



FATEB – Faculdade de Telêmaco Borba
Credenciada pela Portaria 875 de 23/06/2000 – DOU de 27/06/2000

MODELAGEM, SIMULAÇÃO E CONTROLE DE UM SISTEMA DE EVAPORAÇÃO MÚLTIPLO EFEITO DE LICOR NEGRO

ALEXANDRE MARQUES DE ALMEIDA

2009

FATEB

FACULDADE DE TELÊMACO BORBA

ALM Almeida, Alexandre Marques de
Modelagem, Simulação e Controle de um Sistema de
Evaporação Múltiplo Efeito de Licor Negro / Alexandre Marques de
Almeida. – Telêmaco Borba, PR : [s.n], 2009.
166 f.

Orientador: Prof. Dr. Ivo Neitzel.
Co-orientador: Prof. Dr. Sérgio Martinelli
Monografia (TCC) – Faculdade de Telêmaco Borba.
Bibliografia: f.

1. Modelagem. 2. Simulação. 3. Controle. 4. Evaporação I.
Neitzel, Ivo. II. Faculdade de Telêmaco Borba.

CDD 660

Dedico este trabalho ao meu pai Levi (*in memoriam*).
A minha mãe Valéria e às minhas irmãs pelo apoio incondicional.

AGRADECIMENTOS

Agradeço primeiramente a toda minha família, pelo apoio e compreensão em todos os momentos desta árdua caminhada. Em especial ao meu tio Ademir, pois sem sua ajuda e apoio não seria possível a concretização deste sonho.

Ao Orientador Prof. Dr. Ivo Neitzel, pelo incentivo desde o início na área de simulação e controle de processos quando ainda era seu aluno na disciplina de Algoritmos Estruturados e posteriormente com os trabalhos de Iniciação Científica, dedicando o seu tempo, com extrema paciência e dedicação, sendo de fundamental importância para o desenvolvimento e finalização deste trabalho.

Agradeço ao Co-orientador Prof. Dr. Sérgio Martinelli pela disponibilidade e interesse em sanar quaisquer dúvidas referentes ao andamento dos trabalhos.

Agradeço também a todos os amigos e colegas de curso, pelo compartilhamento de experiências que contribuíram para o sucesso desta jornada.

Ao corpo docente do Departamento de Engenharia Química da FATEB, que contribuíram direta ou indiretamente para a conclusão deste trabalho.

A todos o meu muito obrigado.

“O mais importante para o homem é crer em si mesmo. Sem esta confiança em seus recursos, em sua inteligência, em sua energia, ninguém alcança o triunfo a que aspira.”

Thomas Atkinson

“Os que se encantam com a prática sem a ciência são como os timoneiros que entram no navio sem timão nem bússola, nunca tendo certeza do seu destino.”

Leonardo da Vinci (1452 – 1519)

ALMEIDA, Alexandre Marques de. **Modelagem, Simulação e Controle de um Sistema de Evaporação Múltiplo Efeito de Licor Negro**. 2009. Monografia (Trabalho de Conclusão de Curso) – Faculdade de Telêmaco Borba.

RESUMO

Nas indústrias de celulose e papel, a função do processo de evaporação é a de concentrar o licor negro diluído, proveniente do sistema de lavagem da polpa celulósica, a uma concentração acima de 60% de sólidos para ser injetado na caldeira de recuperação, onde serão recuperados os produtos inorgânicos do processo “*Kraft*”. Para tanto, se faz necessário um controle eficiente neste processo para garantir a otimização das suas condições operacionais. Neste trabalho foi modelado, simulado e implementado estratégias de controle do nível de licor nos efeitos e da concentração de sólidos do licor negro de um sistema de evaporação múltiplo efeito, composto por seis estágios e de alimentação direta. A modelagem matemática da evaporação foi realizada por meio de modelos fenomenológicos a partir de balanços materiais e energéticos, utilizando correlações para as propriedades físicas do licor negro (GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000) e do vapor saturado (PERRY e GREEN, 1999). O programa simulador foi desenvolvido em linguagem computacional FORTRAN no compilador Microsoft Visual Studio. Para o sistema de controle convencional foram utilizadas algoritmos de controle proporcional (P) e proporcional integral (PI). Além disso, foi implementado um sistema de controle avançado preditivo para a concentração de sólidos do licor negro na saída da evaporação, através de um controlador por matriz dinâmica (DMC) do tipo SISO (uma entrada e uma saída) pertencente à família de controladores baseado em modelo (MPC). Comparando essas estratégias de controle através de índices de desempenho quadráticos para a variável controlada (ISE) e para a variável manipulada (ISU). Com os controladores sintonizados, foi então, comparado o desempenho destes, comprovando a superioridade e robustez do controlador DMC frente aos controles convencionais, proporcional (P) e proporcional integral (PI).

Palavras-chave: evaporação de licor negro, modelagem do nível, modelagem da concentração, simulação evaporação de múltiplo efeito, controle convencional, controle avançado.

ALMEIDA, Alexandre Marques de. **Modeling, Simulation and Control of a Multiple Effect Black Liquor Evaporator System**. 2009. Monografia (Trabalho de Conclusão de Curso) – Faculdade de Telêmaco Borba.

ABSTRACT

In the pulp and paper industries, the main purpose of the evaporation process is to increase the dry solids content of the black liquor by evaporating water until reaching a concentration that allows burning in the recovery boiler. This concentration is above 60% dry solids. For so much, it is done necessary an efficient control in this process to guarantee the optimization of their operational conditions. In this work it was modeled, simulated and implemented strategies of liquor level in the effects and of the concentration of solids control in the black liquor of multiple effect evaporator system, composed by six stage of direct feeding (forward). The mathematical modeling of the evaporation developed using phenomenological models mass and energy balances using correlations for the physical properties of the black liquor (GULLICHSEN and FOGELHOLM, 2000) and of the saturated steam (PERRY and GREEN, 1999). The software simulator was developed in FORTRAN language in Microsoft Visual Studio compiler. For the system of conventional control it was used algorithms of proportional (P) and proportional integral (PI) control. Besides, an advanced predictive control system was implemented for the concentration of solids of the black liquor in the evaporation, through a dynamic matrix control (DMC) of the type SISO (single input, single output) belonging to the model predictive control (MPC). Comparing those control strategies through quadratic performance index for the controlled variable (ISE) and for the manipulated variable (ISU). With the tuned in controllers, it was compared the performance of these then, proving the superiority and robustness of the controller DMC compared P and PI conventional control.

Key-words: evaporation of black liquor, modeling of the level, modeling of the concentration, simulation multiple effect evaporator, conventional control, advanced control.

SUMÁRIO

	Pág.
DEDICATÓRIA.....	v
AGRADECIMENTOS.....	vi
EPÍGRAFE.....	vii
RESUMO.....	viii
ABSTRACT.....	ix
LISTA DE FIGURAS.....	xiii
LISTA DE TABELAS.....	xviii
LISTA DE ABREVIATURAS E SÍMBOLOS.....	xix
1. INTRODUÇÃO TEÓRICA.....	1
1.1. Recuperação Química no Processo “ <i>Kraft</i> ”.....	2
1.2. Sistema de Evaporadores de Licor Negro.....	7
1.2.1. Tipos e Características de Evaporadores Mais Utilizados.....	12
1.2.1.1. Evaporadores de filme ascendente (“ <i>rising film</i> ”).....	12
1.2.1.2. Evaporadores de filme descendente (“ <i>faling film</i> ”).....	13
1.2.1.3. Evaporadores de circulação forçada.....	16
1.2.1.4. Evaporadores de contato direto.....	17
1.3. Propriedades de Interesse do Licor Negro e do Vapor Saturado.....	19
1.3.1. Composição.....	20
1.3.2. Viscosidade.....	22
1.3.3. Elevação do Ponto de Ebulição (EPE).....	24
1.3.4. Densidade.....	27

