentes no líquido e sólido dissolvido, sendo z_i , x_i e y_i as frações molares do i -ésimo componente na alimentação e nas fase líquida e vapor, respectivamente. Nota-se que a vazão molar na entrada e na saída do evaporador desconsidera a fração de sólidos não solúveis (u_0 e u , respectivamente). Como há o aquecimento do caldo, ocorre ebulição da mistura com a formação de duas fases, gerando duas correntes na saída, uma de líquido contendo sólidos solúveis e não dissolvidos e outra de vapor.

✓ Balanço molar por componente sólido insolúvel

$$\frac{dns_i}{dt} = F_0 u_0 w_{0i} - F u w_i, \quad i = 1, 2, \dots, NSol \quad (V.2)$$

O balanço acima descreve a variação temporal de cada um dos $NSol$ componentes sólidos não solúveis. As vazões molares na entrada e na saída do evaporador só consideram a fração de sólidos não solúveis, u_0 e u , respectivamente, com as respectivas frações molares dos componentes, w_{0i} e w_i . A fração de sólidos é calculada a partir da razão entre o número de mols global da fase sólida e a soma entre o número de mols das fases líquida e sólida. Nesse caso, como está sendo considerado que esta parcela de sólidos não se solubiliza na fase líquida, não há mudança de fase ou transferência de massa entre as fases.

✓ Balanço de energia

$$\frac{dE}{dt} = F_0(1 - u_0)h_0 + F_0 u_0 h_{s0} - F(1 - u)h_L - F_v h_v - F u h_s + Q \quad (V.3)$$

A taxa de acúmulo de energia no sistema é determinada a partir da contribuição da entalpia da corrente líquida contendo sólidos dissolvidos, da entalpia da corrente de

sólidos que são insolúveis na fase líquida, da taxa de transferência de calor envolvida no processo e das entalpias das correntes de saída do processo que são: corrente de vapor, de sólidos insolúveis e de líquido.

Além das equações diferenciais de primeira ordem, o modelo matemático do Flash conta com equações algébricas, expressas pelas Equações V.4 a V.7.

- ✓ Acúmulo de massa dos componentes líquidos e sólidos dissolvidos

$$n_i = N_L x_i + N_v y_i, i = 1, 2, \dots, NComp \quad (V.4)$$

- ✓ Acúmulo de massa dos componentes sólidos insolúveis

$$n_{S_i} = N_S w_i, i = 1, 2, \dots, NSol \quad (V.5)$$

- ✓ Acúmulo de energia

$$E = N_L h_L + N_v h_v + N_S h_S - PV \quad (V.6)$$

- ✓ Volume de caldo

$$V = N_L v_L + N_v v_v + N_S v_S \quad (V.7)$$

A restrição algébrica, representada pela Equação V.4, determina o número de mols de cada componente líquido ou sólido dissolvido a partir da fração molar de cada componente nas fases líquida e vapor, sendo N_L o número de mols da fase líquida, N_v o número total de mols da fase vapor. De forma equivalente, tem-se o número de mols de cada componente da fase sólida não dissolvida, onde N_S é o número total de mols desta fase.

Em relação ao balanço de energia, a restrição algébrica, expressa pela Equação V.6, corresponde à energia interna do sistema, obtida pelo produto do número de mols totais de cada uma das fases e suas entalpias específicas. Essa restrição depende também da pressão e do volume do evaporador que é conhecido e deve ser igual à soma do produto entre o número de mols total de cada fase e o volume molar de cada fase. O volume é definido pela equação V.7.

O equilíbrio térmico, mecânico e químico, respectivamente, entre as fases líquida e vapor são garantidos segundo as igualdades representadas pelas Equações V.8 a V.10.

$$T_v = T_L \quad (\text{V.8})$$

$$P_v = P_L \quad (\text{V.9})$$

$$\phi_i^L x_i = \phi_i^v y_i, i=1, 2, \dots, NComp \quad (\text{V.10})$$

Em que ϕ_i^L e ϕ_i^v são os coeficientes de fugacidade do i -ésimo componente nas fases líquida e vapor, respectivamente.

De modo a garantir que haja a concentração do caldo em todos os evaporadores que compõem o múltiplo efeito, apesar de o vapor transferido de um evaporador a outro estar na temperatura de equilíbrio, é necessário que haja uma queda de pressão entre os efeitos, sendo representada pela expressão V.11.

$$\Delta P = P_0 - P \quad (\text{V.11})$$

Outra característica dos modelos é a presença de um sistema de controle *feedback*, em que a ação corretiva não é imediata, uma vez que só há a ação corretiva do controlador quando há desvio da variável controlada. O controle do nível foi considerado em cada evaporador e o controle de pressão foi apenas considerado no último evaporador. A pressão nos demais evaporadores é dada pela queda de pressão. Ambos os controles, de nível e de pressão, são do tipo proporcional-integral (PI). O controlador PI calcula inicialmente o “erro” entre a variável controlada (medida no processo) e o seu valor desejado (*setpoint*), e em função deste “erro” gera um sinal de controle, de forma a eliminar este desvio. As equações básicas de representação desse controle estão descritas a seguir.

✓ Equação do controlador PI

$$u(t) = K_P \cdot e(t) + \frac{K_P}{\tau_I} \cdot \int e(t) \cdot dt + u_0 \quad (\text{V.12})$$

A primeira parcela da Equação V.12 é proporcional ao erro, ou seja, o sistema de controle é capaz de interromper o aumento do erro e estabilizar a variável controlada (pressão ou nível). A segunda parcela da Equação V.12 refere-se à ação integral, acarretando a eliminação do erro em regime permanente (*offset*).

As variáveis controladas nos evaporadores de múltiplos efeitos são a pressão do último efeito e o nível em cada um dos efeitos. Usualmente as variáveis são normalizadas, utilizando-se os valores máximo e mínimo aceitáveis da própria variável. As expressões para a normalização das variáveis mencionadas são representadas pelas Equações V.13 e V.14.

✓ Normalização das variáveis controladas

$$P_n = \frac{P_{SP} - P_{min}}{P_{max} - P_{min}} \quad (V.13)$$

$$L_n = \frac{L_{SP} - L_{min}}{L_{max} - L_{min}} \quad (V.14)$$

O modelo dos evaporadores do tipo Flash e Filme Descendente apresentam ainda equações adicionais, expostas a seguir, pelas Equações V.15 a V.24.

✓ Fração de sólidos (*frac*)

$$\left| \frac{frac}{NL+NS} = \frac{NS}{NL+NS} \right. \quad (V.15)$$

✓ Fração molar (restrição)

$$\sum_i^{NComp} x_i = 1,0 \quad (V.16)$$

$$\sum_i^{NComp} y_i = 1,0 \quad (V.17)$$

$$\sum_i^{NComp} w_i = 1,0 \quad (V.18)$$

✓ Razão de vaporização (*vfrac*)

$$vfrac = \frac{F_V}{F_0} \quad (V.19)$$

✓ Fração vaporizada (*vMfrac*)

$$vMfrac = \frac{NV}{NL+NV+NS} \quad (V.20)$$

✓ Volume molar de líquido (*vL*)

$$vL = f(T, P, x) \quad (V.21)$$

✓ Volume molar de vapor (*vV*)

$$vV = f(T, P, y) \quad (V.22)$$

✓ Volume molar de sólido (*vS*)

$$vS = f(T, P, w) \quad (V.23)$$

✓ Elevação do Ponto de Ebulição (EPE)

$$EPE = T - T_{sat}(P) \quad (V.24)$$

Transferência de calor no Filme Descendente

Com a ocorrência do fenômeno físico de evaporação do caldo, a transferência de calor é estabelecida entre o caldo e o vapor que são alimentados ao sistema. No evaporador do tipo filme descendente, a transferência de calor se desenvolve por convecção devido ao escoamento do caldo, do vapor, e pela condução devido à espessura da parede dos tubos. Neste evaporador, considerou-se que o vapor preenche totalmente o interior dos tubos e o caldo desce pela parede externa dos mesmos. Esta

decisão foi baseada no que diz a literatura, uma vez que este tipo de evaporador admite tanto vapor no interior dos tubos como no casco. Contudo, o mais comum é que o vapor circule pelo casco, enquanto o caldo (fluido de menor pureza, mais viscoso) escoe pelo interior dos tubos. Como o caldo é menos puro que o vapor d'água, a tendência é que o mesmo passe pelo interior dos tubos, uma vez que a limpeza é de mais fácil realização pelos tubos.

A fim de determinar o coeficiente de película para a **fase vapor**, considerou-se escoamento turbulento. Como o vapor escoar no interior de tubos circulares, correlações empíricas foram desenvolvidas para a descrição deste tipo de escoamento na geometria cilíndrica. Uma expressão clássica para a determinação do número de Nusselt local para escoamento turbulento completamente desenvolvido (hidrodinâmica e termicamente) em tubos circulares lisos pode ser obtida a partir da equação de Colburn, (PERRY, 2009), vista na Equação V.25.

$$Nu_D = 0,023 \cdot Re_D^{\frac{4}{5}} \cdot Pr^{\frac{1}{3}} \quad (V.25)$$

ou de forma mais genérica pela equação de Dittus-Boelter, PERRY (2009), vista na Equação V.26.

$$Nu_D = 0,023 \cdot Re_D^{\frac{4}{5}} \cdot Pr^n \quad (V.26)$$

em que n pode assumir valores distintos, dependendo do fenômeno que está ocorrendo. O valor de n é igual a 0,4 para aquecimento ($T_{sat} > T_{média}$) e 0,3 para resfriamento ($T_{sat} < T_{média}$). As correlações expostas acima tem sido confirmadas experimentalmente para o seguinte conjunto de condições:

$$0,6 \leq Pr \leq 160$$

$$Re_D \geq 10000$$

$$\frac{L}{D} \geq 10$$

As equações podem ser usadas para diferenças de temperatura ($T_{sat} - T_{média}$) de pequenas a moderadas, com todas as propriedades sendo avaliadas na temperatura

média. A temperatura média é obtida pela diferença entre a temperatura da parede do tubo e a temperatura do seio da solução. Para escoamentos caracterizados por grandes variações em suas propriedades, a equação de Sieder-Tate, PERRY (2009), é recomendada.

$$Nu_D = 0,027 \cdot Re_D^{\frac{4}{5}} \cdot Pr^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu_b}{\mu_s}\right)^{0,14} \quad (V.27)$$

A equação de Sieder-Tate descreve bem os fenômenos para as seguintes condições: $0,7 \leq Pr \leq 16700$, $Re_D \geq 10000$ e $\frac{L}{D} \geq 10$.

Todas as propriedades, exceto μ_s , são avaliadas na temperatura média. Para uma boa aproximação, as correlações mencionadas anteriormente podem ser aplicadas para temperatura da superfície e fluxo de calor uniformes.

O evaporador modelado do tipo Filme Descendente apresenta o escoamento do vapor no interior dos tubos. Assim, considerou-se escoamento turbulento, plenamente desenvolvido. Dentre as correlações expostas, a equação utilizada foi a equação de Dittus-Boelter, Equação V.26, para o caso em que haverá condensação do vapor através de uma fina camada sobre a superfície interna do tubo, ou seja, $n = 0,3$. Além disso, cabe ressaltar que as propriedades usadas na correlação são referentes à fase vapor. Pelo desenvolvimento da Equação de Dittus-Boelter no trabalho, usou-se a Equação V.28, mostrada a seguir.

Cabe ressaltar que as correlações usadas para a determinação dos coeficientes de película das fases vapor e líquida são correlações simples, descrevendo de maneira não rigorosa o fenômeno. As alternativas mais adequadas seria a aplicação de correlações que descrevessem a convecção com ebulição ou considerar duas regiões no interior dos tubos: uma de aquecimento (envolvendo a ebulição) e outra de evaporação. Contudo, o objetivo deste trabalho foi fazer uma análise geral e simplificada da transferência de calor, adotando-se que os tubos da calandra do evaporador estão completamente preenchidos por caldo, não havendo duas regiões separadas no interior dos tubos, uma de aquecimento e outra de evaporação.

✓ Coeficiente de película do lado do vapor h_i (região interna dos tubos)

$$h_i = 0,023 \cdot \frac{K_V}{D_i} \cdot \left(\frac{D_i \cdot F_{V0}}{A_{Stubo} \cdot \mu_V} \right)^{0,8} \cdot \left(\frac{C_{PV} \cdot \mu_V}{K_V} \right)^{0,3} \quad (V.28)$$

em que A_{Stubo} é a área da seção transversal interna de cada tubo do evaporador. As propriedades condutividade térmica da fase vapor, viscosidade dinâmica da fase vapor e calor específico da fase vapor são determinadas por correlações empíricas, funções da temperatura, pressão e composição do vapor alimentado.

Em relação à fase líquida, que é alimentada na região exterior ao feixe de tubos, a correlação empírica de Hilpert, (PERRY, 2009), foi utilizada (Equação V.29). Essa correlação tem a vantagem de ser aplicada a condições globais médias. O cálculo do coeficiente de película para a fase líquida, através desta correlação, é baseado na Teoria de Nusselt.

$$\overline{Nu}_D = \frac{\bar{h} \cdot D}{k} = C \cdot Re_D^m \cdot Pr^{1/3} \quad (V.29)$$

sendo largamente aplicada para $Pr \geq 0,7$.

Como o caldo escoava externamente a tubos cilíndricos e, considerando que o caldo ferve na região externa dos tubos, foi considerado regime turbulento, sendo os coeficientes utilizados foram $C = 0,039$ e $m = 0,8$, segundo PERRY (2009). Pelo desenvolvimento da Equação V.29 no trabalho, obteve-se a Equação V.30, mostrada a seguir.

✓ Coeficiente de película do lado do caldo h_c (região externa dos tubos)

$$h_c = \frac{0,037}{H} \cdot Re_C^{0,8} \cdot Pr_C^{0,33} \cdot K_C \quad (V.30)$$

As expressões que são usadas para o cálculo dos números de Reynolds e Prandtl são mostradas pelas Equações V.31 e V.32, a seguir.

$$Re_C = \frac{F_0 \cdot (1 - frac) \cdot D_i}{\mu_C \cdot A_{ST}} \quad (V.31)$$

$$Pr_C = \frac{c_{PC} \cdot \mu_C}{K_C} \quad (V.32)$$

O coeficiente de película referente ao escoamento do caldo foi determinado ao longo do comprimento do tubo. Uma vez que a parte externa dos tubos não é molhada totalmente com caldo, a equação que determina o nível pode ser representada pela Equação V.33, a seguir.

$$H = \frac{(NL \cdot vL + NS \cdot vS)}{A_{ST}} \quad (V.33)$$

Na Equação V.33, o nível de caldo é função do número de mols e do volume molar da fase líquida e da fase sólida, bem como da área da seção transversal do evaporador, excluindo-se a área referente ao interior dos tubos. A expressão V.34, a seguir, descreve a área da seção transversal do evaporador.

$$A_{ST} = \frac{\pi}{4} \cdot (D^2 - N_t \cdot D_e^2) \quad (V.34)$$

As propriedades condutividade térmica, viscosidade dinâmica e calor específico do caldo são determinadas por correlações empíricas que são função da temperatura, da pressão, e da composição de componentes líquidos, sólidos dissolvidos e sólidos insolúveis presentes no caldo.

A equação básica para o projeto de um trocador de calor é dada pela Equação V.35, representada abaixo.

✓ Energia envolvida na troca térmica (Q)

$$Q = UA_t(T_{vap} - T) \quad (V.35)$$

Pela Equação V.35, a taxa de calor transferida ao sistema é determinada a partir do coeficiente global de transferência de calor entre o caldo e o vapor inserido no sistema, U , a área de troca térmica, A_t , e a diferença entre a temperatura do vapor saturado que é inserido no sistema (T_{vap}) e a temperatura no evaporador (T).

A área de troca térmica é função do número de tubos, N_t , do diâmetro externo dos tubos, D_e , e do nível do caldo no evaporador, H , sendo determinada pela Equação V.36 a seguir.

$$A_t = N_t \pi D_e H \quad (\text{V.36})$$

O coeficiente global de transmissão de calor está relacionado aos coeficientes individuais de película. Sabendo-se as propriedades do vapor, do caldo e as dimensões do evaporador, é possível determinar a energia envolvida na troca térmica. Para a determinação do coeficiente global de transferência de calor, há a contribuição do caldo da cana, do vapor e da resistência da parede do tubo. Assim, o coeficiente global de transferência de calor, baseado na área externa da superfície de troca térmica, é determinado pela Equação V.37.

$$U = \frac{1}{R_w + \frac{D_e}{h_i D_i} + \frac{D_e l v}{D_i} + I_c + \frac{1}{h_c}} \quad (\text{V.37})$$

V.2 Evaporador do tipo Robert

No evaporador tipo Robert, que é um evaporador muito utilizado para a concentração do caldo da cana na indústria do ramo sucroalcooleiro, há um feixe de tubos verticais em seu interior por onde escoo o caldo de maneira ascendente e no centro do evaporador há um tubo central de maior diâmetro que os demais por onde escoo o concentrado.

No lado do casco, há a entrada de vapor saturado, sendo realizada a troca térmica entre o caldo no interior dos tubos e o vapor do lado externo. O esquema do evaporador Robert é mostrado na Figura V. 3:3.

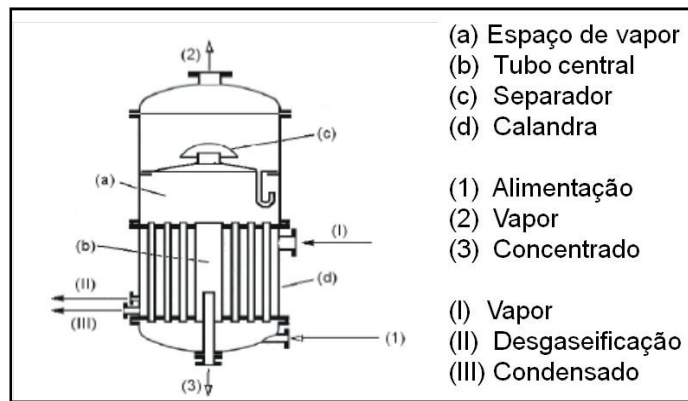


Figura V. 3: Esquema de um único efeito do evaporador Robert.

Segundo PACHECO & KUROKAWA (2004), o evaporador Robert é largamente utilizado na indústria sucroalcooleira para a concentração de caldo de cana, sendo a estimativa de que sejam evaporadas 20 milhões de toneladas de água por safra brasileira. O caldo é continuamente alimentado e extraído concentrado pela evaporação de parte da água, sendo a energia necessária fornecida pela condensação de vapor d'água na parte externa dos tubos de circulação de caldo.

Embora tenha geometria simples, o funcionamento deste evaporador é complexo. No início da operação, o caldo é inserido no interior dos tubos até uma altura intermediária. Aquecido pelo vapor, esse caldo começa a formar bolhas, que tornam a coluna em seu interior composta por duas fases, a do líquido e a do seu vapor, este com densidade inferior àquela do tubo central. Isso fornece a força motriz para a circulação do fluido ascendente nos tubos e descendente no tubulão central.