1.3.5.	Calor Específico ou Capacidade Calorífica Específica.....	28
1.3.6.	Tensão Superficial.....	32
1.3.7.	Condutividade Térmica.....	33
1.3.8.	Pressão de Saturação.....	33
1.3.9.	Temperatura de Saturação e Temperatura do Licor Negro.....	34
1.3.10.	Calor Latente de Vaporização da Água.....	36
1.3.11.	Solubilidade de Compostos no Licor Negro.....	37
1.4.	Estratégias de Controle Convencional por Retro-Alimentação.....	37
1.4.1.	Controlador Proporcional (P).....	38
1.4.2.	Controlador Proporcional e Integral (PI).....	40
1.4.3.	Técnicas de Sintonia de Controladores Convencionais.....	43
1.4.4.	Sintonia dos Controladores de Nível pelo Método IMC.....	44
1.5.	Estratégias de Controle Avançado Preditivo Baseado em Modelo (MPC).....	46
1.5.1.	Controlador por Matriz Dinâmica (DMC).....	47
1.5.2.	Modelo de Convolução e Algoritmo de Controle.....	49
1.5.3.	Parâmetros de Sintonia do Controlador DMC.....	53
2.	OBJETIVOS.....	55
2.1.	Motivação.....	55
2.2.	Formulação do Problema.....	56
2.3.	Objetivo Geral.....	57
2.4.	Objetivos Específicos.....	57
3.	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	59
3.1.	Modelagem e Simulação de Evaporadores.....	59
3.2.	Controle do Processo de Evaporação.....	61
4.	PROCEDIMENTOS METODOLÓGICOS.....	63
4.1.	Modelagem Matemática dos Evaporadores de Licor Negro.....	63
4.1.1.	Balanço de Massa nos Evaporadores.....	65
4.2.	Determinação do Ponto de Equilíbrio (Regime Permanente).....	68

4.3.	Modelo para o Balanço de Massa em Regime Transiente.....	72
4.4.	Linearização do Modelo em Regime Transiente.....	75
4.5.	Linearização do Modelo com Controlador Proporcional (P) Para o Nível.....	77
4.5.1.	Análise de Estabilidade do Sistema de Controle Linearizado.....	81
4.6.	Simulação do Sistema de Evaporação Múltiplo Efeito.....	83
5.	RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	87
5.1.	Simulação Com Controle do Nível de Licor.....	87
5.2.	Simulação Com Controle da Concentração de Sólidos no Último Estágio.....	90
5.2.1.	Simulação Com Controle Proporcional (P).....	92
5.2.2.	Simulação Com Controle Proporcional e Integral (PI).....	95
5.2.3.	Simulação Com Controle Avançado DMC.....	101
5.2.4.	Comparação das Estratégias de Controle Estudadas.....	115
6.	CONCLUSÕES.....	123
7.	SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	125
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	126
	ANEXOS.....	129
ANEXO A:	MATRIZ DINÂMICA CALCULADA PARA O CONTROLADOR DMC.....	130
ANEXO B:	LISTAGEM DOS ALGORITMOS PARA SIMULAÇÃO E CONTROLE DE UM SISTEMA DE EVAPORAÇÃO MÚLTIPLO EFEITO.....	131

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
FIGURA 1.1 – Diagrama da natureza cíclica do processo de recuperação “Kraft” (Fonte: adaptado de PHILIPP e D’ALMEIDA, IPT vol.1 p.176, 1988)....	4
FIGURA 1.2 – Fluxograma mostrando os ciclos do processo de recuperação “Kraft” (Fonte: SOUZA, 2009).....	4
FIGURA 1.3 – Fluxograma típico do processo de recuperação química (Fonte: adaptado de PHILIPP e D’ALMEIDA, IPT vol.1 p.174, 1988).....	5
FIGURA 1.4 – Economia de vapor na evaporação em função do número de efeitos (Fonte: adaptado de SENAI - CETCEP, 2002).....	9
FIGURA 1.5 – Fluxograma típico do processo de evaporação múltiplo efeito e de recuperação de sabão “tall-oil” (Fonte: adaptado de PHILIPP e D’ALMEIDA, IPT vol.1 p. 261, 1988).....	11
FIGURA 1.6 – Planta típica do processo de evaporação de licor negro em múltiplo efeito (Fonte: GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).....	12
FIGURA 1.7 – Evaporador tipo filme ascendente (“rising film”) (Fonte: GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).....	13
FIGURA 1.8 – Evaporador tipo filme descendente de lamela (“falling film”) (Fonte: GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).....	14
FIGURA 1.9 – Evaporador do tipo tubular de filme descendente onde licor flui dentro dos tubos (Fonte: GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).....	15
FIGURA 1.10 – Evaporador do tipo tubo de filme descendente onde licor flui fora dos tubos (Fonte: GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).....	16
FIGURA 1.11 – Evaporador típico de circulação forçada de tubos curtos (Fonte: PHILIPP e D’ALMEIDA, IPT, vol. 1, p. 263, 1988).....	17
FIGURA 1.12 – Evaporador de contato direto em cascata (Fonte: GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).....	18
FIGURA 1.13 – Evaporador de contato direto de ciclone (Fonte: adaptado de GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).....	18

FIGURA 1.14 – Viscosidade do licor negro a 115 °C em função do conteúdo de sólidos secos (Fonte: GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).....	24
FIGURA 1.15 – Ajuste das constantes da equação (1.23) calculado pelo SOLVER do MS EXCEL para temperaturas de 40, 80 e 120 °C.....	31
FIGURA 1.16 – Tensão superficial do licor negro de “ <i>hardwood</i> ” e “ <i>softwood</i> ” em função da concentração de sólidos no licor (Fonte: GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).....	32
FIGURA 1.17 – Ajuste encontrado pelo SOLVER do MS EXCEL para as constantes da equação (1.27).....	36
FIGURA 1.18 – Resposta da variável controlada com controlador proporcional a uma perturbação tipo degrau (Fonte: adaptado de COOPER, 2008).....	39
FIGURA 1.19 – Diagrama de blocos de um controlador proporcional (P) (Fonte: adaptado de CAMPOS e TEIXEIRA, 2006).....	39
FIGURA 1.20 – Ação de um controlador PI no controle de um trocador de calor com “ <i>set-point</i> ” variável (Fonte: COOPER, 2008).....	42
FIGURA 1.21 – Malha de controle de nível em um evaporador.....	44
FIGURA 1.22 – Estrutura de um controlador IMC e envoltório do controlador (Fonte: adaptado de CAMPOS e TEIXEIRA, 2006).....	45
FIGURA 1.23 – Esquema geral representando a ação do controlador DMC (Fonte: adaptado de PALÚ, 2001; NEITZEL, 1995).....	48
FIGURA 1.24 – Esquema da determinação dos coeficientes do modelo de convolução para a resposta degrau.....	49
FIGURA 4.1 – Desenho esquemático do k -ésimo evaporador.....	63
FIGURA 4.2 – Fluxograma do sistema com controle de nível em “reverso” para uma evaporação de múltiplo efeito com seis estágios.....	78
FIGURA 4.3 – Restrições para os valores de K_{Ck} calculados com valores típicos envolvidos nas equações (4.83) e (4.84).....	82
FIGURA 4.4 – Algoritmo do programa principal do simulador “ <i>SimulEvap</i> ”.....	85

FIGURA 4.5 – Esquema do projeto para o laço principal do programa “ <i>SimulEvap</i> ”	86
FIGURA 5.1 – Resposta tempo da variável controlada (nível) com controle P.....	87
FIGURA 5.2 – Resposta tempo da variável manipulada (vazão de licor) com controle P.....	88
FIGURA 5.3 – Resposta tempo da variável controlada (nível) com controle PI.....	88
FIGURA 5.4 – Resposta tempo da variável manipulada (vazão de licor) com controle PI.....	89
FIGURA 5.5 – Diagrama de blocos simplificado com a visão estratégica do procedimento comparativo para o controle da concentração de sólidos do licor negro.....	92
FIGURA 5.6 – Resposta tempo da simulação para a variável controlada (C_6) mostrando a perturbação tipo degrau de +10% em C_0 com controle P.....	92
FIGURA 5.7 – Resposta tempo da variável controlada (C_6) e da variável manipulada (W_0) com controle P.....	93
FIGURA 5.8 – Resposta da simulação mostrando em detalhe o comportamento transiente do sistema com controle P.....	93
FIGURA 5.9 – Resposta tempo da simulação para a variável controlada (C_6) mostrando a perturbação tipo PRBS em C_0 com controle P.....	94
FIGURA 5.10 – Resposta tempo da variável controlada (C_6) e da variável manipulada (W_0) com controle P com perturbação tipo PRBS.....	95
FIGURA 5.11 – Resposta da simulação para a variável controlada (C_6) mostrando a perturbação tipo degrau de +10% em C_0 com controle PI.....	96
FIGURA 5.12 – Resposta tempo da variável controlada (C_6) e da variável manipulada (W_0) com controle PI.....	96
FIGURA 5.13 – Resposta da simulação mostrando em detalhe o comportamento transiente do sistema com controle PI.....	97