Há várias formas de se interpretar como o caldo se comporta no interior dos tubos do evaporador Robert. Uma delas é considerar a formação de duas regiões no interior de cada tubo: uma zona de aquecimento de altura HA e uma zona de evaporação de altura HV. Contudo, neste trabalho, segundo JESUS (2004), considerou-se que o tubo está completamente preenchido pelo líquido em ebulição. Desta forma, a descrição do fenômeno de transferência de calor foi simplificado, não sendo consideradas as zonas de aquecimento e de evaporação no interior dos tubos.

A modelagem desenvolvida para o evaporador Robert possui algumas peculiaridades em relação à modelagem dos demais.

A fim de se descrever matematicamente o fenômeno de evaporação pelo evaporador Robert, foram feitas as seguintes considerações:

- A vazão de caldo que alimenta o evaporador Robert se divide igualmente pelo número especificado de tubos na calandra.
- A taxa de transferência de calor é a mesma em todos os tubos.
- No interior dos tubos só há o fenômeno físico de aquecimento do caldo.
- Na saída dos tubos, sobre a superfície espelhada, ocorre um flash, havendo a separação de fases.
- O caldo concentrado é direcionado, pela ação da gravidade, ao tubo central, e o vapor formado ascende, saindo pelo topo, sem arraste de líquido.
- Todo o vapor que circula pela calandra, externamente aos tubos, sai na forma condensada.
- Considera-se a temperatura externa dos tubos uniforme, ou seja, invariável com o comprimento do tubo ou radialmente.
- Os balanços de massa e de energia na calandra são calculados no estado estacionário.

As equações do modelo matemático para esse evaporador estão descritas a seguir.

Calandra

✓ Balanço de massa

$$F_i \cdot N_t = F_0 \quad (\text{V.38})$$

$$F = F_0 \quad (\text{V.39})$$

$$z = z_0 \quad (\text{V.40})$$

$$w = w_0 \quad (\text{V.41})$$

$$frac = frac_0 \quad (\text{V.42})$$

✓ Balanço de energia

$$h = (1 - \beta) \cdot h_L + \beta \cdot h_V \quad (\text{V.43})$$

$$F \cdot (1 - frac_0) \cdot h_0 + F \cdot frac_0 \cdot h_{s0} = F \cdot (1 - frac) \cdot h + F \cdot frac \cdot h_s - Q \quad (\text{V.44})$$

- ✓ Energia envolvida na troca térmica (Q)

$$Q = U \cdot A_t \cdot (T_V - T) \quad (\text{V.45})$$

$$Q \cdot N_t = F_V \cdot (h_V - h) \quad (\text{V.46})$$

- ✓ Coeficiente de película do lado do caldo h_C (região interna dos tubos na calandra)

$$h_C = \frac{0,023}{H} \cdot Re_C^{0,8} \cdot Pr_C^{0,33} \cdot K_C \quad (\text{V.47})$$

As expressões que são usadas para o cálculo dos números de Reynolds e Prandtl são mostradas pelas Equações V.48 e V.49, a seguir.

$$Re_C = \frac{F_0 \cdot (1 - frac) \cdot D_i}{\mu_C \cdot A_{ST}} \quad (\text{V.48})$$

$$Pr_C = \frac{c_{PC} \cdot \mu_C}{K_C} \quad (\text{V.49})$$

A Equação V.50, a seguir, representa a área da seção transversal de cada tubo do evaporador.

$$A_t = \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 \quad (\text{V.50})$$

As propriedades condutividade térmica, viscosidade dinâmica e calor específico do caldo são determinadas por correlações empíricas que são função da temperatura, da pressão, e da composição de componentes líquidos, sólidos dissolvidos e sólidos insolúveis presentes no caldo.

A fim de investigar a variação da temperatura ao longo do comprimento dos tubos da calandra, recorreu-se ao uso da linguagem objeto-orientada do EMSO que permite a modulação dos modelos em relação às equações. Cada um dos tubos foi dividido em N_{seg} segmentos. Cada segmento foi modelado como se fosse um tubo

propriamente dito da calandra. Ou seja, o modelo de um tubo foi acoplado Nseg vezes. Dessa forma, foi realizada a discretização da calandra.

Região de vapor (separação de fases)

Assim como para os evaporadores do tipo Flash e Filme Descendente, o conjunto de equações usadas para a descrição da região de separação de fases (denominada região de vapor) no evaporador do tipo Robert está representado pelas Equações V.1 a V.24, já mostradas anteriormente.

Implementação no EMSO do modelo do evaporador Robert

A simulação dos modelos desenvolvidos foi realizada pelo uso do simulador de processos EMSO (*Environment for Modeling, Simulation and Optimization*). A linguagem usada nesse simulador é uma linguagem objeto-orientada que permite ao usuário desenvolver modelos complexos pela composição de modelos mais simples. Uma das vantagens do EMSO é a sua característica modular em relação às equações do modelo. Neste trabalho também foi usado o VRTherm que é um *software* capaz de prever propriedades termodinâmicas e físicas de misturas complexas.

A característica do EMSO em relação à composição de modelos está representada pela Figura V. 4.

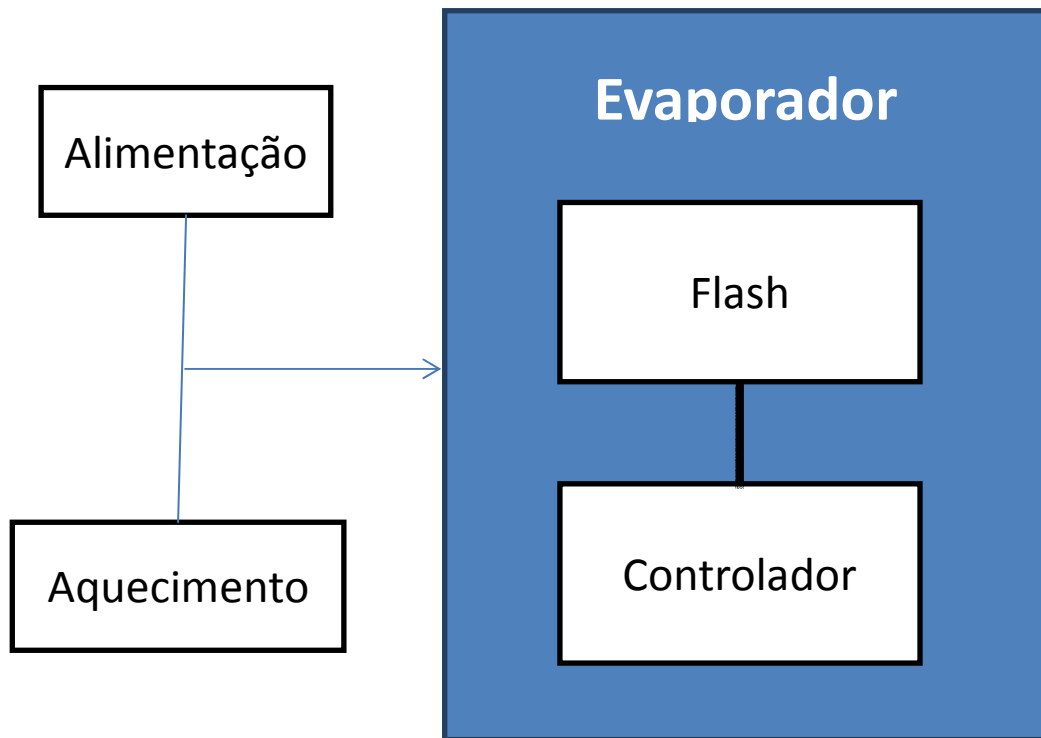


Figura V. 4: Esquema de simulação do evaporador Robert no EMSO.

Evaporador Robert em série de quatro evaporadores

A fim de simular e realizar a otimização de quatro evaporadores cujo número de efeitos é bastante aplicado em âmbito industrial, não foi realizada a modelagem rigorosa em relação ao fenômeno de transferência de calor. De modo a simplificar a descrição deste fenômeno, utilizou-se a correlação empírica mencionada no trabalho de JESUS (2004) para estimar o coeficiente global de transferência de calor de evaporadores, que depende da temperatura e concentração de sólidos do caldo. A seguir está a Equação V.51 para a determinação do coeficiente global de troca térmica, não sendo mais determinados o coeficiente de película para o interior dos tubos (que contêm o caldo) nem o coeficiente referente à condução do calor que ocorre através da espessura da parede dos tubos da calandra.

$$U = 0,465 \cdot \frac{T}{x_{sac}} \quad (V.51)$$

A Equação V.75 foi empregada no trabalho desenvolvido por JESUS (2004), a partir da consulta em VAN DER POL et al., que sugere esta Equação para estimar o

coeficiente de troca térmica dos evaporadores. Neste trabalho, esta equação foi apenas empregada para a simulação de quatro efeitos de evaporadores, que foi realizada com evaporadores Robert. Nas demais simulações, foram considerados apenas dois efeitos, os três tipos de evaporadores e a Teoria de Nusselt para a determinação do coeficiente global de transferência de calor. Comparando-se os coeficientes de transferência de calor obtidos pelo uso da Equação V.51 e pela Teoria de Nusselt, observa-se que o obtido pela Equação é uma ordem de grandeza maior que o obtido pela Teoria de Nusselt, porém esta diferença não impacta substancialmente na concentração de sacarose na saída do primeiro efeito. Observa-se, para as duas formas de cálculo do coeficiente global de transferência de calor, que o primeiro evaporador atua como um pré-aquecedor, embora não seja esperado este comportamento, uma vez que a carga já é alimentada considerando-se aquecimento prévio da mesma.

Capítulo VI – Resultados e Discussões

Os evaporadores foram simulados como um único efeito e em série, contemplando dois efeitos. A alimentação dos evaporadores de único efeito são compostas por 10 (dez) componentes líquidos e/ou sólidos solúveis, incluindo a sacarose, dextrose e sólidos dissolvidos e também pela corrente contendo 7 (sete) componentes sólidos insolúveis. Cabe mencionar que a simulação para 4 (quatro) evaporadores em série foi realizada com o modelo mais simplificado para a descrição do fenômeno de transferência de calor, com o objetivo apenas de estudar a condição ótima ou a que mais se aproximava da ótima no processo de evaporação.

Todas as simulações, para todos os evaporadores, e independente de estarem em série ou não, representaram o tempo de operação dos evaporadores em, aproximadamente, 2 (duas) horas.

De acordo com o trabalho desenvolvido por JESUS (2004), a pressão e a temperatura na alimentação do caldo em uma série de evaporadores são de aproximadamente 1,7 bar e 388,65K. Esses valores foram usados como especificação das condições de alimentação do caldo.

Segundo o trabalho de DIAS (2008), que realizou a simulação em Hysys de uma biorrefinaria, incluindo os processos de produção de etanol de primeira e segunda gerações, a variação de temperatura e pressão ao longo dos efeitos é mostrada na Tabela VI. 1, a seguir.

Tabela VI. 1: Dados da simulação do processo de geração de etanol, realizada por DIAS (2008).

Produção de etanol de 1ª geração					
	1	2	3	4	5
Temperatura (K)	388,65	381,95	373,75	356,95	337,73
Pressão (kPa)	169,6	135,4	101	52,90	20
Produção de etanol de 2ª geração					
Temperatura (K)	388,55	381,95	373,75	356,98	337,54
Pressão (kPa)	169,6	135,4	101	83,83	20

Todas as simulações realizadas neste trabalho tiveram dados de planta industrial como informações de entrada e de dimensionamento dos equipamentos. Estes dados foram obtidos pelos trabalhos de DIAS (2008) e JESUS (2004), além de informações obtidas em HUGOT (1969). Não foi realizada a validação dos modelos desenvolvidos com resultados obtidos industrialmente. A avaliação dos modelos foi realizada mediante à avaliação da concentração de sacarose obtida no final dos efeitos, comparando-as com o previsto pela literatura, LOPES & PARAZZI (1992).

Os resultados obtidos por DIAS (2008) foram usados como referência para os resultados obtidos pelo EMSO. Cabe ressaltar que há diferenças nos trabalhos de DIAS (2008) e JESUS (2004) e o que está sendo proposto. O trabalho de DIAS (2008) considera o caldo como uma mistura multicomponente, formada por água, sacarose, dextrose, minerais, sais de potássio e ácido aconítico. Contudo, os três últimos componentes mencionados foram tratados com as mesmas propriedades da água e os modelos termodinâmicos usados foram UNIQUAC, NRTL e SRK. Cabe ressaltar que DIAS (2008) considerou os evaporadores como tambores de Flash. Já o trabalho de JESUS (2004) considerou a operação do evaporador Robert em uma indústria açucareira em Santa Adélia, SP. No estudo feito, o caldo foi considerado como uma mistura de água e sacarose.

Assim, os dados de operação e de projeto que foram considerados são dados industriais, mostrados nas Tabelas VI.3 a VI.5. Contudo, os resultados obtidos pelos modelos simulados no EMSO não conferem exatamente com os resultados obtidos pelos trabalhos citados, uma vez que o caldo da cana foi tratado como constituído por dezessete (17) componentes, cujas propriedades físicas e termodinâmicas, de cada componente, foram inseridas no VRTherm. Além disso, as fases líquida e vapor foram tratadas como ideais.

Diante da revisão bibliográfica feita, a composição do caldo especificada para a alimentação do evaporador, em base mássica, é mostrada pela Tabela VI.2.

Tabela VI. 2: Composição do caldo da cana-de-açúcar antes do processo de evaporação.

Fonte: DIAS (2008).

Componentes líquidos e sólidos solúveis	Composição na alimentação (% m/m)	Componentes sólidos insolúveis	Composição na alimentação (% m/m)
Etanol	2	Celulose	4
Água	75	Xilana	5
Ácido Acético	3	Lignina	5
3-metil-1-butanol	2	Celulase	10
Furfural	2	Biomassa	50
Etilenoglicol	2	Enzima	6
Glicerol	2	Gipsita	20
Sacarose	6,3		
Dextrose	2,7		
Sólidos Dissolvidos	3		

Tabela VI. 3: Dados de Projeto e Especificação da Alimentação.

Fonte: JESUS (2004).

Dados de Projeto e Especificação da alimentação	
Dois efeitos do evaporador Flash	
Alimentação de caldo clarificado	$P_0 = 1,7 \text{ atm}$
	$T_0 = 368,15 \text{ K}$
	$F_0 = 3020,34 \text{ kmol/h}$
Aquecimento	$Q_0 = 8500 \text{ kW}$
Flash	$D_1 = 5,054 \text{ m}$
	$D_2 = 3,886 \text{ m}$
	$V_1 = 153,74 \text{ m}^3$
	$V_2 = 89,70 \text{ m}^3$

Tabela VI. 4: Dados de Projeto e Especificação da Alimentação.

Fonte: JESUS (2004).

Dados de Projeto e Especificação da alimentação Dois efeitos do evaporador Filme Descendente	
Alimentação de caldo clarificado	$P_0 = 1,7 \text{ atm}$
	$T_0 = 368,15 \text{ K}$
	$F_0 = 3020,34 \text{ kmol/h}$
Vapor de escape	$F_{v0} = 1300 \text{ kmol/h}$
	$T_{v0} = 403,15 \text{ K}$
	$P_{v0} = 2,7 \text{ atm}$
Calandra	$de_1 = 0,0371 \text{ m}$
	$de_2 = 0,0371 \text{ m}$
	$di_1 = 0,0331 \text{ m}$
	$di_2 = 0,0331 \text{ m}$
	$D_1 = 5,054 \text{ m}$
	$D_2 = 3,886 \text{ m}$
	$V_1 = 153,74 \text{ m}^3$
	$V_2 = 89,7 \text{ m}^3$
	$N_t = 7575$

Tabela VI. 5: Dados de Projeto e Especificação da Alimentação.

Fonte: JESUS (2004).

Dados de Projeto e Especificação da alimentação	
Dois efeitos do evaporador Robert	
Alimentação de caldo clarificado	$P_0 = 1,7 \text{ atm}$
	$T_0 = 368,15 \text{ K}$
	$F_0 = 3020,34 \text{ kmol/h}$
Vapor de escape	$F_{v0} = 1300 \text{ kmol/h}$
	$T_{v0} = 403,15 \text{ K}$
Calandra	$de_1 = 0,0371 \text{ m}$
	$de_2 = 0,0371 \text{ m}$
	$di_1 = 0,0331 \text{ m}$
	$di_2 = 0,0331 \text{ m}$
	$L_1 = 2,81 \text{ m}$
	$L_2 = 2,54 \text{ m}$
	$\Delta P_1 = 0,20 \text{ kPa}$
	$\Delta P_2 = 0,010 \text{ kPa}$
	$N_t = 7575$
Flash	$V_1 = 153,74 \text{ m}^3$
	$V_2 = 89,7 \text{ m}^3$
	$Q_1 = 0 \text{ kW}$
	$Q_2 = 0 \text{ kW}$

VI.1 Resultados das simulações dos efeitos simples dos evaporadores

Evaporador Flash

O evaporador do tipo *Flash* apresenta um comportamento que atinge o estado estacionário rapidamente, a partir de uma condição inicial dada. Os resultados das

simulações são apresentados nas Figuras VI.1 e VI.2 sendo as soluções do sistema de equações algébrico-diferenciais no estado estacionário.

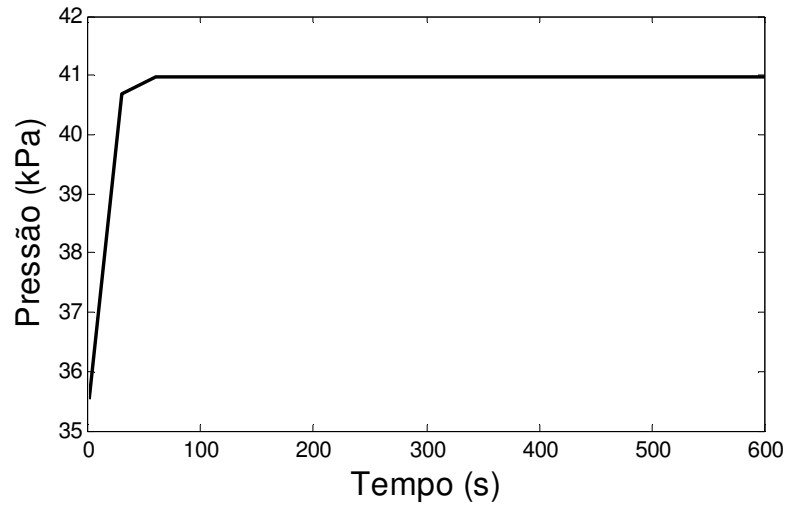


Figura VI. 1: Comportamento da pressão para um efeito do evaporador Flash.