FIGURA 5.14 – Resposta tempo da simulação para a variável controlada (C_6) mostrando a perturbação tipo PRBS em C_0 com controle PI. Tempo de simulação de 5 horas (Figura 5.14a) e 2 horas (Figura 5.14b).....	98
FIGURA 5.15 – Resposta tempo da variável controlada (C_6) e da variável manipulada (W_0) com controle PI.....	99
FIGURA 5.16 – Resposta tempo da variável controlada (C_6) e da perturbação (Figura 5.16a) e da variável manipulada (W_0) e variável controlada (C_6) (Figura 5.16b), com controle PI e simulação com tempo total de 10 horas.....	100
FIGURA 5.17 – Resposta da variável controlada (C_6) a uma perturbação degrau positivo em W_0 para construção da matriz A (modelo do processo).....	102
FIGURA 5.18 – Influência do horizonte de predição (R) no desempenho do controlador DMC para simulações com perturbação degrau de +10% em C_0 ..	104
FIGURA 5.19 – Influência do fator de supressão de movimento (β) no desempenho do controlador DMC para simulações com perturbação degrau de +10% em C_0	106
FIGURA 5.20 – Influência do coeficiente peso (γ) no desempenho do controlador DMC para simulações com perturbação degrau de +10% em C_0 ..	108
FIGURA 5.21 – Influência do coeficiente peso (γ) na resposta da variável controlada (C_6) com controlador DMC para simulações com perturbação degrau de +10% em C_0	109
FIGURA 5.22 – Influência do coeficiente peso (γ) na resposta da variável manipulada (W_0) com controlador DMC para simulações com perturbação degrau de +10% em C_0	109
FIGURA 5.23 – Detalhe da influência do coeficiente peso (γ) na resposta da variável controlada (C_6) com controlador DMC para simulações com tempo de 4 horas.....	110
FIGURA 5.24 – Influência do coeficiente peso (γ) no desempenho do controlador DMC para simulações com perturbação PRBS de 300 segundos em C_0	112

FIGURA 5.25 – Influência do coeficiente peso (γ) na resposta da variável controlada (C_6) com controlador DMC para simulações com perturbação PRBS de 300 segundos em C_0	113
FIGURA 5.26 – Influência do coeficiente peso (γ) na resposta da variável manipulada (W_0) com controlador DMC para simulações com perturbação PRBS de 300 segundos em C_0	113
FIGURA 5.27 – Melhores valores de <i>gamma</i> (γ) para sintonia do controlador DMC, com perturbação degrau positivo em C_0 (Figura 5.27a); e com perturbação PRBS em C_0 (Figura 5.27b).....	115
FIGURA 5.28 – Comparação da resposta simulada da variável controlada (C_6) para os controladores P, PI e DMC, dada uma perturbação degrau de +10% na concentração de alimentação da evaporação (C_0).....	116
FIGURA 5.29 – Comparação da resposta simulada da variável manipulada (W_0) para os controladores P, PI e DMC, dada uma perturbação degrau de +10% na concentração de alimentação da evaporação (C_0).....	117
FIGURA 5.30 – Comparação da resposta simulada da variável controlada (C_6) para os controladores P, PI e DMC, dada uma perturbação PRBS de 300 s na concentração de alimentação da evaporação (C_0).....	118
FIGURA 5.31 – Comparação da resposta simulada da variável manipulada (W_0) para os controladores P, PI e DMC, dada uma perturbação PRBS de 300 s na concentração de alimentação da evaporação (C_0).....	119
FIGURA 5.32 – Comparação dos índices de desempenho para os controladores P, PI e DMC, dada uma perturbação degrau de +10% na concentração de alimentação da evaporação (C_0), resposta do ISE (Figura 5.32a) e do ISU (Figura 5.32b).....	120
FIGURA 5.33 – Comparação dos índices de desempenho para os controladores P, PI e DMC, dada uma perturbação PRBS de 300 s na concentração de alimentação da evaporação (C_0), resposta do ISE (Figura 5.33a) e do ISU (Figura 5.33b).....	121

LISTA DE TABELAS

	Pág.
TABELA 1.1 – Composição dos sólidos secos do licor negro de uma polpação “Kraft” de folhosas (“ <i>hadrwood</i> ”) da Escandinávia.....	21
TABELA 1.2 – Composição química elementar de diversos licores negros provenientes do processo “Kraft”	22
TABELA 1.3 – Coeficientes para a equação da viscosidade para “ <i>hardwood</i> ”, “ <i>softwood</i> ” e madeira tropical.....	23
TABELA 1.4 – Valores das constantes das equações (1.22) e (1.23) ajustados no MS EXCEL e definidos por MASSE <i>et al.</i> (1987) <i>apud</i> GULLICHSEN e FOGELHOLM (2000).....	31
TABELA 1.5 – Resultado do ajuste aos dados experimentais através da equação (1.27) com minimização do erro ao quadrado.....	35
TABELA 4.1 – Valores do ponto de equilíbrio calculado para o regime permanente do sistema de evaporação estudado.....	71
TABELA 5.1 – Desempenho dos controladores P e PI para o nível de licor com valores das constantes calculadas segundo método IMC.....	90
TABELA 5.2 – Desempenho da simulação com controlador DMC, verificação da influência da variação de R.....	103
TABELA 5.3 – Desempenho da simulação com controlador DMC, verificação da influência da variação do fator de supressão de movimento (β)	105
TABELA 5.4 – Desempenho da simulação com controlador DMC, verificação da influência da variação do coeficiente peso (γ) com perturbação degrau.....	107
TABELA 5.5 – Desempenho da simulação com controlador DMC, verificação da influência da variação do coeficiente peso (γ) com perturbação PRBS.....	111
TABELA 5.6 – Comparação do desempenho final das simulações com controle P, PI e DMC, após tempo total de 10 horas.....	122

LISTA DE ABREVIATURAS E SÍMBOLOS

ABREVIATURAS E SÍMBOLOS LATINOS

A	Matriz dinâmica do controlador DMC Área de troca térmica dos evaporadores [m^2] Matriz do sistema de equações algébricas lineares, $Ax=b$ Matriz de transformação linear, linearização do modelo em regime transiente
A*	Matriz de linearização do modelo com controle P retroativo
a()	Vetor dos coeficientes de resposta ao degrau para a matriz dinâmica do controlador DMC
b	Vetor do sistema de equações algébricas lineares, $Ax=b$
B	Matriz do sistema para linearização do modelo em regime transiente
BPR	“ <i>Boiling Point Rise</i> ” (Elevação do Ponto de Ebulição) [K]
C	Concentração de sólidos secos no licor negro, também representado pela letra X [kg/kg]
C_p	Calor específico do licor negro [$\text{kJ/kg.}^\circ\text{C}$]
D	Matriz diagonal cujos elementos são os valores característicos $\lambda_k^{(\%)}$
DMC	“ <i>Dynamic Matrix Control</i> ” (Controle por Matriz Dinâmica)
$\hat{E}^0()$	Vetor dos erros futuros calculados a partir dos valores conhecidos de $\Delta u()$ para o controlador DMC
$\hat{E}()$	Vetor dos erros futuros calculados para o controlador DMC
$e_k^{(\%)}$	Erro em escala percentual do nível no estágio k da evaporação [%]
$\hat{e}$	Componente do vetor $\hat{E}()$ para o controlador DMC
$\hat{e}^0$	Componente do vetor $\hat{E}^0()$ para o controlador DMC
F	Vazão volumétrica de licor negro nos evaporadores [m^3/s]
$G_C(s)$	Função de transferência do controlador PI
$H(T_c)$	Entalpia do licor negro em função da temperatura [$\text{J/kg.}^\circ\text{C}$]
h	Nível de licor negro nos evaporadores [m]

$h(\)$	Vetor dos coeficientes de resposta ao impulso, $h(i) = a(i) - a(i-1)$
IMC	" <i>Internal Model Control</i> " (Controle com Modelo Interno)
ISE	" <i>Integral of Square Error</i> " (Integral do Erro ao Quadrado)
ISU	Integral ao Quadrado da Ação de Controle da Variável Manipulada
$ISU_{W_0}^{P-PI}$	Integral ao Quadrado da Ação de Controle da Variável Manipulada para os controladores convencionais P e PI
$ISU_{W_0}^{DMC}$	Integral ao Quadrado da Ação de Controle da Variável Manipulada para o controlador DMC
J	Função objetivo para o controlador DMC
k_{ln}	Condutividade térmica do licor negro [W/m.°C]
K_C	Ganho proporcional do controlador P e PI
K_I	Ganho integral ou taxa integral do controlador PI
$K_C^{(\%)}$	Ganho proporcional do controlador PI normalizado
K	Matriz da lei de controle do controlador DMC, equivalente a $K = (A^T \gamma A + \beta I)^{-1} A^T$
K_p	Ganho estático do processo no modelo caixa preta de 1º ordem
MPC	" <i>Model Predictive Control</i> " (Controle Preditivo com Modelo)
$m(t)$	Ação dos controladores P e PI no instante de tempo t
$m_k^{(\%)}$	Ação percentual do controlador P no estágio k da evaporação
N	Horizonte de convolução do controlador DMC
PRBS	" <i>Pseudo Random Binary Signal</i> " (Ruído Binário Pseudo-Aleatório)
P	Controlador Proporcional
PI	Controlador Proporcional e Integral
PID	Controlador Proporcional, Integral e Derivativo
$\mathbf{p}$	Vetor das variáveis sob ação de perturbação degrau positivo
P_{sat}	Pressão de saturação do vapor [bar]
R	Horizonte de predição do controlador DMC
SP	Valor referencial desejado para controle do processo (" <i>set-point</i> ")
SISO	" <i>Single Input Single Output</i> " (Uma Entrada, Uma Saída)
S_0	Saída do controlador PI para $t = 0$

T_{sat}	Temperatura de saturação do vapor [K]
T_{licor}	Temperatura do licor negro na câmara de evaporação [K]
T_{feed}	Temperatura de alimentação do licor na evaporação [K]
T_{vapor}	Temperatura de alimentação do vapor vivo na evaporação [K]
T_R	Tempo de resposta do processo a uma perturbação degrau de amplitude Δu
T_s	Tempo de amostragem para o controlador DMC
T	Temperatura do licor negro nos evaporadores [K] Transposto quando sobrescrito
u	Valor da variável manipulada
U	Coeficiente global de troca térmica [W/m ² .K]
$\bar{\mathbf{v}}$	Vetor das variáveis restantes para linearização do modelo correspondente a $\bar{\mathbf{v}} = [\bar{F}_0 \quad \bar{F}_1 \quad \bar{F}_2 \quad \bar{F}_3 \quad \bar{F}_4 \quad \bar{F}_5]^T$
W	Vazão de vapor nos evaporadores [kg/s]
$\mathbf{x}^{(1)}$	Vetor solução do sistema de equações algébricas lineares ($A\mathbf{x}=b$), para as variáveis $\mathbf{x}^{(1)} = [W_0 \quad T_1 \quad T_2 \quad T_3 \quad T_4 \quad T_5]^T$
$\mathbf{x}^{(2)}$	Vetor solução do sistema de equações algébricas lineares ($A\mathbf{x}=b$), para as variáveis $\mathbf{x}^{(2)} = [UA \quad F_1 \quad F_2 \quad F_3 \quad F_4 \quad F_5]^T$
$\bar{\mathbf{x}}$	Vetor das variáveis de estado para linearização do modelo em regime transiente
$y(t)$	Resposta da variável controlada no instante de tempo t
$\hat{y}$	Valor predito pelo controlador DMC da variável controlada
$\hat{y}^0()$	Vetor de $\hat{y}$ calculados a partir dos valores conhecimento de $\Delta u()$
$\bar{\mathbf{z}}$	Vetor das variáveis restantes para linearização do modelo correspondente a $\bar{\mathbf{z}} = [\bar{C}_0 \quad \bar{F}_6]^T$
$\mathbf{z}$	Vetor das variáveis a serem calculadas para o projeto de um sistema de evaporação

SÍMBOLOS GREGOS

α	Coeficientes da matriz A de linearização, obtidos das derivadas em relação às variáveis de estado Coeficiente de proporcionalidade para estimativa de U no produto $[UA]_k$
β	Fator de supressão de movimento do controlador DMC Coeficientes da matriz B de linearização
γ	Coeficiente peso para sintonia do controlador DMC
Γ	Horizonte de controle para o controlador DMC
Δ	Indicador de uma variação, diferença entre dois valores de números reais ou inteiros
$\overline{\Delta u}$	Vetor da lei de controle do controlador DMC, composto pelos coeficientes $\Delta u(k)$
$\overline{\Delta u}^*$	Melhor valor de $\overline{\Delta u}$ obtido pela minimização da função J no controlador DMC
ε	Erro calculado para os algoritmos de controle P e PI
θ	Tempo morto de um processo integrador
$\hat{\lambda}$	Calor latente específico do vapor de aquecimento [J/kg]
$\lambda^{(\%)}$	Valores característicos da matriz A^* para avaliação da estabilidade do sistema de controle
μ	Viscosidade cinemática do licor negro [mm ² /s]
ρ	Densidade do licor negro [kg/m ³]
τ_I	Tempo integral do controlador PI
τ	Constante de tempo de processo contínuo
Φ	Matriz peso para lei de controle do controlador DMC, definido como $\Phi = \gamma I = \gamma$
Ω	Matriz peso para lei de controle do controlador DMC, definido como $\Omega = \beta I$

1. INTRODUÇÃO TEÓRICA

A operação unitária de evaporação do licor negro é uma etapa fundamental no processo de produção de celulose, onde se concentra uma solução diluída de licor negro proveniente da lavagem da polpa marrom a um teor de sólidos adequado (maior que 60%), para que se possa queimá-lo na caldeira de recuperação química. Para tanto, se faz necessário um controle eficiente para garantir a otimização das condições operacionais do processo de evaporação.

Em uma operação de evaporação, deseja-se concentrar uma determinada solução pela vaporização do solvente na ebulição. Usualmente o produto desejado é a solução concentrada, mas ocasionalmente o solvente evaporado é o produto primário, como por exemplo, no processo de evaporação da água salgada do mar para se obter água potável, livre de sais de sódio (FOUST *et al.*, 1982).

No processo de produção de celulose e papel, a área de recuperação química é de fundamental importância econômica (MARTINELLI, 2000). Haja vista que ela é responsável pela recuperação e regeneração dos produtos químicos inorgânicos presente no licor negro, como também para a geração de vapor a alta pressão para a produção de energia em turbo geradores e para a secagem da folha de papel através do vapor de média pressão.

Nas indústrias de celulose e papel, a função da evaporação é a de concentrar o licor negro diluído (aproximadamente 14% de sólidos) proveniente do sistema de lavagem da polpa celulósica, a uma concentração de 60 a 80% de sólidos para que possa ser injetado na caldeira de recuperação química, onde serão recuperados os produtos inorgânicos do processo “Kraft”.

O objetivo deste trabalho é modelar, simular e implementar um sistema de controle para o nível de licor nos evaporadores e para a concentração de sólidos no licor negro de um sistema de evaporação múltiplo efeito. Onde, para implementação do sistema de controle convencional utilizou-se algoritmos de controle proporcional (P) e proporcional integral (PI), para o nível em cada estágio e para a concentração de sólidos no último estágio da evaporação. Sendo que posteriormente implementou-se um sistema de controle avançado preditivo para a variável controlada de maior interesse no processo, que é a concentração de sólidos do licor

no último estágio da evaporação, através de um controlador preditivo baseado em modelo (MPC¹) que neste trabalho optou-se pela aplicação do algoritmo de controle por matriz dinâmica (DMC²) encontrada na literatura. Foi então comparado o desempenho dos dois sistemas de controle a fim de comprovar a superioridade do sistema de controle avançado preditivo frente a controles convencionais que não levam em conta a dinâmica de um processo altamente não linear como a evaporação. A planta de evaporação de múltiplo efeito proposto para o trabalho é do tipo de alimentação direta (“forward”) com seis estágios, sendo o fluxo de vapor vivo no mesmo sentido do fluxo de licor negro.

A motivação para a aplicação de um controlador DMC deve-se ao grande potencial deste tipo de controlador no controle de diversos tipos de processos não lineares e dinâmicos, como também estudos ainda escassos desta técnica na área de celulose e papel. No entanto vale salientar que o interesse inicial deste trabalho era de desenvolver um controlador preditivo baseado em redes neurais artificiais para a concentração de sólidos no estágio final da evaporação, sendo que tal estratégia foi abortada e substituída pelo algoritmo DMC devido à limitação de tempo para implementação e treinamento da rede neural utilizada.

1.1. Recuperação Química no Processo “Kraft”

No Brasil, cerca de 81% da produção de polpa química é através da aplicação do processo “Kraft”, aproximadamente 12% pelo processo Soda e os 7% restantes por outros processos químicos. Os dois principais processos alcalinos na produção de polpas químicas são: processo Soda e processo “Kraft” (ou Sulfato). Os dois processos são similares, diferindo na aplicação do sulfato de sódio (Na_2SO_4) no processo “Kraft” ou Sulfato, ao invés de carbonato de sódio (Na_2CO_3) no processo Soda, a fim de cobrir as perdas (“make-up”) do ciclo de recuperação dos reagentes empregados no processo de cozimento dos cavacos de madeira (PHILIPP e D’ALMEIDA, 1988).

Segundo MIELI (2007); MARTINELLI (2000) e PHILIPP e D’ALMEIDA

¹ “Model Predictive Control”

² “Dynamic Matrix Control”

(1988), no processo “*Kraft*” os principais objetivos da recuperação química são: *i*) a total recuperação dos reagentes químicos para a produção de licor de cozimento (licor branco) com composição adequada e constante; *ii*) produção de vapor e energia elétrica para atender ao processo através da queima dos materiais orgânicos provenientes da madeira; e *iii*) redução significativa do fluxo de efluentes com grandes potencial poluidor.