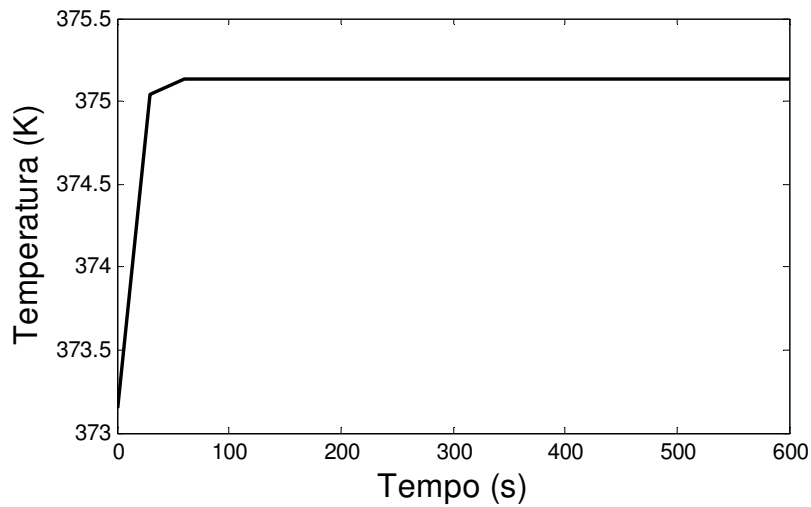


Figura VI. 2: Comportamento da temperatura no estado estacionário para um efeito do evaporador Flash.

Outra análise realizada é em relação ao processo de evaporação em si, ou seja, é necessário avaliar se um efeito do Flash atingiu o objetivo da concentração do caldo da cana. Como a mistura é complexa, a Tabela VI.6 mostra a pressão de vapor de cada um dos componentes que compõem o caldo da cana na temperatura em que é atingido o equilíbrio líquido-vapor.

Tabela VI. 6: Pressão de vapor dos componentes que compõem o caldo da cana.

Componentes	Pressão de vapor (Pa)
Etanol	645,14
Água	307,35
Ácido Acético	163,03
3-metil-1-butanol	113,53
Furfural	45,82
Etilenoglicol	10,60
Glicerol	0,2289
Sacarose	0,0025
Dextrose	$1,1746 \cdot 10^{-4}$
Sólidos Dissolvidos	$1,2728 \cdot 10^{-9}$

Assim, é possível notar a ordem decrescente de volatilidade, uma vez que a pressão de vapor, calculada na temperatura do caldo que deixa o evaporador, varia significativamente entre os compostos.

Os componentes mais representativos do caldo são a água e a sacarose na alimentação do evaporador, como observado pela Tabela 16, nas concentrações mássicas de 75% e 6,3%, respectivamente. É possível observar que o caldo concentrado, após passar por um efeito do tipo Flash tem as composições mostradas na Tabela VI.7.

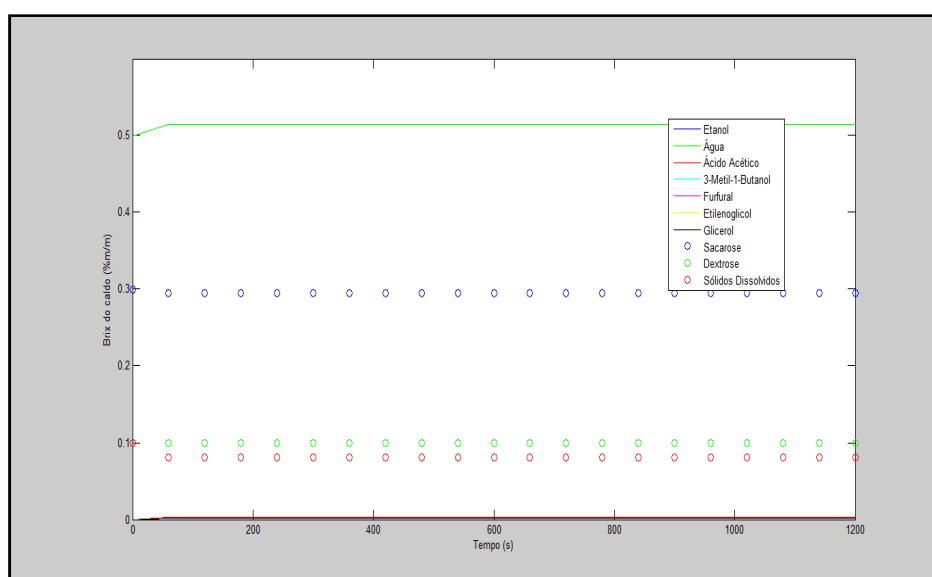


Figura VI. 3: Composição mássica dos componentes do caldo da cana.

Tabela VI. 7: Composição do caldo da cana após ser concentrado.

Componentes líquidos e sólidos solúveis	Composição na saída (% m/m)	Componentes sólidos insolúveis	Composição na saída (% m/m)
Etanol	0,15	Celulose	4,24
Água	51,5	Xilana	25,7
Ácido Acético	0,24	Lignina	3,78
3-metil-1-butanol	0,16	Celulase	8,78
Furfural	0,16	Biomassa	37,82
Etilenoglicol	0,16	Enzima	4,54
Glicerol	0,16	Gipsita	15,13
Sacarose	29,5		
Dextrose	9,89		
Sólidos Dissolvidos	8,06		

Os resultados anteriores mostram que houve evaporação de 23,5% de água, concentrando-se, assim, a sacarose em 23,2%. Além da sacarose, a dextrose e sólidos dissolvidos também foram concentrados.

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, Figura III.7, ou através de correlações empíricas. Nas tabelas mencionadas, 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.

A temperatura do caldo na saída do evaporador é a temperatura na qual a massa líquida sofreu ebulição. Assim, consegue-se determinar a Elevação do Ponto de Ebulição (EPE) pela diferença entre a temperatura de ebulição do caldo e a temperatura de ebulição da água na pressão do evaporador. É possível observar pela Figura VI. 4: que essa diferença é de 25K para um efeito do evaporador do tipo flash.

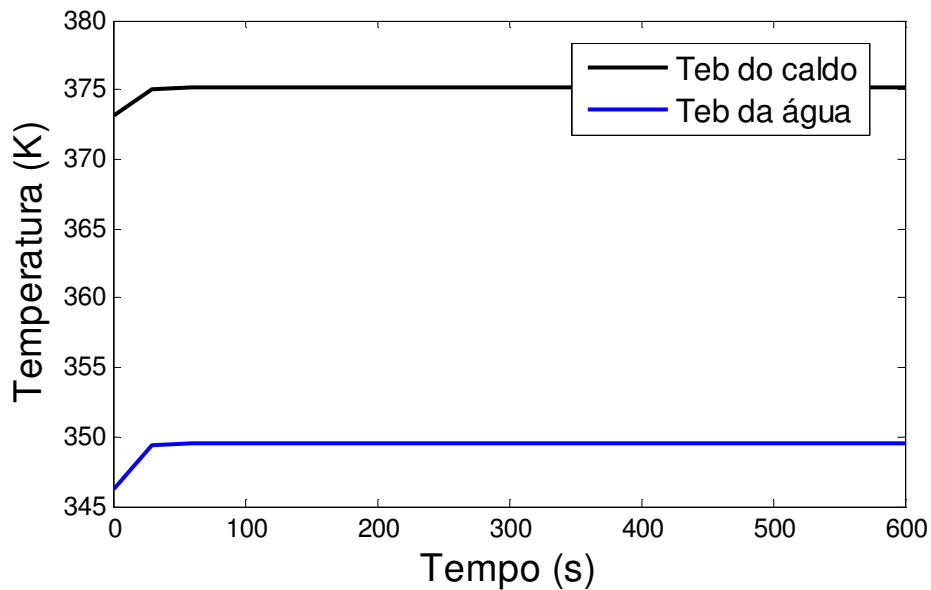


Figura VI. 4: Determinação da Elevação do Ponto de Ebulição (EPE).

Com o auxílio dos diagramas mencionados, como o de Claassen e Othmer & Silvis, a faixa de valores para elevação do ponto de ebulição é muito reduzida, não coincidindo com os valores encontrados. No sistema em estudo, a mistura que compõe o caldo é levada em conta, incluindo sólidos que não se dissolvem. Esses sólidos, denominados insolúveis, contribuem de maneira significativa para a determinação da temperatura do sistema.

No capítulo V foi mencionado que o controle usado foi do tipo PI, que contempla as ações Proporcional-Integral. Na Tabela VI. 8: são mostrados os parâmetros usados para a sintonia dos controles de nível e pressão.

Tabela VI. 8: Parâmetros para a sintonia dos controladores de nível e pressão.

Controle de Nível		Controle de Pressão	
<i>K</i>	1,1776	<i>K</i>	0,9275
τ_I	76	τ_I	72
<i>Bias</i>	0,5	<i>Bias</i>	0,1
<i>Ação do controlador</i>	<i>direta</i>	<i>Ação do controlador</i>	<i>direta</i>
<i>Setpoint</i>	0,85	<i>Setpoint</i>	1,0 (<i>t</i> ≤ 40min) 0,6 (<i>t</i> > 40min)

No trabalho de JESUS (2004), o processo de evaporação acompanhado na usina de Santa Adélia, para a fabricação de açúcar, é controlado por controle automático, implementado ao processo com controladores PI (Proporcional – Integral). As variáveis controladas por eles são: vazão de caldo clarificado, pressão e nível.

Evaporador Filme Descendente

A diferença principal entre os modelos do evaporador Flash e o do Filme Descendente está no cálculo da transferência de calor. No modelo do evaporador Flash, a taxa de calor trocado é especificada, enquanto que no filme descendente, a transferência de calor é calculada pelas correlações descritas no Capítulo V.

Os resultados obtidos para um efeito do evaporador do tipo filme descendente indicaram a presença de subelevação tanto em relação à pressão como à temperatura. Na simulação realizada no EMSO é especificada a temperatura do caldo alimentado ao sistema e como condição inicial é dada a temperatura provável que o caldo terá ao sair do evaporador, que é superior à temperatura de alimentação do caldo.

Assim, na Figura VI. 6:, a temperatura parte da condição inicial (373,15K), chega à temperatura de alimentação do caldo (368,15K) e, em seguida, há o aquecimento e ebulição da solução que deixa o evaporador com a temperatura final de 370,40K.

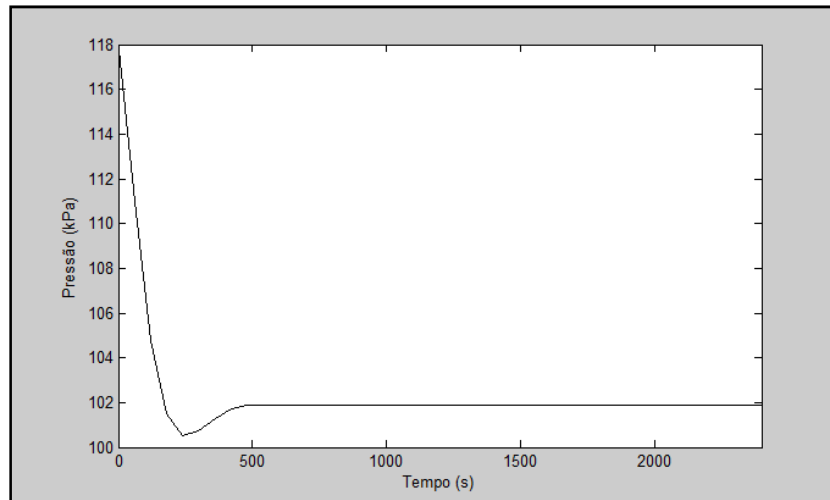


Figura VI. 5: Comportamento da pressão para um efeito do evaporador Filme Descendente.

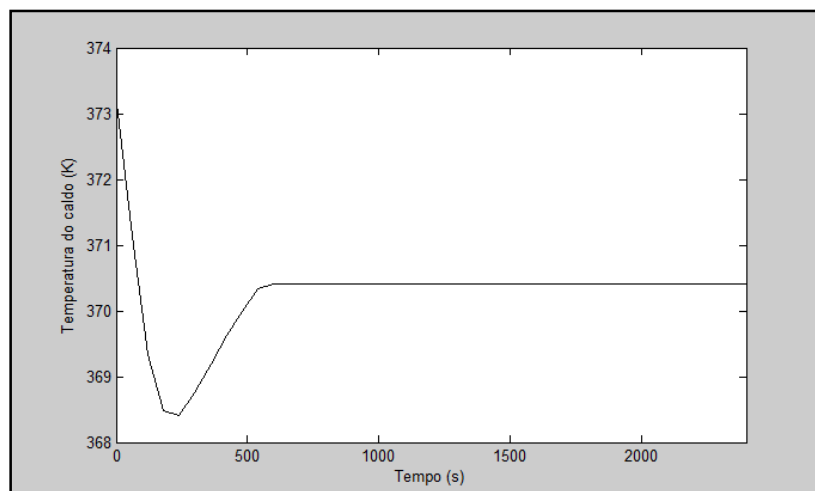


Figura VI. 6: Comportamento da temperatura para um efeito do evaporador Filme Descendente.

Quanto aos componentes do caldo da cana-de-açúcar, foi calculada a pressão de vapor de cada um dos componentes na temperatura do evaporador ao atingir o estado estacionário. A Tabela VI.9 apresenta os valores das pressões de vapor, onde é possível notar a ordem decrescente de volatilidade, uma vez que a pressão de vapor, calculada na temperatura do caldo que deixa o evaporador, varia significativamente entre os compostos.

Tabela VI. 9: Pressão de vapor dos componentes que formam o caldo.

Componentes	Pressão de vapor (Pa)
Etanol	203,21
Água	91,86
Ácido Acético	51,38
3-metil-1-butanol	27,58
Furfural	12,04
Etilenoglicol	1,85
Glicerol	0,0208
Sacarose	$1,8752 \cdot 10^{-4}$
Dextrose	$9,0215 \cdot 10^{-7}$
Sólidos Dissolvidos	$5,3428 \cdot 10^{-13}$

A Tabela VI.2 mostra que os componentes mais representativos no caldo são a água e a sacarose, na alimentação do evaporador, nas concentrações mássicas de 75% e 6,3%, respectivamente. Pela Figura VI. 7: é possível observar que o caldo concentrado, após passar por um efeito do tipo Filme Descendente tem as composições mostradas na Tabela VI. 10:.

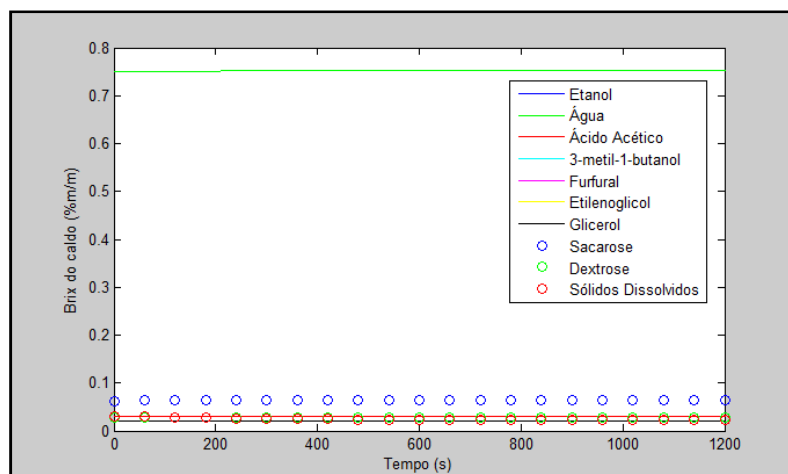


Figura VI. 7: Composição mássica dos componentes do caldo.

Tabela VI. 10: Composição do caldo da cana após ser concentrado.

Componentes líquidos e sólidos solúveis	Composição na saída (% m/m)	Componentes sólidos insolúveis	Composição na saída (% m/m)
Etanol	1,95	Celulose	4,0
Água	75,0	Xilana	5,0
Ácido Acético	3,04	Lignina	5,0
3-metil-1-butanol	2,04	Celulase	10,0
Furfural	2,05	Biomassa	50,0
Etilenoglicol	2,05	Enzima	6,0
Glicerol	2,06	Gipsita	20,0
Sacarose	6,48		
Dextrose	2,78		
Sólidos Dissolvidos	2,28		

Os resultados expostos na Tabela VI. 10: mostram uma baixa eficiência da evaporação pelo Filme Descendente. Os resultados acima mostram que não houve evaporação de água, concentrando-se, assim, a sacarose em apenas 0,18%. Isso demonstra que o evaporador Filme Descendente, em um único efeito, funciona como um aquecedor do caldo, ou a transferência de calor não foi eficiente ou a taxa de calor inserida no sistema não foi suficiente.

O modelo desenvolvido para este evaporador considera a determinação do coeficiente global de transferência de calor e o cálculo da potência cedida ao sistema. Enquanto no modelo do flash a potência é especificada, no modelo do Filme Descendente é considerada uma corrente de vapor, em que são especificadas temperatura, pressão, vazão molar e a composição do vapor de aquecimento. As especificações feitas estão mostradas na Tabela VI. 11:.

Tabela VI. 11: Especificações da corrente de vapor de aquecimento do evaporador Filme Descendente (JESUS, 2004).

Temperatura do vapor (K)	406,88
Pressão do vapor de escape (atm)	2,5
Vazão de alimentação do vapor (kmol/h)	1300

A taxa de calor transferida ao evaporador do tipo Filme Descendente, determinada por meio de modelos empíricos dos coeficientes de película de transferência de calor e da Teoria de Nusselt, foi igual a 5731,09 kW. Esta taxa de calor foi, então, especificada na simulação do evaporador Flash.

Em relação à Elevação do Ponto de Ebulição (EPE) para o caso do evaporador do tipo Filme Descendente, é possível observar pela Figura VI. 8: que essa diferença é de 3K para um efeito do evaporador do tipo Filme Descendente. Estimando-se a EPE pelo Ábaco de Othmer e Silvis, essa elevação seria, aproximadamente, igual a 0,5K. A diferença entre a EPE obtida por cada um dos métodos pode estar associada ao fato de que a temperatura de ebulição do caldo é determinada pela conjunção entre o balanço de energia referente à massa líquida e sólidos dissolvidos, e também referente aos sólidos que, sob as condições de evaporação, não se solubilizam na massa líquida. O ábaco leva em consideração soluções aquosas de sacarose que podem conter impurezas.

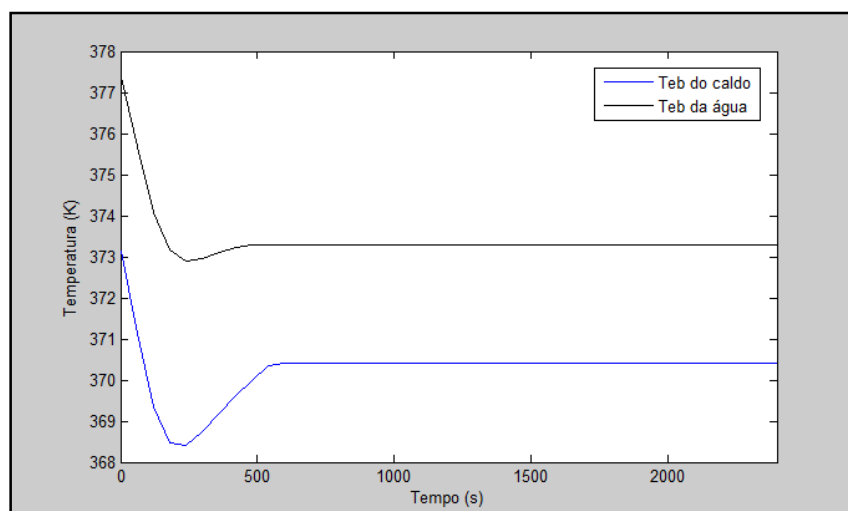


Figura VI. 8: Determinação da Elevação do Ponto de Ebulição (EPE).

Na Tabela VI. 12:, a seguir, são mostrados os parâmetros usados para a sintonia dos controles de nível e pressão.

Tabela VI. 12: Parâmetros para a sintonia dos controladores de nível e pressão.

Controle de Nível		Controle de Pressão	
K	1,1776	K	0,9275
τ_I	76	τ_I	72
<i>Bias</i>	0,5	<i>Bias</i>	0,01
<i>Ação do controlador</i>	<i>direta</i>	<i>Ação do controlador</i>	<i>direta</i>
<i>Setpoint</i>	0,85	<i>Setpoint</i>	1,0 ($t \leq 25\text{min}$) 0,6 ($t > 25\text{min}$)

A ação do controlador de pressão ocorreu de maneira esperada, atuando para a minimização da diferença entre a variável medida e o setpoint, sendo a variável controlada oriunda dessa diferença.

Evaporador Robert

As simulações dinâmicas realizadas mostram subelevação no comportamento da pressão e da temperatura. É observado que há uma queda na pressão e na temperatura em relação à especificação da corrente de alimentação.

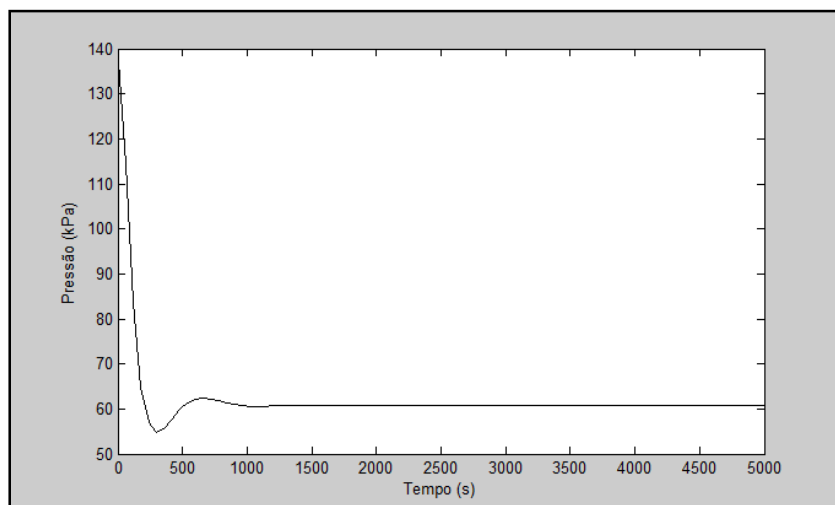


Figura VI. 9: Comportamento da pressão para um efeito do evaporador Robert.

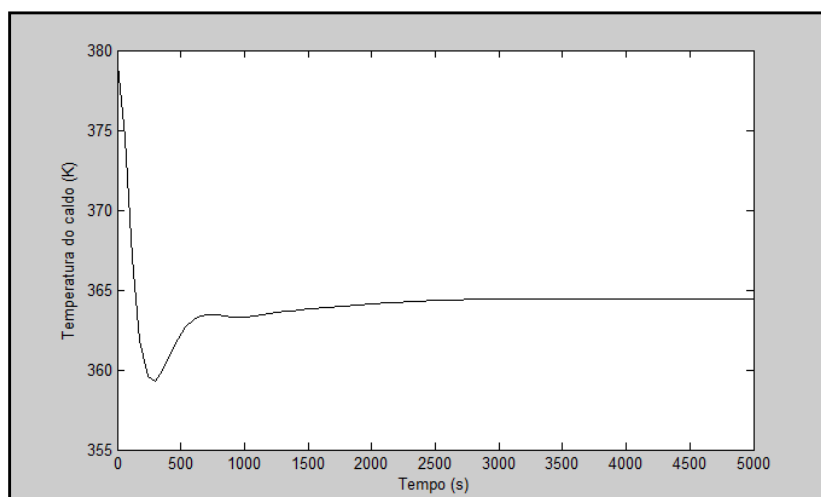


Figura VI. 10: Comportamento da temperatura para um efeito do evaporador Robert.

Quanto aos componentes do caldo da cana-de-açúcar, foi calculada a pressão de vapor de cada um dos componentes na temperatura do evaporador ao atingir o estado estacionário. A Tabela VI. 13: mostra os valores das pressões de vapor.

Tabela VI. 13: Pressão de vapor dos componentes que constituem o caldo.

Componentes	Pressão de vapor (Pa)
Etanol	161,83
Água	72,48
Ácido Acético	41,00
3-metil-1-butanol	20,77
Furfural	9,26
Etilenoglicol	1,31
Glicerol	0,013
Sacarose	$1,1292 \cdot 10^{-4}$
Dextrose	$3,3922 \cdot 10^{-7}$
Sólidos Dissolvidos	$1,1451 \cdot 10^{-13}$

Pela análise da Figura VI. 11:, a seguir, nota-se que o evaporador Robert, para 1 (um) efeito, não apresentou um rendimento satisfatório, bem como o único efeito do evaporador Filme Descendente descrito, uma vez que a água, alimentada ao sistema a

75%*m/m*, só foi evaporada a aproximadamente 70%*m/m*, enquanto que a sacarose, presente no caldo alimentado em 6,3%*m/m*, foi concentrada a apenas 9,56%*m/m*.

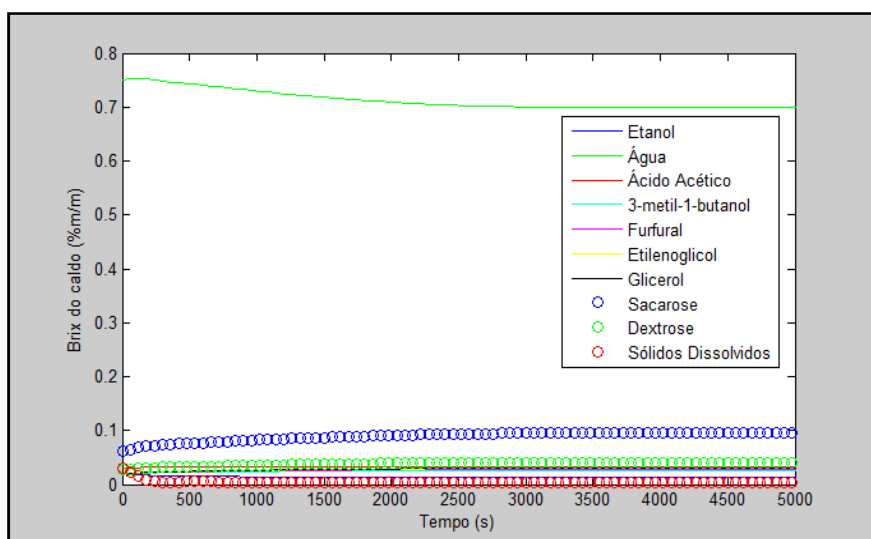


Figura VI. 11: Composição mássica dos componentes do caldo.

Tabela VI. 14: Composição do caldo da cana após ser concentrado.

Componentes líquidos e sólidos solúveis	Composição na saída (% <i>m/m</i>)	Componentes sólidos insolúveis	Composição na saída (% <i>m/m</i>)
Etanol	1,27	Celulose	4
Água	69,94	Xilana	5
Ácido Acético	3,36	Lignina	5
3-metil-1-butanol	2,57	Celulase	10
Furfural	2,80	Biomassa	50
Etilenoglicol	2,99	Enzima	6
Glicerol	3,03	Gipsita	20
Sacarose	9,53		
Dextrose	4,09		
Sólidos Dissolvidos	0,42		

Pela Figura VI. 12:, pode-se observar que a temperatura na qual o caldo deixa o evaporador é cerca de 365K, enquanto que a temperatura de saturação da água na pressão de operação do evaporador foi de 357K. Assim, a Elevação do Ponto de Ebulição (EPE), dada pela subtração entre essas duas temperaturas, é de aproximadamente 8K. A EPE para o evaporador Robert foi intermediária entre os valores obtidos das EPEs para os evaporadores *flash* e *Filme Descendente*.

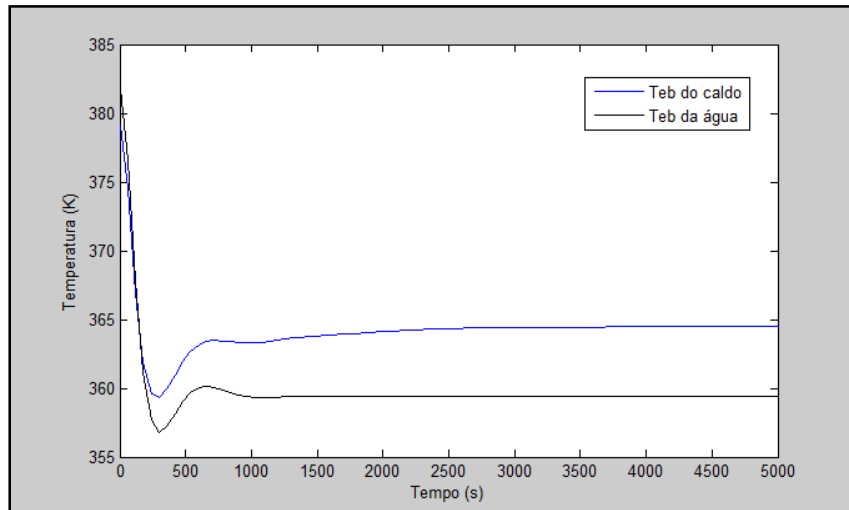


Figura VI. 12: Determinação da Elevação do Ponto de Ebulição (EPE).

Na Tabela VI. 15:, a seguir, são mostrados os parâmetros usados para a sintonia dos controles de nível e pressão.

Tabela VI. 15: Parâmetros para a sintonia dos controladores de nível e pressão.

Controle de Nível		Controle de Pressão	
<i>K</i>	1,1776	<i>K</i>	0,9275
τ_I	76	τ_I	72
<i>Bias</i>	0,1	<i>Bias</i>	0,01
<i>Ação do controlador</i>	<i>direta</i>	<i>Ação do controlador</i>	<i>direta</i>
<i>Setpoint</i>	0,85	<i>Setpoint</i>	0,6

Os controles de nível e de pressão agiram de forma esperada, ou seja, minimizaram a diferença entre a variável de entrada (variável medida) e o setpoint (valor de referência).

VI.2 Análise do comportamento dinâmico da série de evaporadores

Além das simulações realizadas para um único efeito de cada um dos tipos de evaporadores, foram feitas simulações para dois efeitos dos evaporadores. Cabe ressaltar, no entanto, que a corrente de sólidos não solúveis nas condições de evaporação foi considerada nas séries de evaporadores.

A Tabela VI. 16: mostra a composição dos componentes considerados na alimentação da série de evaporadores.

Tabela VI. 16: Composição do caldo da cana-de-açúcar antes de ser concentrado.

Componentes líquidos e sólidos solúveis	Composição na alimentação (% m/m)	Componentes sólidos insolúveis	Composição na alimentação (% m/m)
Etanol	0	Celulose	10
Água	75	Xilana	80
Ácido Acético	0	Lignina	0
3-metil-1-butanol	0	Celulase	10
Furfural	0	Biomassa	0
Etilenoglicol	0	Enzima	0
Glicerol	0	Gipsita	0
Sacarose	25		

Evaporador Flash

A série de dois efeitos do evaporador Flash mostrou um bom desempenho na obtenção de caldo concentrado em sacarose. Na saída do primeiro efeito, a concentração de sacarose no caldo é de 40%*m/m* e na saída do segundo efeito, igual a 51%*m/m*.

As Tabelas VI.17 e VI.18, bem como a Figura VI.13, mostram os resultados de cada um dos efeitos do Flash para os diferentes componentes do caldo.

Tabela VI. 17: Composição do caldo da cana após ser concentrado pelo 1º evaporador.

Componentes líquidos e sólidos solúveis	Composição na saída (% m/m)	Componentes sólidos insolúveis	Composição na saída (% m/m)
Etanol	0	Celulose	4
Água	60	Xilana	9,4
Ácido Acético	0	Lignina	4,5
3-metil-1-butanol	0	Celulase	9,5
Furfural	0	Biomassa	48
Etilenoglicol	0	Enzima	7,6
Glicerol	0	Gipsita	17
Sacarose	40		

Tabela VI. 18: Composição do caldo da cana após ser concentrado pelo 2º evaporador.

Componentes líquidos e sólidos solúveis	Composição na saída (% m/m)	Componentes sólidos insolúveis	Composição na saída (% m/m)
Etanol	0	Celulose	4
Água	49	Xilana	24
Ácido Acético	0	Lignina	4
3-metil-1-butanol	0	Celulase	10
Furfural	0	Biomassa	39
Etilenoglicol	0	Enzima	5
Glicerol	0	Gipsita	14
Sacarose	51		

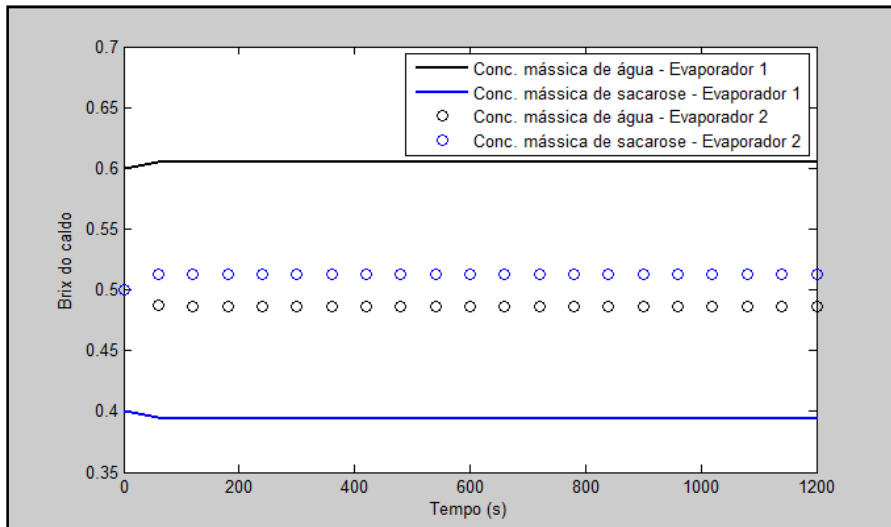


Figura VI. 13: Composição mássica dos componentes do caldo da cana.

As Figuras VI.14 e VI.15 mostram a queda de pressão e temperatura de um efeito para outro, o que propicia o fenômeno de evaporação.

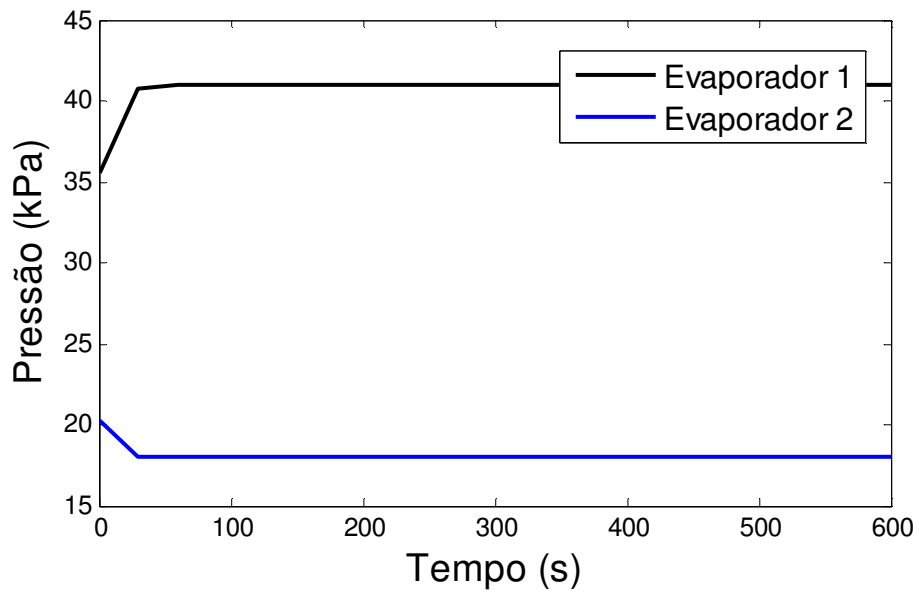


Figura VI. 14: Comportamento da pressão para dois efeitos do evaporador Flash.

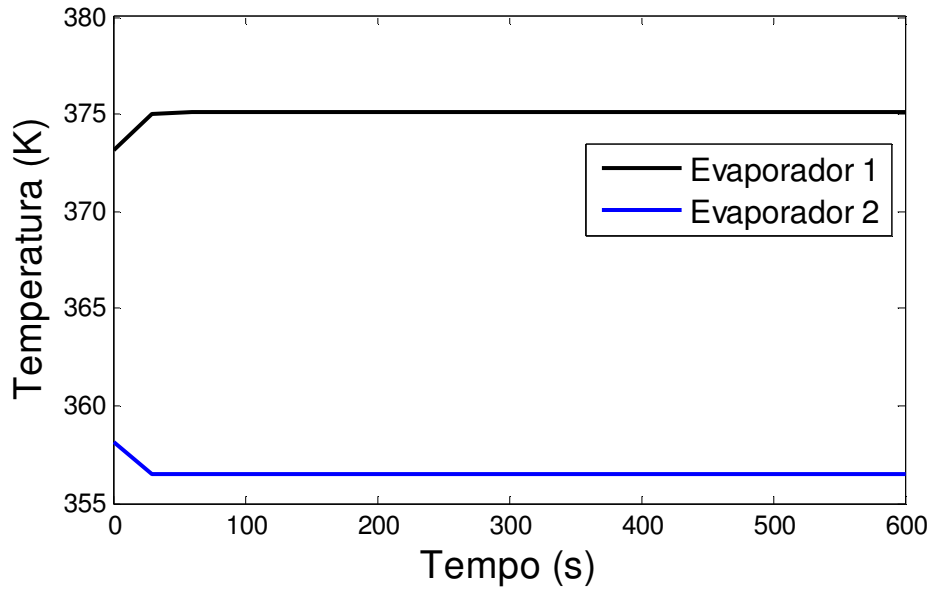


Figura VI. 15: Comportamento da temperatura para dois efeitos do evaporador Flash.