O processo de recuperação química tem por finalidade reduzir as perdas de produtos químicos ao mínimo e diminuir o consumo de energia, tornando menores os custos de produção. A falta de um sistema de recuperação e consequentemente a descarga de licor negro significa o desperdício de combustível e reagentes químicos, além de provocar a poluição e degradação do meio ambiente (PHILIPP e D’ALMEIDA, 1988).

Segundo o PHILIPP e D’ALMEIDA (1988), as principais etapas do processo de recuperação são:

- Lavagem da polpa a fim de obter a separação mais completa possível de licor negro com menor diluição;
- Evaporação da água do licor negro até uma concentração de sólidos suficientemente alta para que possa ser queimado na caldeira de recuperação;
- Queima do licor negro concentrado seguido da dissolução dos fundidos;
- Caustificação, que tem por objetivo a conversão do carbonato de sódio em hidróxido de sódio.

No sistema Tomlinson de recuperação, o licor negro é evaporado de 60 a 65% de sólidos sendo queimado a seguir. A operação desse sistema é mais fácil e seu rendimento pode chegar a ultrapassar 90% na recuperação química e produzir 5,5 t de vapor/t de celulose (PHILIPP e D’ALMEIDA, 1988). A Figura 1.1 e Figura 1.2 mostram a natureza cíclica do processo “*Kraft*” e os diversos ciclos independentes dentro do processo. Na Figura 1.3 é encontrado um fluxograma típico de um processo de recuperação química de uma indústria de celulose.

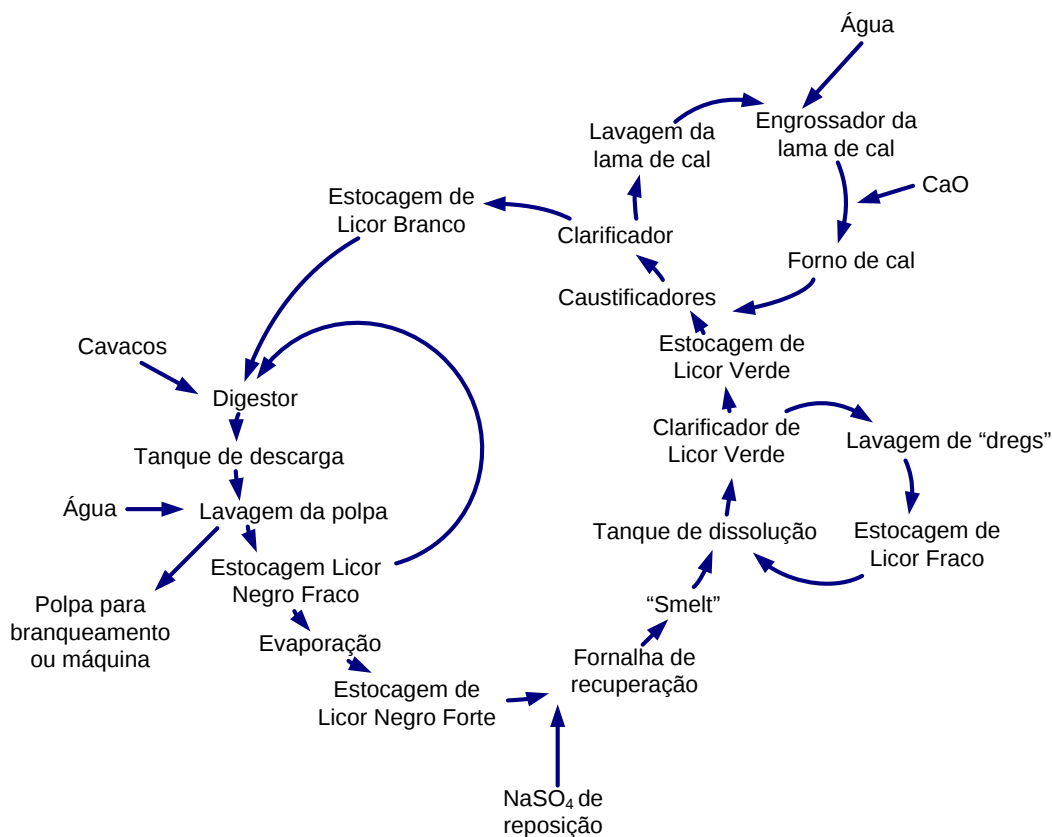


FIGURA 1.1 – Diagrama da natureza cíclica do processo de recuperação “Kraft” (Fonte: adaptado de PHILIPP e D’ALMEIDA, IPT vol.1 p.176, 1988).

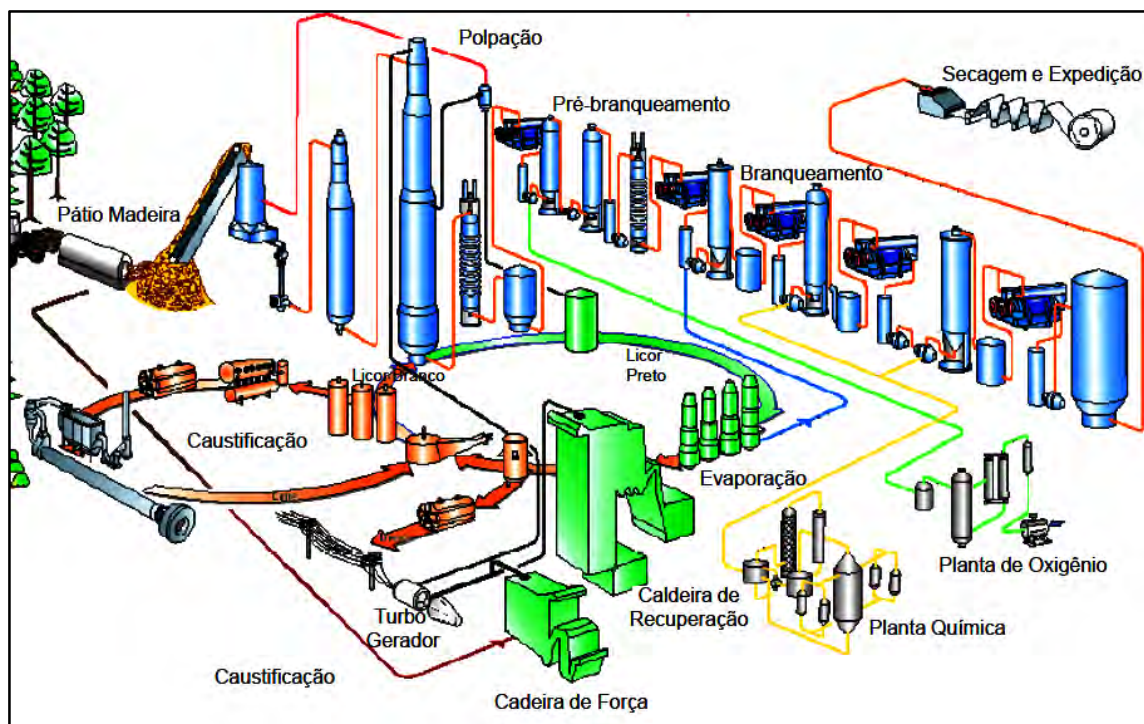


FIGURA 1.2 – Fluxograma mostrando os ciclos do processo de recuperação “Kraft” (Fonte: SOUZA, 2009).

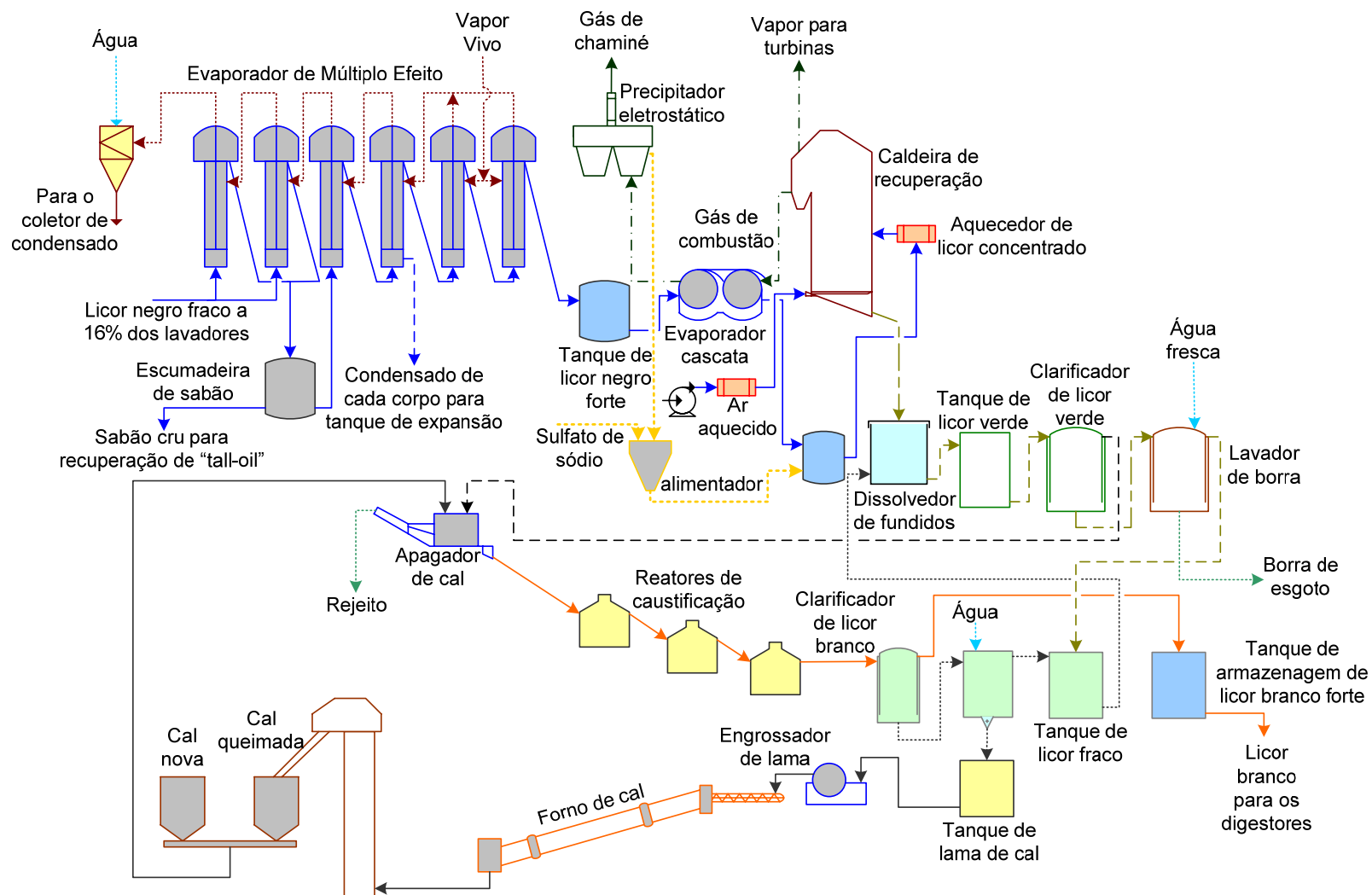


FIGURA 1.3 – Fluxograma típico do processo de recuperação química (Fonte: adaptado de PHILIPP e D'ALMEIDA, IPT vol.1 p.174, 1988).

O ciclo de recuperação química no processo “Kraft” se inicia com a lavagem da polpa marrom. O licor negro fraco (diluído) recuperado da polpa marrom contém em torno de 14 a 17% de sólidos dissolvidos. Destes sólidos, aproximadamente um terço é composto por sais inorgânicos provenientes do licor branco e dois terços são materiais orgânicos extraídos da madeira (GREEN e HOUGH, 1992 *apud* MIELI, 2007). Este licor negro fraco contém muita água para aplicação direta como combustível na caldeira de recuperação química, portanto é necessário remover esta água, aumentando a concentração de sólidos neste licor fraco (GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).

O licor negro fraco proveniente do sistema de lavagem da polpa precisa então ser concentrado acima de 65% de sólidos secos para possibilitar sua queima na caldeira de recuperação por força da matéria orgânica contida neste licor. A remoção da água contida no licor diluído é feito em evaporadores de múltiplo efeito, que são simplesmente trocadores de calor instalados em série. Evaporadores múltiplo efeito contêm, tipicamente de cinco a sete efeitos.

Os vapores condensados durante a evaporação, por possuírem compostos de enxofre dissolvido, pode constituir uma importante fonte de poluição. Os condensados contaminados são normalmente submetidos a um tratamento setorial através de uma coluna de destilação a ar ou vapor, comumente denominada torre de “*stripping*”, sendo que os gases não-condensáveis (GNC) são encaminhados para queima e os condensados tratados reutilizados no processo. São gerados tipicamente 1 a 2 m³ de efluentes da planta de evaporação, por tonelada de polpa produzida (GREEN e HOUGH, 1992 *apud* MIELI, 2007).

O licor negro concentrado segue para a caldeira de recuperação onde a matéria orgânica é queimada e os sais inorgânicos são reduzidos a um fundido (“*smelt*”), cujos principais componentes são sais de sódio (Na₂CO₃ e Na₂S).

Segundo POLOWSKI (2004), a caldeira de recuperação química é o segundo estágio do ciclo de recuperação depois da evaporação, sendo que esta possui três funções básicas: *i*) recuperar os reagentes inorgânicos em forma apropriada para o seu reuso; *ii*) recuperar a energia em forma de vapor e *iii*) reduzir ou eliminar os impactos ambientais, tanto do ar como nas águas. Para compensar a perda de reagentes, antes da queima é adicionada uma quantidade de reposição de Na₂SO₄ que durante a queima do licor, é transformado em Na₂S (POLOWSKI,

2004; MIELI, 2007).

Os fundidos (“*smelt*”) proveniente da queima do licor concentrado é, então, regenerado na planta de caustificação para a formação do licor branco (composto em sua maioria por NaOH e Na₂S) que é utilizado na polpação para a produção de celulose.

O material orgânico contido no licor negro possui uma considerável quantidade de energia que pode ser recuperada na forma de calor na caldeira de recuperação química. Sendo também, recuperados os materiais inorgânicos simultaneamente na queima deste licor, que são posteriormente tratados na planta de caustificação a fim de transformar os sais fundidos (“*smelt*”) da caldeira novamente em licor branco, que é utilizado para um novo processo de cozimento da madeira, fechando assim, o ciclo do processo “*Kraft*” (GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).

A caustificação é a etapa final do ciclo de recuperação do licor branco, que segundo POLOWSKI (2004) é um processo complexo e heterogêneo que envolve a adição de óxido cálcio (CaO) ao licor verde para converter o carbonato de sódio (Na₂CO₃) em hidróxido de sódio, produzindo o licor branco. O licor branco é separado da lama formada no processo e enviada ao digestor como licor de cozimento.

1.2. Sistema de Evaporadores de Licor Negro

Segundo KERN (1999), quando um evaporador é usado para concentrar uma solução química pela evaporação da água solvente, este se chama evaporador químico, sendo o caso de evaporadores utilizados na indústria de celulose e papel.

Para ASSIS (2001) o objetivo da evaporação é concentrar uma solução constituindo de um soluto não volátil e um solvente volátil. A evaporação é conduzida pela vaporização de uma porção do solvente para produzir uma solução concentrada de licor, sendo uma operação unitária amplamente utilizada na indústria alimentícia, de celulose e papel, farmacêutica, mineração, entre outros setores.

De acordo com PHILIPP e D'ALMEIDA (1988), a função dos evaporadores

no processo “*Kraft*” é a de concentrar o licor negro obtido do sistema de lavagem da polpa a uma densidade tal que, quando injetado na fornalha de recuperação, ignifique e continue a queimar por força da matéria orgânica que contém.

Em uma fábrica de celulose, quando ocorre o processamento dos cavacos de madeira em polpa celulósica, materiais orgânicos como lignina, hemicelulose, como também uma parte secundária das fibras de celulose, se dissolvem no licor de cozimento. Segundo GULLICHSEN e FOGELHOLM (2000), estes materiais orgânicos como também componentes inorgânicos dissolvidos no licor de cozimento residual da reação é chamado de licor negro.

O propósito principal da planta de evaporação é aumentar o conteúdo de sólidos secos do licor negro pela evaporação da água até alcançar uma concentração que se possa queimar este licor na caldeira de recuperação. Esta concentração normalmente é 65%-75% de sólidos secos. Muitas instalações modernas operam a um nível acima de 80% sólidos secos (GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).