A Figura VI.16 mostra que a Elevação do Ponto de Ebulição (EPE) foi constante para cada um dos efeitos dos evaporadores.

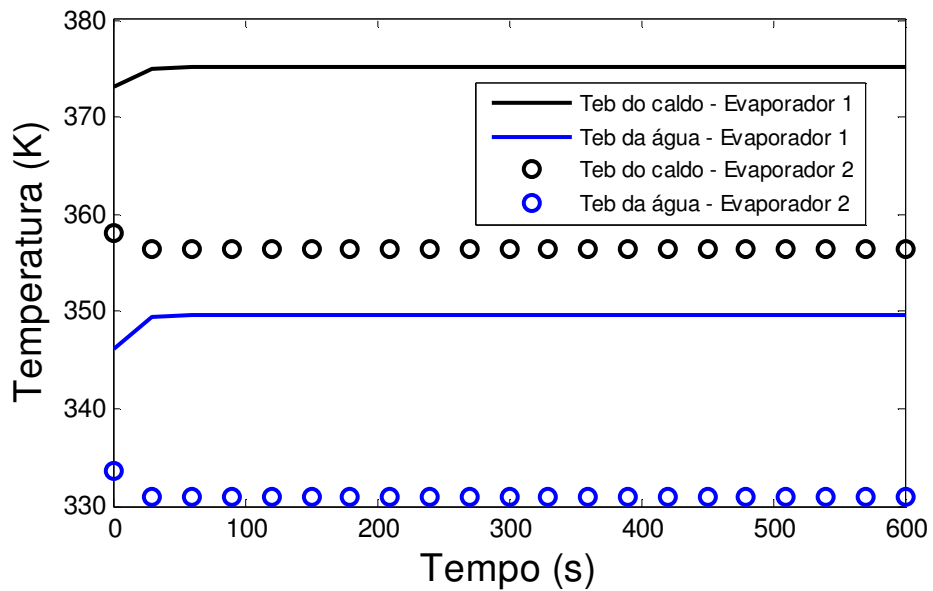


Figura VI. 16: Determinação da Elevação do Ponto de Ebulição (EPE).

Evaporador Filme Descendente

É possível notar pelos resultados mostrados nas Tabela VI. 19: e VI.20 que o primeiro efeito do evaporador filme descendente atua apenas como pré-aquecedor do caldo clarificado. Já o segundo efeito promove, de fato, a concentração do caldo a uma concentração de 38%*m/m* de sacarose apenas.

Tabela VI. 19: Composição do caldo da cana após ser concentrado pelo 1º evaporador.

Componentes líquidos e sólidos solúveis	Composição na saída (%<i>m/m</i>)	Componentes sólidos insolúveis	Composição na saída (%<i>m/m</i>)
Etanol	0	Celulose	4
Água	75	Xilana	5
Ácido Acético	0	Lignina	5
3-metil-1-butanol	0	Celulase	10
Furfural	0	Biomassa	50
Etilenoglicol	0	Enzima	6
Glicerol	0	Gipsita	20
Sacarose	25		

Tabela VI. 20: Composição do caldo da cana após ser concentrado pelo 2º evaporador.

Componentes líquidos e sólidos solúveis	Composição na saída (% m/m)	Componentes sólidos insolúveis	Composição na saída (% m/m)
Etanol	0	Celulose	4
Água	62	Xilana	5
Ácido Acético	0	Lignina	5
3-metil-1-butanol	0	Celulase	10
Furfural	0	Biomassa	50
Etilenoglicol	0	Enzima	6
Glicerol	0	Gipsita	20
Sacarose	38		

A fim de verificar como é o comportamento dinâmico do sistema de equações algébrico-diferenciais para dois efeitos do evaporador tipo filme descendente, foram feitas perturbações degrau na vazão de vapor e setpoint da pressão. Abaixo segue o comportamento das variáveis às perturbações.

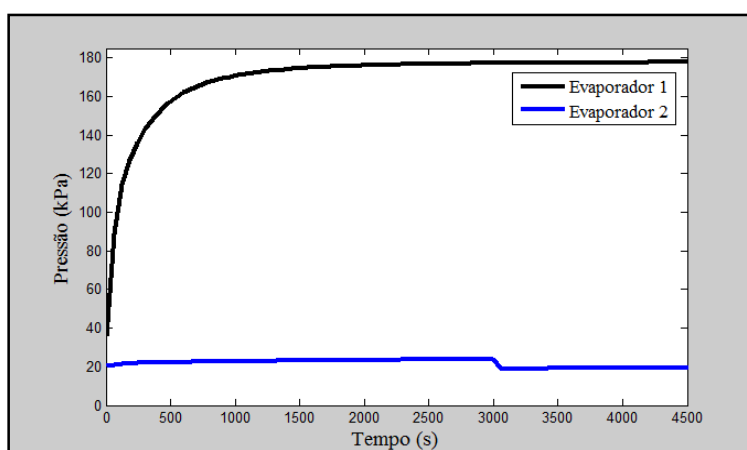


Figura VI. 17: Comportamento dinâmico da pressão dos dois efeitos do evaporador Filme Descendente, em resposta a uma perturbação degrau na vazão de vapor de aquecimento.

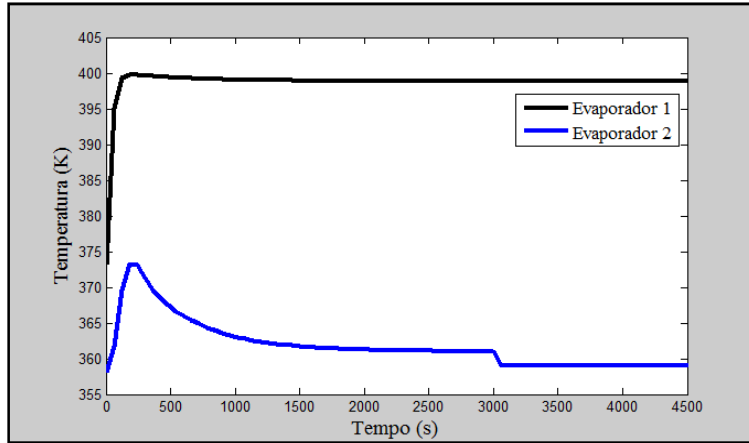


Figura VI. 18: Comportamento dinâmico da temperatura dos dois efeitos do evaporador Filme Descendente, em resposta a uma perturbação degrau na vazão de vapor de aquecimento.

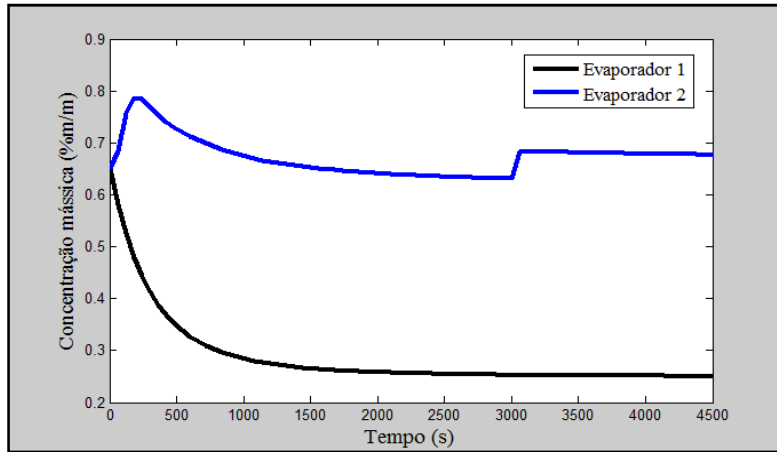


Figura VI. 19: Fração mássica de sacarose na saída de cada um dos evaporadores Filme Descendente.

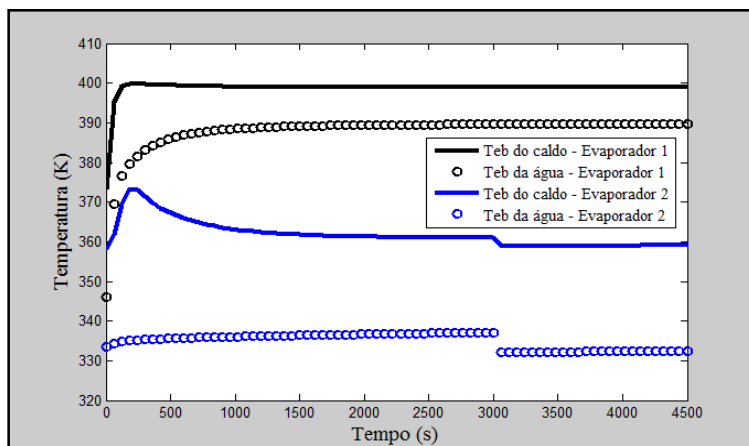


Figura VI. 20: Determinação da Elevação do Ponto de Ebulição (EPE) para cada um dos efeitos do evaporador Filme Descendente.

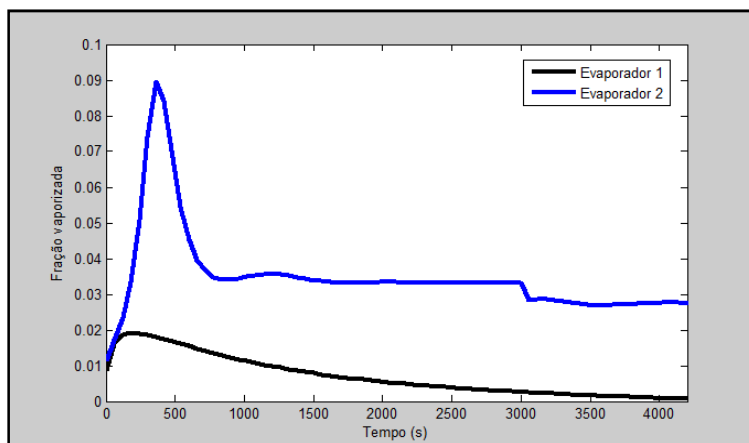


Figura VI. 21: Comportamento dinâmico da fração vaporizada para cada um dos efeitos do evaporador Filme Descendente, em resposta à perturbação degrau da vazão de vapor de aquecimento.

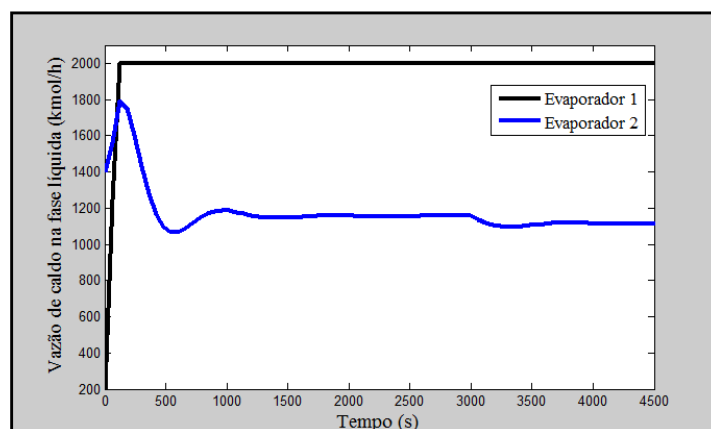


Figura VI. 22: Comportamento dinâmico da vazão do caldo na fase líquida na saída dos efeitos do evaporador do Filme Descendente, em resposta à perturbação degrau na vazão de vapor de aquecimento.

As Figuras mostradas indicam que apenas as variáveis no segundo evaporador sofreram alterações, devido às perturbações na vazão de vapor e setpoint da pressão. A fração vaporizada também foi uma variável sensível às perturbações.

Evaporador Robert

A série de dois efeitos do evaporador Robert mostrou um bom desempenho na obtenção de caldo concentrado em sacarose. Na saída do primeiro efeito, a concentração de sacarose no caldo é de 33%*m/m* e na saída do segundo efeito, igual a 57%*m/m*. Dentre todos os evaporadores avaliados, o evaporador Robert foi o que obteve caldo

mais concentrado no segundo efeito, como se observa nas Tabelas VI.21 e VI.22 e na Figura VI.23.

Tabela VI. 21: Composição do caldo da cana após ser concentrado pelo 1º evaporador.

Componentes líquidos e sólidos solúveis	Composição na saída (% m/m)	Componentes sólidos insolúveis	Composição na saída (% m/m)
Etanol	0	Celulose	10
Água	67	Xilana	80
Ácido Acético	0	Lignina	0
3-metil-1-butanol	0	Celulase	10
Furfural	0	Biomassa	0
Etilenoglicol	0	Enzima	0
Glicerol	0	Gipsita	0
Sacarose	33		

Tabela VI. 22: Composição do caldo da cana após ser concentrado pelo 2º evaporador.

Componentes líquidos e sólidos solúveis	Composição na saída (% m/m)	Componentes sólidos insolúveis	Composição na saída (% m/m)
Etanol	0	Celulose	9
Água	43	Xilana	82
Ácido Acético	0	Lignina	0
3-metil-1-butanol	0	Celulase	9
Furfural	0	Biomassa	0
Etilenoglicol	0	Enzima	0
Glicerol	0	Gipsita	0
Sacarose	57		

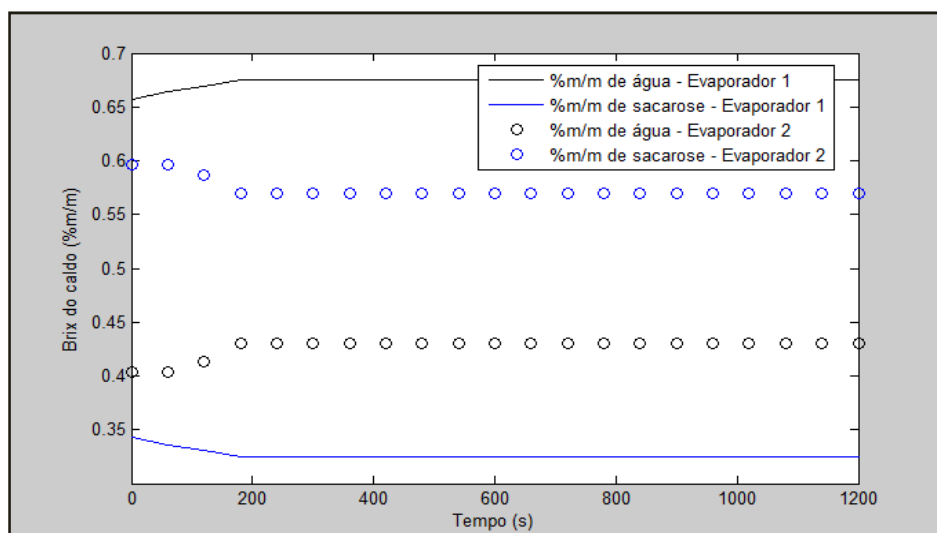


Figura VI. 23: Composição mássica do caldo da cana.

A fim de verificar como é o comportamento dinâmico do sistema de equações algébrico-diferenciais para dois efeitos do evaporador tipo Robert, foram feitas perturbações degrau na vazão de vapor e setpoint da pressão. Contudo, as simulações não convergiam, mesmo para mínimas perturbações nas variáveis manipuladas. Dessa forma, não foi possível a análise da dinâmica do sistema, sendo necessária a investigação de melhor sintonia dos controladores. As Figuras VI.24 e VI.25 mostram a queda de temperatura e pressão de um efeito a outro do evaporador, o que é esperado no processo de evaporação.

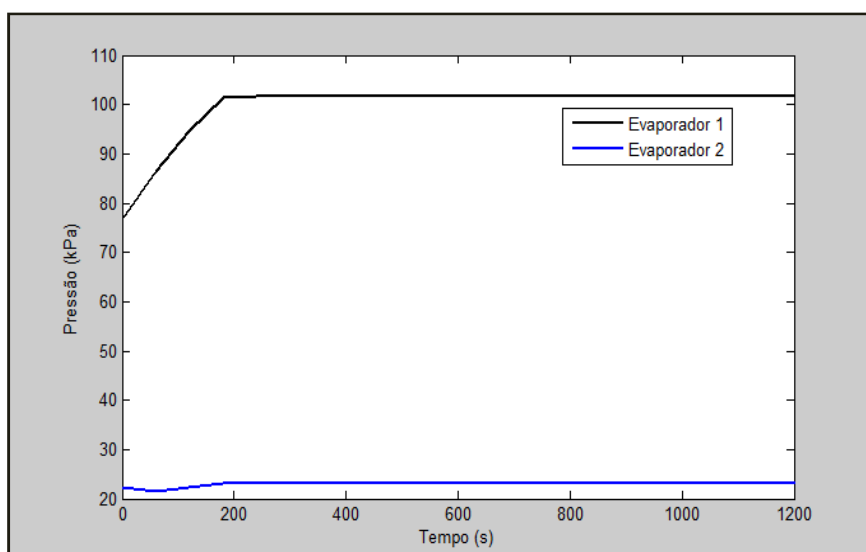


Figura VI. 24: Comportamento da pressão para dois efeitos do evaporador Robert.

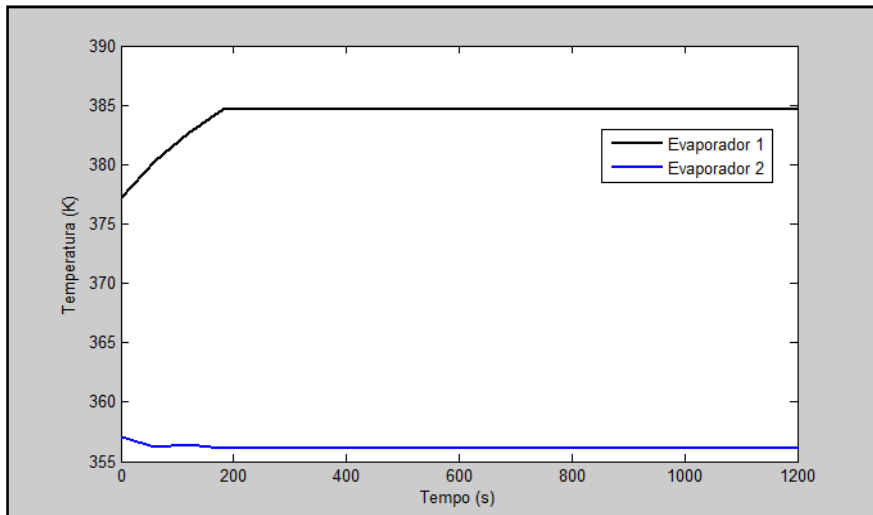


Figura VI. 25: Comportamento da temperatura para dois efeitos do evaporador Robert.

A Figura VI.26 mostra que a Elevação do Ponto de Ebulição (EPE) foi constante para cada um dos efeitos dos evaporadores.