Ainda de acordo com ASSIS (2001), três grandezas são importantes quando se trata de sistemas de evaporação:

- Capacidade: definido como o número de quilogramas de solvente evaporado por hora, ou seja:

$$capacidade = \frac{\text{kg de solvente evaporado}}{h} \quad (1.1)$$

- Economia de vapor: definido como o número de quilogramas evaporados de solvente por quilograma de vapor vivo alimentado na evaporação, ou seja:

$$economia\ de\ vapor = \frac{\text{kg de solvente evaporado}}{\text{kg de vapor d'água alimentado}} \quad (1.2)$$

- Consumo de Vapor: definido como se segue abaixo:

$$consumo\ de\ vapor\ [kg/h] = \frac{capacidade}{economia} \quad (1.3)$$

O sistema de evaporação em múltiplo efeito permite o uso de reevaporação dos condensados extraídos pelo sistema de vácuo (bombas de vácuo de anel líquido ou ejetores de vapor). Como consequência, um sistema de seis efeitos, bem operado permite obter para cada tonelada de vapor alimentado, em torno de cinco

toneladas de água evaporada (SENAI – CETCEP, 2002). A Figura 1.4 mostra a relação entre a economia de vapor e o número de efeitos.

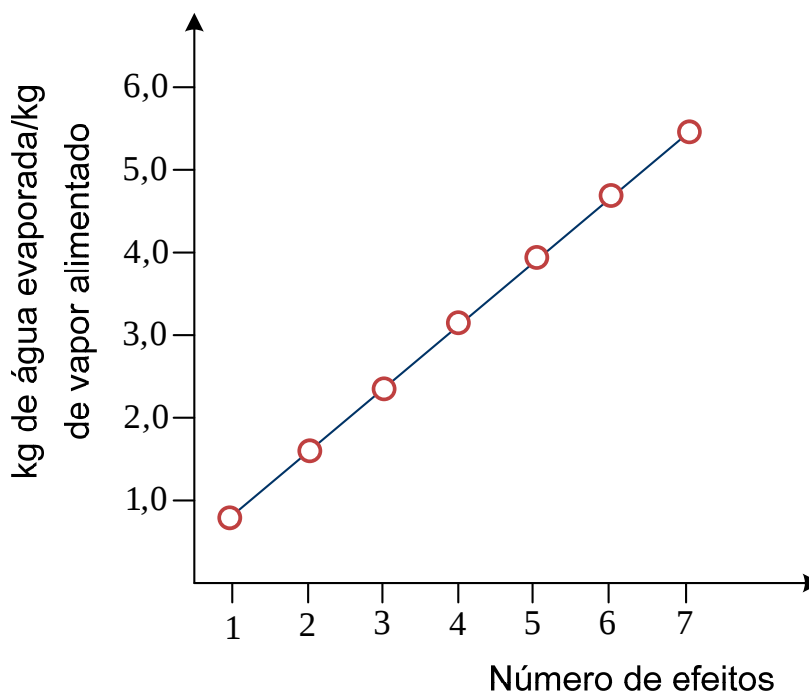


FIGURA 1.4 – Economia de vapor na evaporação em função do número de efeitos
(Fonte: adaptado de SENAI - CETCEP, 2002).

Em qualquer operação evaporativa, o custo principal do processo é o do vapor de água consumido. Por isso, os métodos de redução do consumo de vapor (ou o de aumento da economia) são muito interessantes. O método mais comum, entre os existentes, é o de usar o vapor gerado no primeiro evaporador como o fluido de aquecimento de um segundo evaporador. Idealmente, este método produziria quase 1 kg de vapor para cada 0,5 kg de vapor de água consumido. O aumento do calor latente com a diminuição da pressão e as perdas adicionais devidas à radiação faz com que a economia conseguida seja cada vez maior à medida que se aumenta o número de efeitos usados na evaporação. Este método de operar evaporadores em série é denominado evaporação múltiplo efeito e cada efeito pode representar um estágio e cada estágio pode possuir mais de um efeito (PERRY e GREEN, 1999).

De acordo com PHILIPP e D'ALMEIDA (1988) e MARTINELLI (2000), a

alimentação do licor negro em uma planta de evaporação múltiplo efeito pode ser de três formas principais, tais como:

- Alimentação direta: a alimentação de licor é feita no primeiro efeito (mais quente) e percorre os efeitos no mesmo sentido do fluxo de vapor. É utilizada quando a temperatura de alimentação é alta;
- Alimentação inversa: a alimentação de licor é feita no último efeito (mais frio) e percorre os efeitos no sentido inverso ao fluxo de vapor. É utilizada quando a temperatura de alimentação é baixa;
- Alimentação mista: a alimentação de licor é feita em um efeito intermediário, que possui uma temperatura próxima à temperatura da alimentação. É comum o uso de pré-aquecedores entre os efeitos.

Descrições detalhadas dos diferentes tipos de evaporadores, vantagens, desvantagens, aplicações indicadas e características, podem ser encontradas em KERN (1999) e PERRY e GREEN (1999). Segundo estes autores, a seleção do tipo de evaporador mais indicado para uma aplicação particular é feito através das características do fluxo de alimentação de licor e do produto desejado. Pontos a serem considerados são: presença ou não de cristalização durante a evaporação, formação de incrustações, qualidade do produto (pode implicar em baixo tempo de retenção ou operação a baixas temperaturas, os quais serão restrições ao sistema de controle), corrosão e formação de espuma. No presente trabalho serão abordados somente os principais tipos de evaporadores aplicados na indústria de celulose e papel segundo GULLICHSEN e FOGELHOLM (2000) e PHILIPP e D'ALMEIDA (1988).

A Figura 1.5 e Figura 1.6 mostram fluxogramas típicos de uma planta de evaporação em múltiplo efeito aplicados em uma indústria de celulose e papel.

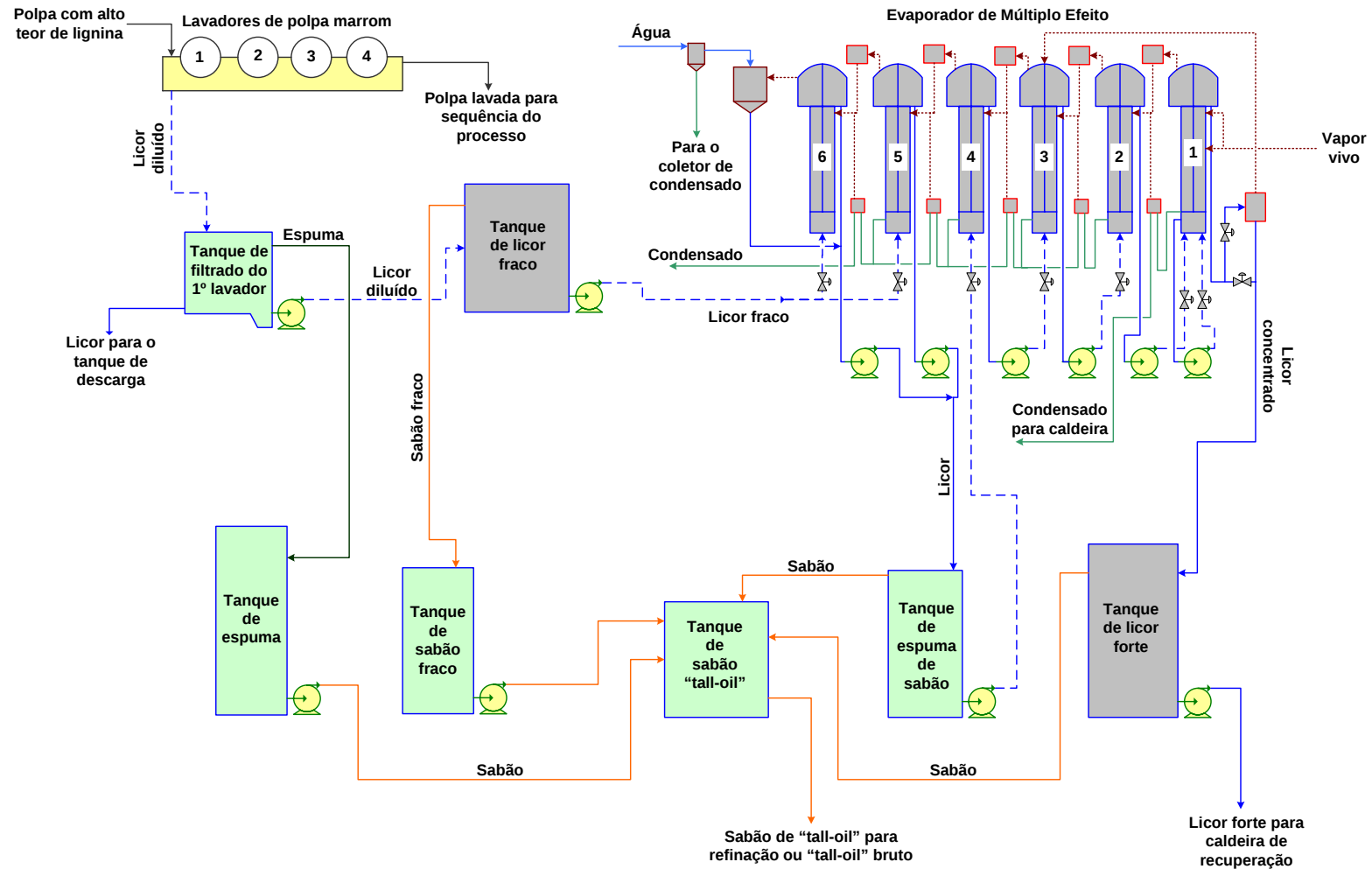


FIGURA 1.5 – Fluxograma típico do processo de evaporação múltiplo efeito e de recuperação de sabão "tall-oil" (Fonte: adaptado de PHILIPP e D'ALMEIDA, IPT vol.1 p. 261, 1988).