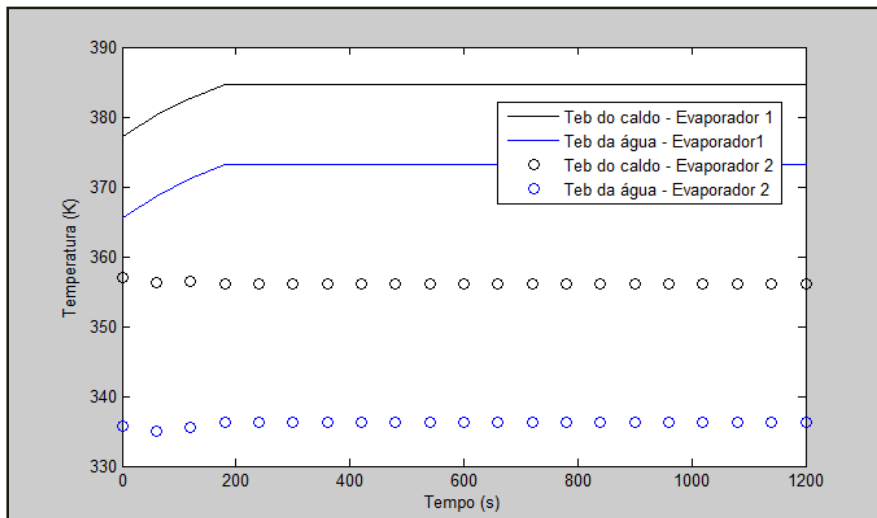


Figura VI. 26: Determinação da Elevação do Ponto de Ebulição (EPE).

VI.3 Modelo discretizado do Evaporador Robert

O evaporador Robert, por ser o evaporador industrial mais aplicável na indústria sucroalcooleira, teve a sua modelagem desenvolvida em duas abordagens: concentrada e distribuída. Os resultados referentes ao modelo concentrado foram mostrados nas seções

anteriores. A abordagem distribuída teve por objetivo mostrar a variação da temperatura e da pressão ao longo do comprimento dos tubos na calandra, sendo utilizado o método numérico das diferenças finitas. Pela análise da Figura VI.27, considerando-se a discretização dos tubos da calandra em 21 pontos, ou seja, 20 segmentos, observa-se que os tubos se dividem em duas regiões: zona de aquecimento e zona de evaporação. Assim, na zona de aquecimento, a massa líquida sofre aumento contínuo da temperatura, até que fique constante na zona de evaporação. Cabe ressaltar que a separação de fases só ocorre na região de vapor, acima da calandra, havendo uma queda de temperatura entre o caldo que sai da calandra e o caldo concentrado que sai do evaporador. A Figura VI. 27: mostra que o oitavo segmento é o limiar entre as duas regiões mencionadas no interior dos tubos.

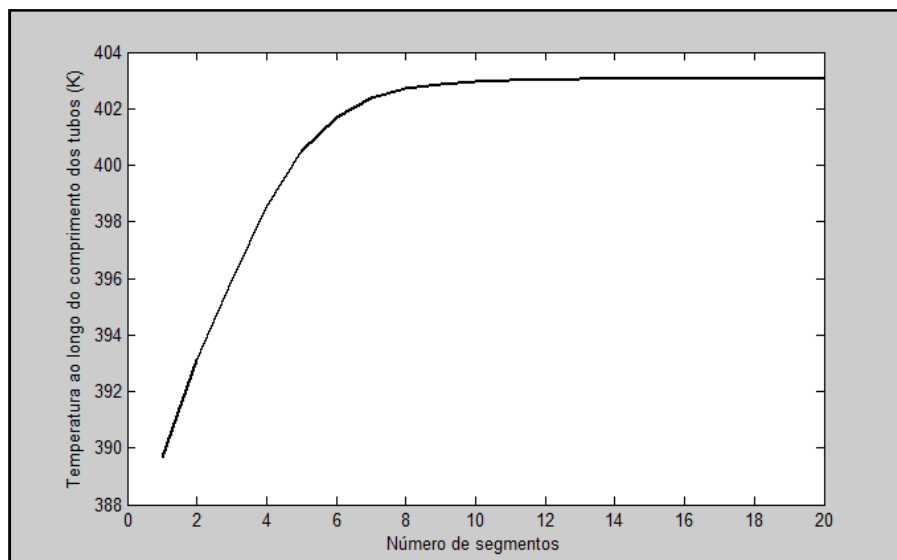


Figura VI. 27: Perfil de temperatura ao longo do comprimento dos tubos da calandra.

Em relação ao perfil de pressão no interior dos tubos da calandra, cabe ressaltar que a queda de pressão foi especificada na simulação. Assim, o comportamento verificado na Figura VI. 28: é condizente, pois mostra a perda de carga associada à elevação de caldo pelo interior dos tubos.

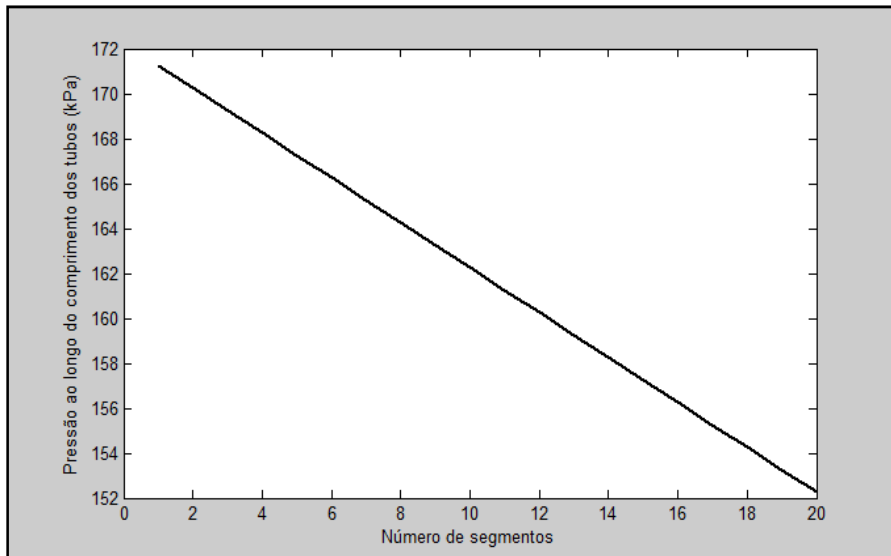


Figura VI. 28: Perfil de pressão ao longo do comprimento dos tubos na calandra.

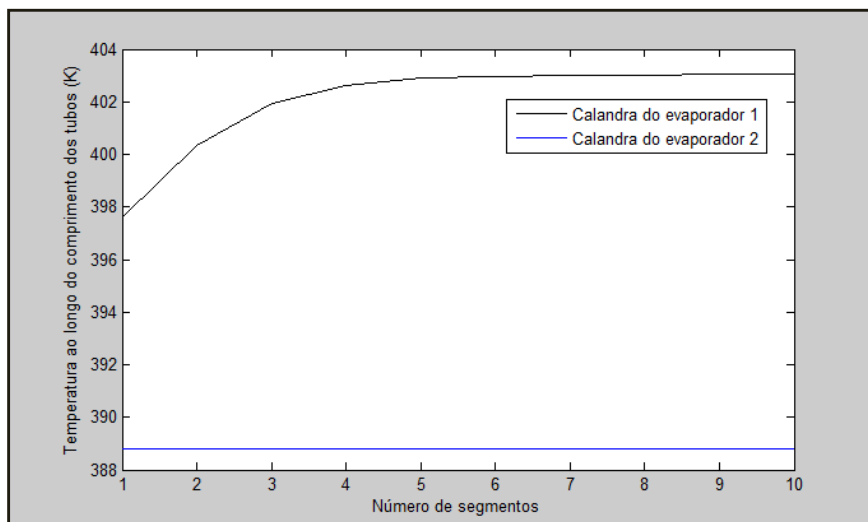


Figura VI. 29: Perfis de temperatura ao longo do comprimento dos tubos da calandra de cada um dos efeitos do evaporador Robert.

VI.4 Modelagem em diferentes configurações para dois efeitos do Evaporador Robert

O evaporador Robert foi modelado e simulado em duas configurações: em série e em paralelo. A diferença básica entre as duas configurações é que a corrente de alimentação do caldo, na configuração em paralelo, se divide igualmente entre os dois

evaporadores. As simulações em paralelo foram usadas como estratégia de convergência para as simulações em série.

Comparando-se cada um dos efeitos nessas duas configurações, pode-se notar que as temperaturas e, conseqüentemente, as pressões entre os primeiros efeitos tiveram a maior diferença. Já a elevação do ponto de ebulição mostrou diferença significativa entre os segundos efeitos das duas configurações.

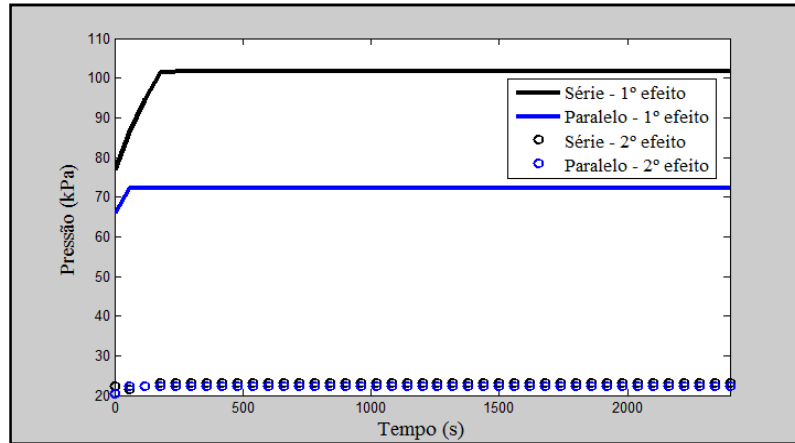


Figura VI. 30: Comportamento da pressão para dois efeitos do evaporador Robert nas configurações em série e em paralelo.

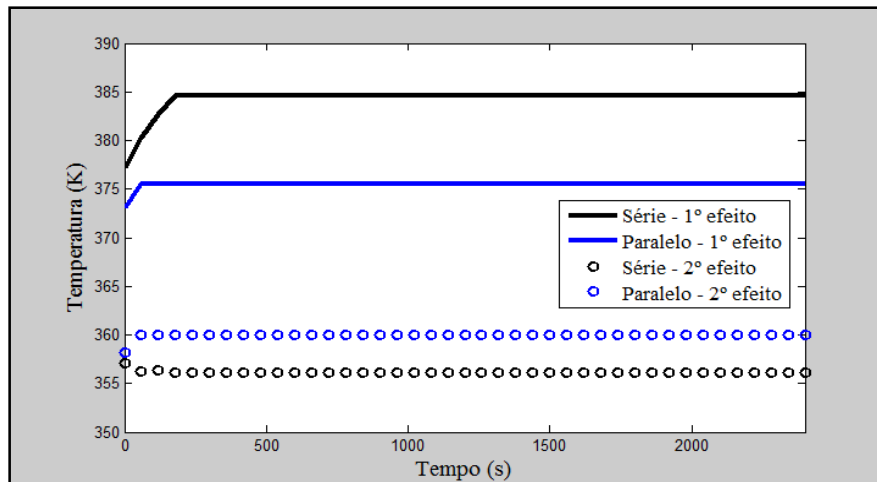


Figura VI. 31: Comportamento da temperatura para dois efeitos do evaporador Robert nas configurações em série e em paralelo.

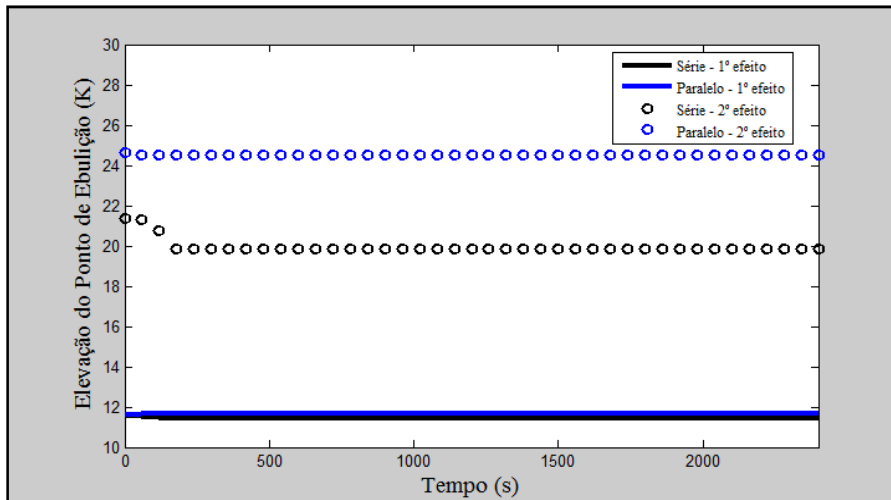


Figura VI. 32: Determinação da Elevação do Ponto de Ebulição para cada um dos efeitos e em cada uma das configurações.

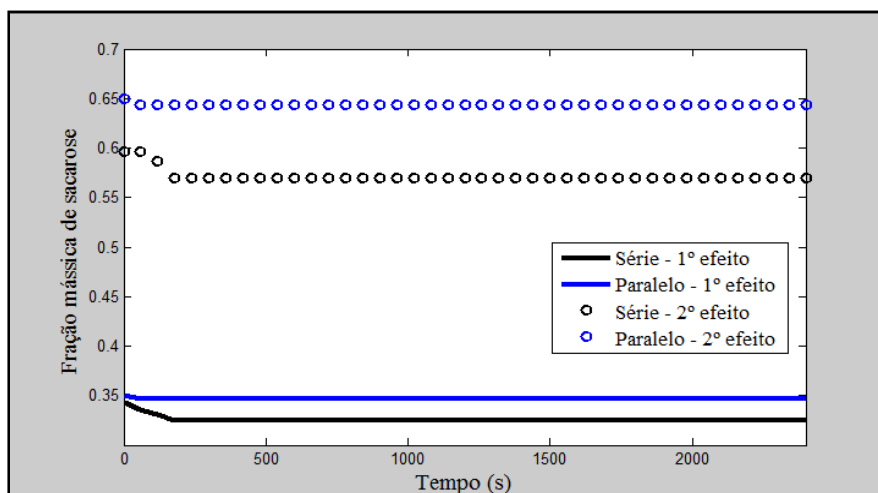


Figura VI. 33: Composição mássica da sacarose.

VI.5 Comparação dos resultados obtidos entre os tipos de evaporadores

Por fim, uma comparação entre os três tipos de evaporadores avaliados no trabalho foi realizada para os mesmos valores das taxas de calor fornecidas ao sistema. Os resultados obtidos para as variáveis pressão, temperatura, Elevação do Ponto de Ebulição (EPE) e fração mássica de sacarose foram bem similares para os segundos

efeitos dos evaporadores estudados, Flash, Filme Descendente e Robert. Em contrapartida, em relação aos primeiros efeitos, a temperatura do Filme Descendente foi um pouco mais elevada que no Flash e Robert, acarretando uma pressão maior também no Filme Descendente, em relação aos demais.

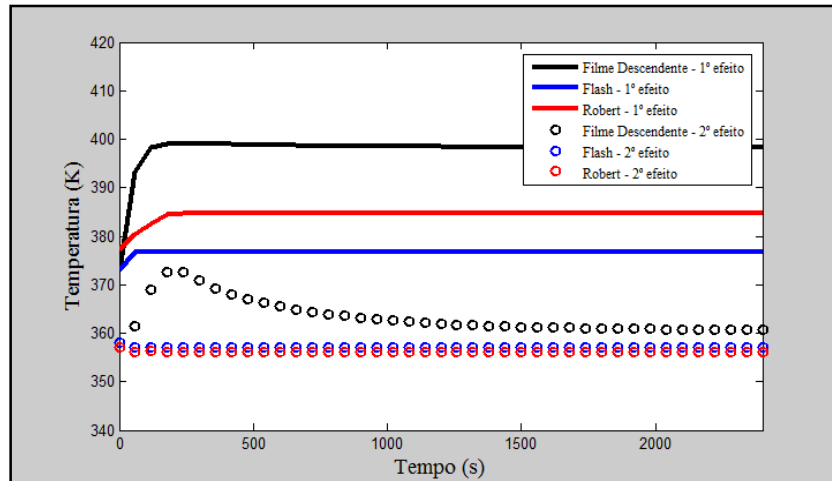


Figura VI. 34: Comportamento da temperatura para dois efeitos dos evaporadores Flash, Filme Descendente e Robert.

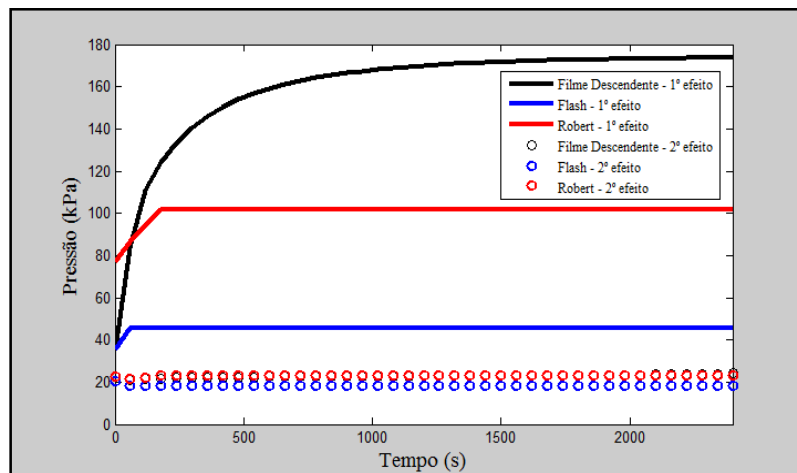


Figura VI. 35: Comportamento da pressão para dois efeitos dos evaporadores Flash, Filme Descendente e Robert.

Em relação à Elevação do Ponto de Ebulição (EPE), o primeiro efeito do evaporador Flash apresentou um valor muito superior ao valor de EPE para os primeiros efeitos dos outros evaporadores.

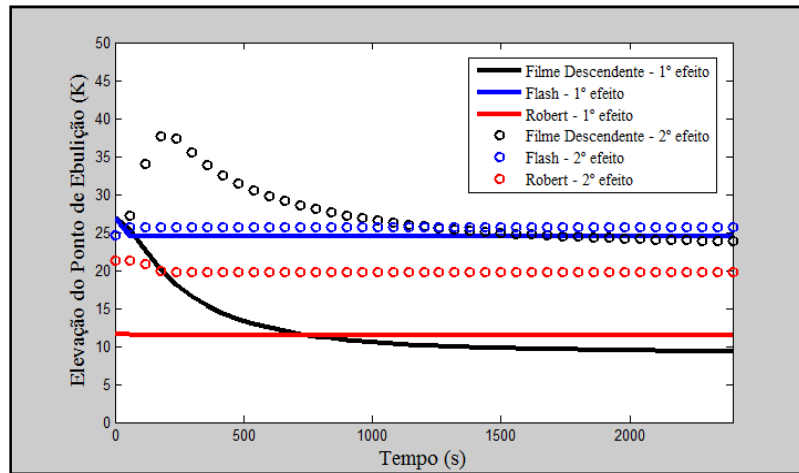


Figura VI. 36: Elevação do ponto de ebulição (EPE) para cada um dos efeitos dos evaporadores Flash, Filme Descendente e Robert.

A Figura VI.37 mostra que a fração mássica de sacarose foi aproximadamente a mesma entre os segundos efeitos e entre os primeiros efeitos dos evaporadores Filme Descendente e Robert. O único resultado que difere muito dos demais é a fração mássica da corrente de saída do primeiro efeito do Flash. Esse efeito desse evaporador apresentou o pior resultado, pois funcionou apenas como um aquecedor do caldo clarificado, uma vez que a fração mássica se manteve a mesma da corrente de alimentação.

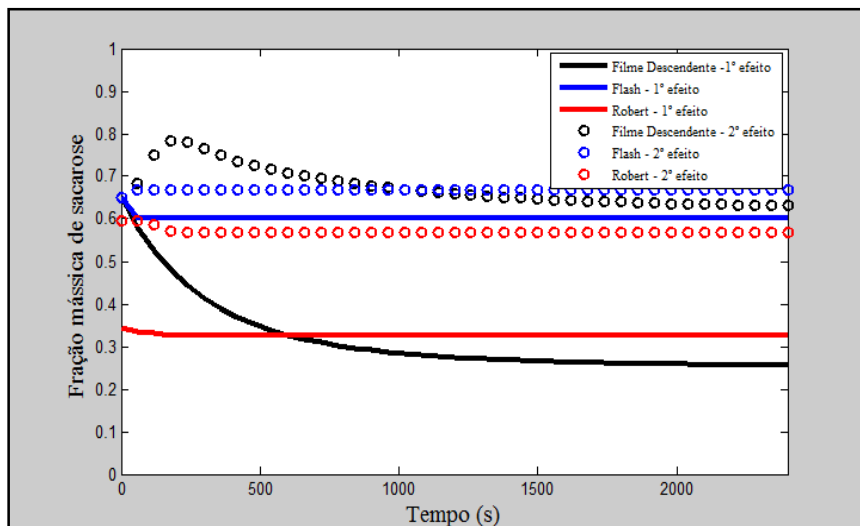


Figura VI. 37: Fração mássica da sacarose nas correntes de saída de cada um dos efeitos para os evaporadores Flash, Filme Descendente e Robert.

VI.6 Evaporador Robert em série com quatro efeitos

As Figuras VI.38 a VI.40 mostram o comportamento dos quatro efeitos dos evaporadores do tipo Robert. A diminuição da pressão e da temperatura são observados como esperado. No entanto, observa-se mudança brusca entre as condições do terceiro e quarto efeitos para a pressão, temperatura e concentração da sacarose.

Como o caldo é alimentado, considerando-se que foi pré-aquecido, o esperado é que a concentração da sacarose se desse com mudanças graduais ao longo dos efeitos. Uma das possíveis causas do comportamento que foi observado é o modelo que foi utilizado para a descrição do fenômeno de transferência de calor, que possivelmente não foi o modelo mais adequado.

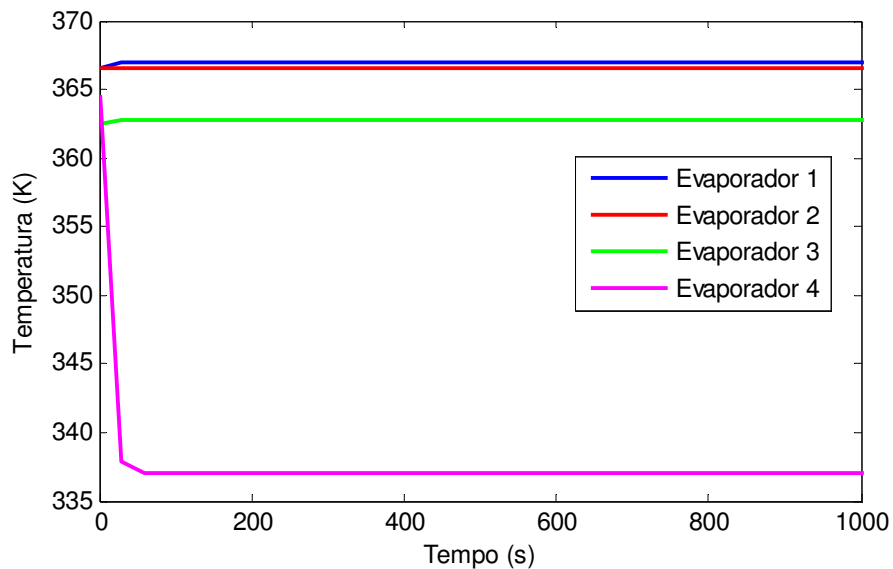


Figura VI. 38: Comportamento da temperatura para quatro efeitos do evaporador Robert.

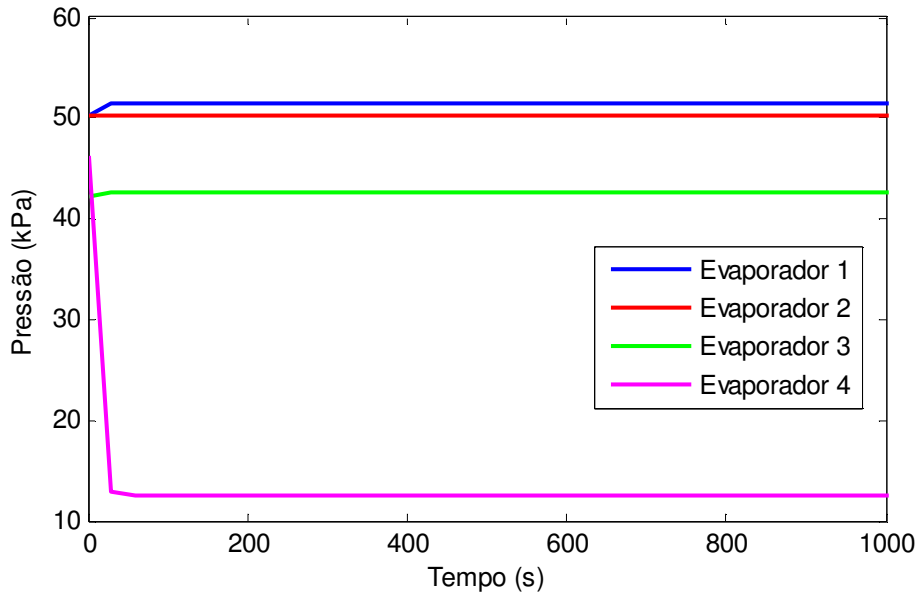


Figura VI. 39: Comportamento da pressão para quatro efeitos do evaporador Robert.

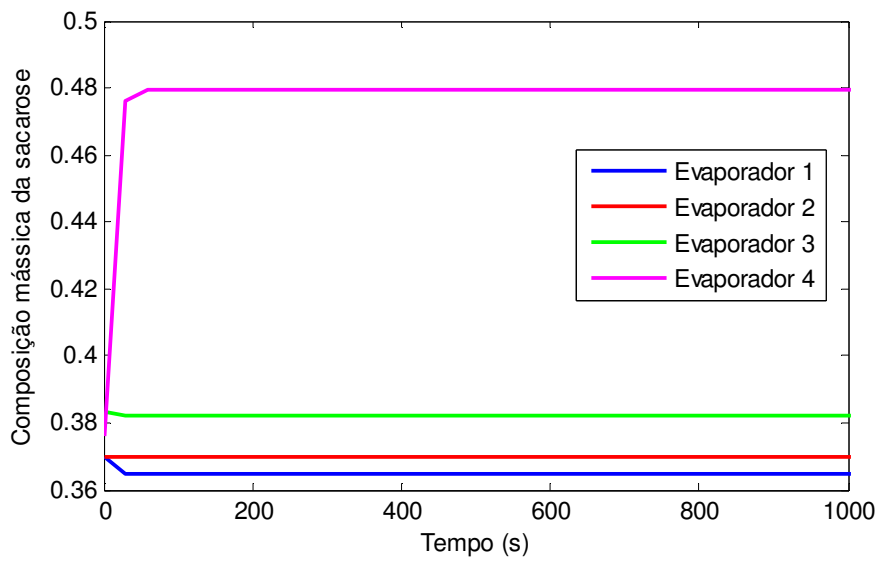


Figura VI. 40: Comportamento da temperatura para quatro efeitos do evaporador Robert.

Capítulo VII – Otimização da série de evaporadores

Formulação do problema de otimização

Em processos de evaporação, almeja-se a obtenção de um produto mais concentrado, atendendo a certas especificações quanto à concentração do produto de interesse. Ao mesmo tempo, deseja-se obter a concentração ideal do produto com a utilização da menor vazão de vapor possível. Assim, a função objetivo deste problema consiste no ganho da produção, constituída pela diferença entre a receita, decorrente da venda de álcool produzido do caldo da cana-de-açúcar concentrado, e o custo, ou seja, gasto com o vapor de escape alimentado no primeiro efeito da série de evaporadores.

Baseando-se no processo de primeira geração do caldo da cana, obtém-se o etanol anidro, cujo preço final é de R\$ 1,791 por litro, segundo divulgação do Portal de notícias da Globo em 27/12/2012. A matéria-prima usada para a produção do vapor é o bagaço da cana-de-açúcar, que produz vapor a um custo médio total de R\$ 30,37 por tonelada de vapor.

A partir dos dados mencionados, foi estudada a seguinte função objetivo:

Receita

$$R = F / \rho_{\text{caldo conc.}} \cdot P_{\text{etanol}} \cdot x_{\text{sac}} \cdot t_{\text{op}} \quad (\text{VII.1})$$

Custo

$$C = P_{\text{bagaço}} \cdot F_{\text{v0}} \cdot t_{\text{op}} \quad (\text{VII.2})$$

Ganho da Produção

$$GP = R - C \quad (\text{VII.3})$$

Sistemas estudados

O objetivo desta etapa do trabalho é definir certas condições que otimizem o processo de evaporação, em função da maximização da concentração de sacarose no caldo concentrado e da minimização da vazão de vapor.

O caso estudado foi o evaporador Robert em duas configurações: em série de dois e de quatro evaporadores, já apresentadas nos Capítulos V e VI. A definição do aumento do número de evaporadores na série se deve ao fato de que, industrialmente, são geralmente utilizados entre quatro e seis evaporadores. Para a definição das variáveis de otimização, foi realizada análise de sensibilidade. Uma das variáveis manipuladas foi a pressão de saída da corrente dos últimos efeitos.

Os resultados das simulações dos dois e dos quatro evaporadores de múltiplos efeitos em série, antes da otimização, estão mostradas na Tabela VII.1. A faixa desejada de concentração da sacarose é entre 50% e 70% m/m.

Tabela VII. 1: Resultados das simulações da série de dois e quatro evaporadores de múltiplos efeitos antes da otimização.

Série de quatro evaporadores múltiplos efeitos				
Composições (% m/m)				
x_1	x_2	x_3	x_4	GP (R\$)
36,47	36,97	38,24	47,94	899.436,00
Série de dois evaporadores múltiplos efeitos				
Composições				
x_1	x_2		GP (R\$)	
32,48	56,23		375.867,00	

VII.1 Análise de sensibilidade

As análises anteriores do trabalho foram baseadas na simulação de dois evaporadores Robert em série, descrevendo-se a transferência de calor pela teoria de Nusselt. Contudo, para o estudo de caso que está sendo proposto, foi realizada a simulação de quatro evaporadores em série, sendo que a descrição da transferência de calor foi feita por meio do uso de uma correlação empírica simplificada para a determinação do coeficiente global de transferência de calor, que depende da temperatura e concentração do caldo. Essa correlação foi apresentada no Capítulo V, pela Equação V.75.

A fim de serem identificadas as variáveis de otimização para o sistema de quatro evaporadores, foi feita a análise de sensibilidade desse sistema. Para a construção da matriz de sensibilidade, foram consideradas vinte e quatro variáveis e seis parâmetros.

A sensibilidade normalizada, para o incremento de 1% na variável ξ , pode ser aproximada pela seguinte equação.

$$S(F; \xi) \sim \frac{F(\xi + \Delta\xi) - F(\xi)}{F(\xi)} \cdot 100 \quad (\text{VII.4})$$

em que $\Delta\xi/\xi = 0,01$. A Tabela VII.2 mostra a matriz de sensibilidade obtida. Os valores em amarelo indicam as sensibilidades absolutas mais elevadas, indicando as variáveis mais significativas e de maior interferência no processo de evaporação.

Tabela VII. 2: Análise de sensibilidade para a configuração de quatro evaporadores em série.

ξ	P_1	P_2	P_3	P_4	T_1	T_2	T_3	T_4	F_{v1}	F_{v2}	F_{v3}	F_{v4}	F_1	F_2	F_3	F_4	Q_1	Q_2	Q_3	Q_4	x_1	x_2	x_3	x_4
F_0	0,61	0,03	0,08	-0,08	0,04	0,001	0,004	-0,004	-0,52	-0,03	0,30	-0,07	0	0	1,27	2,40	0,94	-0,54	-0,03	0,30	-0,14	0	-0,03	0
T_v	7,54	0,24	0,07	-0,06	0,54	0,02	0,003	-0,004	-6,68	-0,22	0,22	-0,05	0	0	0,96	1,80	44,8	-6,89	-0,23	0,21	-0,03	0	-0,03	0
F_v	0,45	0,03	0,08	-0,08	0,03	0,001	0,004	-0,005	-0,39	-0,02	0,29	-0,07	0	0	1,24	2,35	0	-0,40	-0,03	0,30	-0,08	0	-0,03	0
α	-0,03	-0,002	-0,005	0,003	-0,002	0	-0,003	0	0,03	0,002	-0,02	1,00	0	0	-0,1	-0,18	0	0,03	0,001	-0,02	0	0	0	0
T_0	0,24	0,01	0,02	-0,02	0,02	0,001	0	-0,001	-0,21	-0,01	0,08	-0,02	0	0	0,36	0,66	-12	-0,22	-0,01	0,09	-0,03	0	-0,03	0
P_0	0,34	0,02	0,06	-0,06	0,02	0,001	0,002	-0,004	-0,29	-0,02	0,22	-0,05	0	0	0,93	1,75	0	-0,31	-0,03	0,21	-0,07	0	-0,03	0

Pela análise de sensibilidade, foi definido que as variáveis de otimização são α , F_v e T_v . Os testes realizados foram:

- Manipulação da constante da válvula, α , localizada na corrente de saída do último evaporador;
- Manipulação da temperatura na alimentação do vapor, T_v ;
- Manipulação da vazão de vapor na alimentação, F_v .

Quatro evaporadores em série com Pout especificada

Primeiramente, para cada temperatura de vapor fixada, foi feita a variação da vazão de vapor, de modo a identificar o efeito da vazão de vapor na concentração de sacarose e na função objetivo. A condição destacada na Tabela VII.3 representa a condição de maior valor da função objetivo, dentro dos limites operacionais.

Tabela VII. 3: Resultados para a série de quatro evaporadores, quanto ao valor da função objetivo.

T_v (K)	F_v (kmol/h)	x_4 ($\% \frac{m}{m}$)	GP (R\$)
373,15	1234,55	44,07	$1,34314 \cdot 10^6$
	12345,5	44,07	$1,3332 \cdot 10^6$
	123455	44,07	$1,31576 \cdot 10^6$
380,65	12345,5	44,07	$1,3345 \cdot 10^6$
	123455	44,07	$1,34178 \cdot 10^6$
388,15	12345,5	37,62	$1,33866 \cdot 10^6$
	123455	44,07	$1,32855 \cdot 10^6$
395,65	12345,5	44,07	$1,32341 \cdot 10^6$
	123455	44,07	$1,33555 \cdot 10^6$
403,15	12345,5	44,07	$1,32016 \cdot 10^6$
	123455	0,4407	$1,31922 \cdot 10^6$

A partir dos resultados encontrados na Tabela VII.3, adotou-se como melhor condição $T_v = 373,15 K$ e $F_v = 1234,55 \frac{kmol}{h}$. Com essa condição, variou-se o valor da constante da válvula, observando-se o efeito na concentração mássica da sacarose e na função objetivo, como mostra a Tabela VII.4.

Tabela VII. 4: Resultados para a série de quatro evaporadores, através da variação da constante da válvula.

$a \left(mol^{\frac{1}{2}} \cdot m^{\frac{1}{2}} \right)$	$x_4 \left(\% \frac{m}{m} \right)$	$GP \text{ (R\$)}$
0,5915	37,81	$1,16978 \cdot 10^6$
2,9575	37,88	$1,17541 \cdot 10^6$
14,7875	38,27	$1,21695 \cdot 10^6$
73,9375	39,96	$1,25621 \cdot 10^6$
369,6875	43,74	$1,3592 \cdot 10^6$
1848,4375	44,06	$1,3239 \cdot 10^6$
9242,1875	44,07	$1,3265 \cdot 10^6$
9500	44,07	$1,3427 \cdot 10^6$

Também foram feitos testes com valores fixos em outros valores extremos de temperatura e vazão de vapor na alimentação e no valor intermediário, variando-se a constante da válvula, como mostram as Tabelas VII.5 a VII.7.

Tabela VII. 5: Resultados para a série de quatro evaporadores, através da variação da constante da válvula - $T_v (K) = 373,15$ e $F_v \left(\frac{kmol}{h}\right) = 123455$.

$a \left(\frac{1}{mol^2} \cdot \frac{1}{m^2}\right)$	$x_4 \left(\% \frac{m}{m}\right)$	$GP (R\$)$
0,5915	37,81	$1,1939 \cdot 10^6$
2,9575	37,89	$1,1833 \cdot 10^6$
14,7875	38,26	$1,1909 \cdot 10^6$
73,9375	39,93	$1,2383 \cdot 10^6$
369,6875	43,73	$1,3309 \cdot 10^6$
1848,4375	44,06	$1,3276 \cdot 10^6$
9242,1875	44,07	$1,3375 \cdot 10^6$
10000	44,07	$1,3275 \cdot 10^6$

Tabela VII. 6: Resultados para a série de quatro evaporadores, através da variação da constante da válvula - $T_v (K) = 388,15$ e $F_v \left(\frac{kmol}{h}\right) = 12345,5$.

$a \left(\frac{1}{mol^2} \cdot \frac{1}{m^2}\right)$	$x_4 \left(\% \frac{m}{m}\right)$	$GP (R\$)$
0,5915	37,81	$1,1680 \cdot 10^6$
2,9575	37,88	$1,1695 \cdot 10^6$
14,7875	38,25	$1,1816 \cdot 10^6$
73,9375	39,93	$1,2384 \cdot 10^6$
369,6875	43,74	$1,3586 \cdot 10^6$
1848,4375	44,06	$1,3269 \cdot 10^6$
9242,1875	44,07	$1,3137 \cdot 10^6$
10000	44,07	$1,3155 \cdot 10^6$

Tabela VII. 7: Resultados para a série de quatro evaporadores, através da variação da constante da válvula - $T_v (K) = 403,15$ e $F_v \left(\frac{kmol}{h}\right) = 123455$.

$a \left(mol^{\frac{1}{2}} \cdot m^{\frac{1}{2}}\right)$	$x_4 \left(\% \frac{m}{m}\right)$	$GP (R\$)$
0,5915	37,81	$1,1762 \cdot 10^6$
2,9575	37,88	$1,1747 \cdot 10^6$
14,7875	38,25	$1,1778 \cdot 10^6$
73,9375	39,92	$1,2323 \cdot 10^6$
369,6875	43,74	$1,3538 \cdot 10^6$
1848,4375	44,06	$1,3165 \cdot 10^6$
9242,1875	44,07	$1,3189 \cdot 10^6$
10000	44,07	$1,3347 \cdot 10^6$

Diante destes testes, apenas a condição de $T_v (K) = 373,15$, $F_v \left(\frac{kmol}{h}\right) = 1234,55$ e $a \left(mol^{\frac{1}{2}} \cdot m^{\frac{1}{2}}\right) = 9500$ resultou no melhor valor da função objetivo bem como na maior concentração de sacarose no caldo concentrado pelo último efeito.

Outro teste foi realizado pela variação da pressão da corrente de saída (Pout) do último efeito. Adotou-se a melhor condição da função objetivo da análise anterior, ou seja, $T_v (K) = 373,15$, $F_v \left(\frac{kmol}{h}\right) = 1234,55$ e $a \left(mol^{\frac{1}{2}} \cdot m^{\frac{1}{2}}\right) = 9500$. Os resultados são apresentados na Tabela VII.8.

Tabela VII. 8: Resultados para a série de quatro evaporadores, através da variação da pressão da corrente de saída.

P (kPa)	x_4 ($\% \frac{m}{m}$)	GP (R\$)
1	70,39	$2,0230 \cdot 10^6$
5	56,05	$1,6263 \cdot 10^6$
10	49,88	$1,4902 \cdot 10^6$
15	46,43	$1,4028 \cdot 10^6$
20	44,07	$1,3614 \cdot 10^6$

Pelo teste realizado, foi possível observar que quanto menor for a pressão da corrente de saída, maior a concentração do caldo e maior o ganho da produção. Contudo, para que o produto estivesse dentro da especificação prevista na literatura, a pressão deveria estar fixa em 5 kPa, estando a concentração de sacarose entre 50% e 70% m/m.

Dois evaporadores em série

A simulação da série de dois evaporadores Robert também foi avaliada quanto às condições ótimas. A fim de determinar as variáveis manipuladas, foi construída a matriz de sensibilidade mostrada na Tabela VII.9.

Tabela VII. 9: Análise de sensibilidade para a configuração de dois evaporadores em série.

	P_1	P_2	T_1	T_2	F_{v1}	F_{v2}	F_1	F_2	Q_1	Q_2	x_1	x_2
F_0	0,21	0,04	0,013	0	0	0,3679	0	0	0,8944	0,0706	-0,0615	-0,053
T_v	12,67	0,0869	0,94	0,0505	-5,69	9,2951	0	0	35,81	-6,00	0,0307	0,4564
F_v	0,049	0,04	0,0026	0	0	0,1936	0	0	0	0	-0,0307	-0,053
T_0	1,82	0,0869	0,14	0	-0,813	1,782	0	0	-5,82	-0,8474	-0,0307	-0,053
P_0	-0,965	0,04	-0,078	-0,0084	0	-0,4648	0	0	-3,1225	0,565	-0,0307	-0,123
x_{sac}	-0,187	0,04	-0,01	0	0	0,0774	0	0	-0,4579	0,1412	0,123	-0,0351

Pela análise de sensibilidade, foi definido que a variável manipulada é T_v e a variável de otimização é x_2 . Assim, variando-se a temperatura do vapor, foram obtidos os resultados mostrados na Tabela VII.10.

Tabela VII. 10: Análise de sensibilidade para a configuração de dois evaporadores em série.

$F_V = 1234,55$		
T_v (K)	x_2 ($\% \frac{m}{m}$)	GP (R\$)
373,15	56,23	375.867,00
380,65	56,39	377.566,00
388,15	56,51	378.740,00
395,65	56,66	380.309,00
403,15	56,94	383.120,00
409,15	57,35	387.299,00

Para esse sistema, foi necessário maior valor de temperatura do vapor na alimentação para a maximização da concentração de sacarose e ganho da produção. Contudo, elevando-se a vazão de vapor na alimentação, bem como a vazão de alimentação do caldo, foram obtidos valores ainda maiores para a função objetivo.

A condição ótima para esse sistema de dois evaporadores Robert em série está mostrada na Tabela VII.11.

Tabela VII. 11: Condição ótima para a configuração de dois evaporadores em série.

Especificações da alimentação
$F_0 = 30203,4 \text{ kmol/h}$
$P_0 = 1,7 \text{ kPa}$
$T_0 = 368,15 \text{ K}$
$x_{sac0} = 0,25$
$F_V = 123455 \text{ kmol/h}$
$T_V = 403,15 \text{ K}$
Condições ótimas
$x_{sac} = 60 \%m/m$
$GP = R\$ 406.504,00$

Portanto, as melhores condições encontradas para cada uma das configurações dos evaporadores estão sumarizadas na Tabela VII.12.

Tabela VII. 12: Condição ótima para a configuração de dois evaporadores em série.

Série de quatro evaporadores múltiplos efeitos				
Composições (%m/m)				
x_1	x_2	x_3	x_4	GP (R\$)
36,00	36,95	38,15	70,39	2.022.950,00
Série de dois evaporadores múltiplos efeitos				
Composições (%m/m)				
x_1	x_2	GP (R\$)		
28,78	60,00	406.504,00		

Capítulo VIII – Conclusões

A comparação entre os três tipos de evaporadores avaliados no trabalho foi realizada para os mesmos valores das taxas de calor fornecidas ao sistema. Os resultados obtidos para pressão, temperatura, Elevação do Ponto de Ebulição (EPE) e fração mássica de sacarose foram bem similares para os segundos efeitos dos evaporadores estudados, Flash, Filme Descendente e Robert. Em contrapartida, em relação aos primeiros efeitos, a temperatura do Filme Descendente foi um pouco mais elevada que no Flash e Robert, acarretando uma pressão maior também no Filme Descendente, em relação aos demais. Os modelos foram capazes de prever a Elevação do Ponto de Ebulição (EPE), que sofre aumento pela presença dos componentes sólidos do caldo.

Dentre os resultados obtidos para o evaporador Robert, pode-se mencionar que para uma concentração de sacarose de 25%*m/m* na alimentação, a evaporação foi eficiente, obtendo-se um concentrado de 60%*m/m* de sacarose na saída do segundo efeito. Esse resultado condiz com a literatura, que prevê a elevação da concentração para a faixa compreendida entre 50 e 70%*m/m* de sacarose, segundo LOPES & PARAZZI (1992).

A fim de estudar o comportamento dinâmico do sistema de equações algébrico-diferenciais, foram feitas perturbações degrau na vazão de vapor e setpoint da pressão. Essas perturbações acarretam alterações no comportamento do segundo evaporador. A fração vaporizada também foi uma variável sensível às perturbações.

Na busca da condição ótima, as variáveis manipuladas são a constante da válvula, vazão, temperatura do vapor e a pressão de saída do último efeito, a fim de maximizar a concentração do caldo no último efeito da série de dois e quatro evaporadores. As condições ótimas para os sistemas estudados foram a composição de 70%*m/m* e gasto de produção de, aproximadamente, 2 milhões de reais para a série de quatro evaporadores. Já para a série de dois evaporadores, a composição do último efeito é de 60%*m/m* e gasto na produção de, aproximadamente, 400 mil reais.

Como sugestão para trabalhos futuros, deve-se investigar mais detalhadamente o comportamento dinâmico, especialmente do evaporador Robert, e também aplicar métodos mais robustos de otimização, como, por exemplo, métodos de programação não linear. Além disso, é necessário reavaliar as correlações e suposições usadas para a descrição do fenômeno de transferência de calor, sendo importante testar correlações que descrevam a troca térmica considerando ebulição e também correlações que levem em conta duas regiões no interior dos tubos do evaporador, uma zona de aquecimento e outra zona de evaporação.

Referências Bibliográficas

ALMEIDA, A. M. (2009). Monografia (Trabalho de Conclusão de Curso). *Modelagem, Simulação e Controle de um Sistema de Evaporação Múltiplo Efeito de Licor Negro*. Telêmaco Borba, Paraná, Brasil.

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

AVALO, B., VARELA, A. (2008). Modeling and Simulation of a Triple Effect Evaporator for the Concentration of Natural Juices. *Ver. Téc. Ing. Univ. Zulia* , 31, pp. 151 - 158.

BAYMA, C. *Tecnologia do açúcar - da matéria-prima à evaporação*. Coleção canavieira nº13, Instituto do açúcar e do álcool.

BHARGAVA, R., KHANAM, S., MOHANTY, B., RAY, A.K. (2008). Mathematical Model for a Multiple Effect Evaporator System with Condensate-Feed and Product-Flash and Steam Splitting. *Indian Journal of Chemical Technology* , 15, pp. 118 - 129.

BHARGAVA, R., KHANAM, S., MOHANTY, B., RAY, A.K. (2008). Simulating Film Evaporator System for Concentration of Black Liquor. *Computers and Chemical Engineering* , 32, pp. 3213 - 3223.

BOURGOIS, J., LEMAGUER, M. (1987). Heat-Transfer Correlation for Upward Liquid Film Heat Transfer with Phase Change: Application in the Optimization and Design of Evaporators. *Journal of Food Engineering* , 6, pp. 291 - 300.

BOUROUNI, K., MARTIN, R., TADRIST, L., TADRIST, H. (1998). Modelling of Heat and Mass Transfer in a Horizontal - Tube Falling-Film Evaporator for Water Desalination. *Desalination* , 116, pp. 165 - 184.

CAMPOS, S. G. (2009). Dissertação de M.Sc. *Modelagem Matemática e Análise do Coeficiente Global de Transferência de Calor para o Processo de Concentração do Licor Negro de Eucalipto em Sistema de Evaporadores de Múltiplo Efeito*. Coronel Fabriciano, Minas Gerais: PPGE/UNILESTE.

COELHO, M. A., RIBEIRO, B. D. (2008). *Tecnologia Enzimática*. Rio de Janeiro: EPUB.

COSTA JR., E. F.; VIEIRA, R. C. ; SECCHI, A. R. ; BISCAIA JUNIOR, E. C. . Dynamic simulation of high-index models of batch distillation processes. Latin American Applied Research **JCR**, Bahia Blanca/Argentina, v. 33, n.2, p. 155-160, 2003.

DIAS, M. O. (2008). Dissertação de M.Sc. *Simulação do Processo de Produção de Etanol a partir do Açúcar e do Bagaço, Visando à Integração do Processo e à Maximização da Produção de Energia e Excedentes do Bagaço*. Dissertação de M.Sc., PPG/UNICAMP . Campinas, SP, Brasil.

DING, X., CAI, W., JIA, L., WEN, C. (2009). Evaporator Modeling - A Hybrid Approach. *Applied Energy* , 86, pp. 81 - 88.

EL-DESSOUKY, H., ALATIQUI, I., BINGULAC, S., ETTOUNEY, H. (1998). Steady-State Analysis of the Multiple Effect Evaporation Desalination Process. *Chem. Eng. Technol.* , 21, pp. 437 - 451.

ELY, R. N. (2009). Dissertação de M.Sc. *Avaliação Prospectiva das Rotas de Bio-refinaria no Brasil, a partir do bagaço de cana-de-açúcar como matéria-prima básica*. Rio de Janeiro: UFRJ/COPPE.

FOUST, A. S., CLUMP, C. W., WENZEL, L. A. et al. (1982). *Princípios das Operações Unitárias*. LTC.

GIORDANO, R., BONOMI, A., CUNHA, M. P., SCANDIFFIO, M. I. G. (Julho, 2009). *Programa Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar*. CTBE - Centro de Tecnologia do Bioetanol.

GRÄNFORS, A., NILSSON, B., JERNQVIST, A., ALY, G. (1997). Dynamic Simulation of an Absorption Heat Transformer Incorporated with an Evaporation Plant. *Computers Chem Engineering* , 21, pp. S715 - S720.

GRÄNFORS, A., NILSSON, B. (1999). Modelling of Single Evaporators. pp. 1 - 5.

GREEN, D. W., PERRY, R. H. (2007). *Perry's Chemical Engineers' Handbook* (8 ed.). Mc-Graw-Hill.

GRUHLE, W. D., ISERMANN, R. (s.d.). Modelling and Control of a Refrigerant Evaporator. pp. 287 - 292.

HELLSTRÖM, J. (1994). Industrial Plate Evaporators. *Heat Recovery Systems & CHP* , 14, pp. 549 - 554.

HUGOT, E. (1969). *Manual da Engenharia Açucareira*. São Paulo: Mestre Jou.

JENKINS, G. H. (1966). Introduction to cane sugar technology. *Elsevier*.

JESUS, C. D. (2004). Validação da Simulação Dinâmica das Etapas de Evaporação e Cristalização da Produção de Açúcar com Dados Obtidos em Plantas Industriais. *Tese de DSc., PPG/UFSCar* . São Carlos, SP, Brasil.

JIA, X., TSO, C. P., CHIA, P. K. (1995). A Distributed Model for Prediction of the Transient Response of an Evaporator. *Int. J. Refrig.* , 18, pp. 336 - 342.

JIA, X., TSO, C. P., JOLLY, P., WONG, Y. W. (1999). Distributed Steady and Dynamic Modelling of Dry-Expansion Evaporators. *International Journal of Refrigeration* , 22, pp. 126 - 136.

JORGE, L. M. M., RIGHETTO, A. R., POLLI, P. A., SANTOS, O. A. A., MACIEL FILHO, R. (2010). Simulation and Analysis of a Sugarcane Juice Evaporation System. *Journal of Food Engineering* , 99, pp. 351 - 359.

KAKAÇ, S. (1991). Boilers, evaporators and condensers. *John Wiley & Sons* .

KAM, K. M., TADÉ, M. O. (2000). Simulated Nonlinear Control Studies of Five-Effect Evaporator Models. *Computers and Chemical Engineering* , 23, pp. 1795 - 1810.

KAYA, D., SARAC, H. I. (2007). Mathematical Modeling of Multiple-Effect Evaporators and Energy Economy. pp. 1536 - 1542.

KERN, D. Q. (1987). *Processos de Transmissão de Calor*. Rio de Janeiro: Guanabara.

KHADEMI, M. H., RAHIMPOUR, M. R., JAHANMIRI, A. (2009). Simulation and Optimization of a Six-Effect Evaporator in a Desalination Process. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* , 48, pp. 339 - 347.

LIMA, Aquarone (2001). *Biotecnologia industrial - processos fermentativos e enzimáticos*. Vol. 3. São Paulo: Edgard Blücher LTDA.

LOPES, C. H., PARAZZI, C. Introdução à tecnologia de produção de açúcar. Apostila técnica. Araras, UFSCar, p. 14-35. 05/1992.

MIRANDA, V., SIMPSON, R. (2005). Modelling and Simulation of an Industrial Multiple Effect Evaporator: Tomato Concentrate. *Journal of Food Engineering* , 66, pp. 203 - 210.

MITHRARATNE, P., & WIJEYSUNDERA, N. E. (2001). A Experimental and Numerical Study of the Dynamic Behaviour of a Counter-Flow Evaporator. *International Journal of Refrigeration* , 24, pp. 554 - 565.

Ministério de Minas e Energia (MME, 2012). Relatório de Gestão do Exercício de 2011.

NANAYAKKARA, V. K., IKEGAMI, Y., UEHARA, H. (2002). Evolutionary Design of Dynamic Neural Networks for Evaporator Control. *International Journal of Refrigeration* , 25, pp. 813 - 826.

NYERS, J., & STOYAN, G. (1994). A Dynamical Model Adequate for Controlling the Evaporator of a Heat Pump. *Ver. Int. Froid* , 17, pp. 101 - 108.

PACHECO, C. R., & KUROKAWA, E. C. (Maio de 2004). Thermal Performance Assessment of Robert's Evaporators. *International Sugar Journal* , 106, pp. 270 - 292.

PENNISI, S. N., LIOW, J., SCHNEIDER, P. A. (Dezenbro de 2003). CFD Model Development for Sugar Mill Evaporators. *Third International Conference on CFD in the Minerals and Process Industries*.

QUAAK, P., VAN WIJCK, M. P. C. M., VAN HAREN, J. J. (1994). Comparison of Process Identification and Physical Modelling for Falling Film Evaporators. *Food Control* , 5, pp. 73 - 82.

RANGAIAH, G. P., SAHA, P., TADÉ, M. O. (2002). Nonlinear Model Predictive Control of an Industrial Four-Stage Evaporator System via Simulation. *Chemical Engineering Journal* , pp. 285 - 299.

RIBEIRO JR, C. P., LAGE, P. L. C. (2004). Population Balance Modeling of Bubble Size Distributions in a Direct-Contact Evaporator Using a Sparger Model. *Chemical Engineering Science* , 59, pp. 2363 - 2377.

SANTAROSSA, E., BERTOTTI, G., ROXO, L. A. T. (2011). A oferta de álcool combustível no Brasil no período 2000 a 2010 e o impacto da crise internacional sobre o setor sucroalcooleiro. *V Encontro de Economia Catarinense* .

SIMPSON, R., ALMONACID, S., LÓPEZ, D., ABAKAROV, A. (2008). Optimum Design and Operating Conditions of Multiple effect Evaporators: tomato Paste. *Journal of Food Engineering* , 89, pp. 488 - 497.

STEFANOV, Z., HOO, K. A. (2003). A Distributed - Parameter Model of Black Liquor Falling Film Evaporators. Part I. Modeling of a Single Plate. *Ind. Eng. Chem. Res.* , 42, pp. 1925 - 1937.

TRESSLER, C. J., ZIMMERMAN, W. I., WILLITS, C. O. (1941). Boiling-point Elevation of Sucrose Solutions. *New York State Agricultural Experiment Station*, pp. 1242 - 1245.

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

YANNIOTIS, S., & PILAVACHI, P. A. (1996). Mathematical Modeling and Experimental Validation of an Absorption - Driven Multiple - Effect Evaporator. *Chem. Eng. Technol.* , 19, pp. 448 - 455.

VAN DER POEL, P. W., SCHIWECK, H., SCHWARTZ, T. *Beet and Cane Sugar Manufacture*. Cap. 11, ed. 1.

ZHANG, W. J., ZHANG, C. L. (2006). A Generalized Moving-Boundary Model for Transient Simulation of Dry-Expansion Evaporators under Larger Disturbances. *International Journal of Refrigeration* , 29, pp. 1119 - 1127.