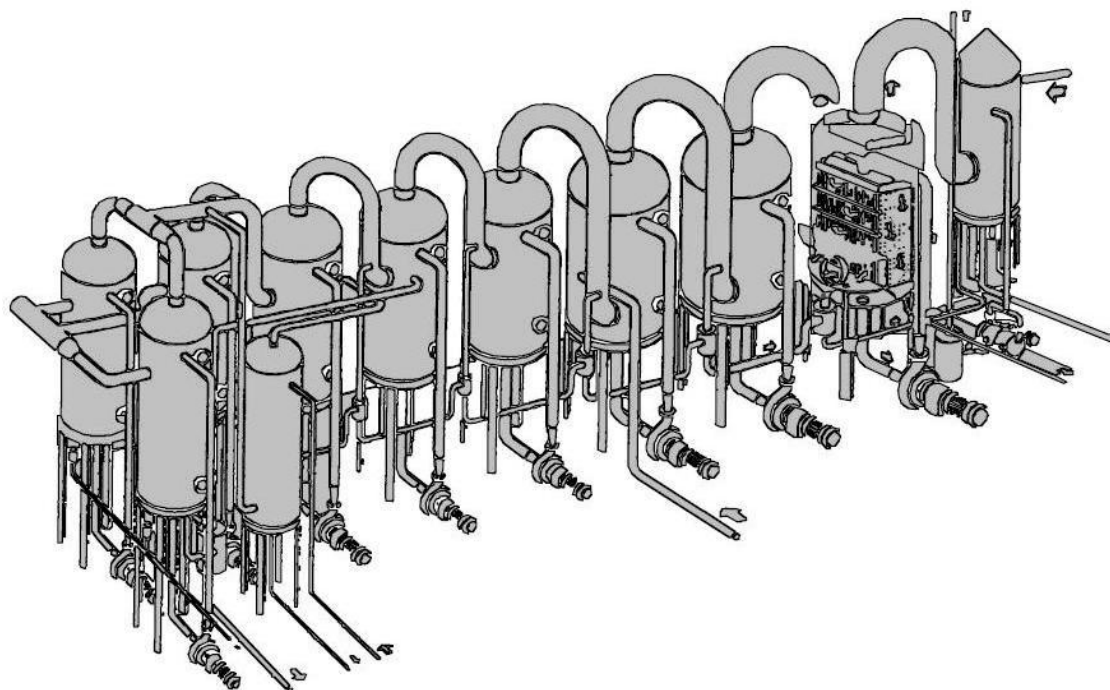


FIGURA 1.6 – Planta típica do processo de evaporação de licor negro em múltiplo efeito
(Fonte: GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).

1.2.1. Tipos e Características de Evaporadores Mais Utilizados

1.2.1.1. Evaporadores de filme ascendente (“*rising film*”)

Os evaporadores de filme ascendente (também chamado tubo longo vertical (LTV) ou evaporador de Kestner) foi muito utilizado para evaporação de licor negro na indústria de celulose até meados de 1980 (GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000). Em novas instalações de evaporação de licor negro, predomina evaporadores do tipo filme descendente (“*falling film*”).

O evaporador LTV consiste de duas partes: um elemento de aquecimento e um corpo de vapor ou cabeça de vapor. O elemento de aquecimento é um trocador de calor de tubos de passagem única montado verticalmente. Os tubos têm normalmente de 7,31 m a 9,75 m de comprimento e 5,08 cm de diâmetro (SENAI – CETCEP, 2002). A Figura 1.7 mostra o princípio de funcionamento de um evaporador de filme ascendente.

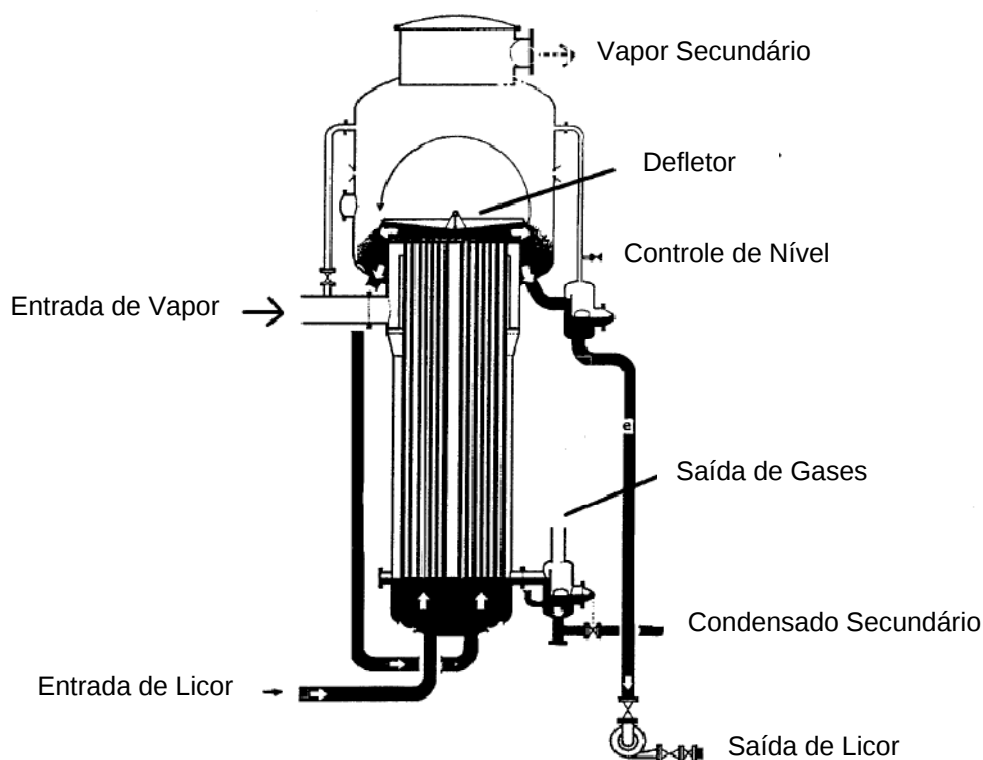


FIGURA 1.7 – Evaporador tipo filme ascendente (“*rising film*”) (Fonte: GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).

O licor presente dentro dos tubos, neste evaporador, sofre um pré-aquecimento inicial e então gradualmente começa a entrar em ebulição. O vapor libertado na ebulição tem um volume específico alto que aumenta a velocidade da mistura de licor e vapor, e a taxa de transferência de calor no trocador de calor. A taxa de transferência de calor é baixa. Com uma carga parcial acima de 50%, as condições de fluxo estabilizam-se regularmente desde que a velocidade de vapor dentro dos tubos seja suficientemente alta. Isto significa que evaporadores de filme ascendente não podem ser usados quando existe uma baixa carga parcial (GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).

1.2.1.2. Evaporadores de filme descendente (“*faling film*”)

Neste tipo de evaporador, o licor é alimentado no fundo do corpo do evaporador onde um nível fixo é mantido. É levado, então ao topo do elemento de aquecimento por uma bomba de circulação, e flui para baixo na superfície de aquecimento por gravidade. A concentração dentro do efeito é praticamente

constante em relação à concentração do licor alimento. A taxa de circulação também é constante. Estas características fazem o evaporador de filme descendente insensível a variações na carga de evaporação. Evaporadores de filme descendente podem operar então com uma carga de 30-100% da sua capacidade, dependendo principalmente da precisão dos elementos de controle. Devido a esses fatores, os evaporadores de filme descendente têm sido escolhidos para a maioria das instalações novas nos últimos anos (GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).

De acordo com SENAI – CETCEP (2002), duas configurações tem sido usadas para concentrar licor negro em processos de recuperação:

- Evaporador tipo de tubos verticais: licor dentro dos tubos;
- Evaporador tipo placas verticais ou de lamela: licor fora das placas.

Um terceiro tipo é o evaporador de “*spray*” horizontal, onde o licor é pulverizado na parte externa do banco de tubos horizontal, este tipo de evaporador tem sido usado na evaporação de licor sulfito (SENAI – CETCEP, 2002). A Figura 1.8 mostra um tipo de evaporador de filme descendente de lamela.

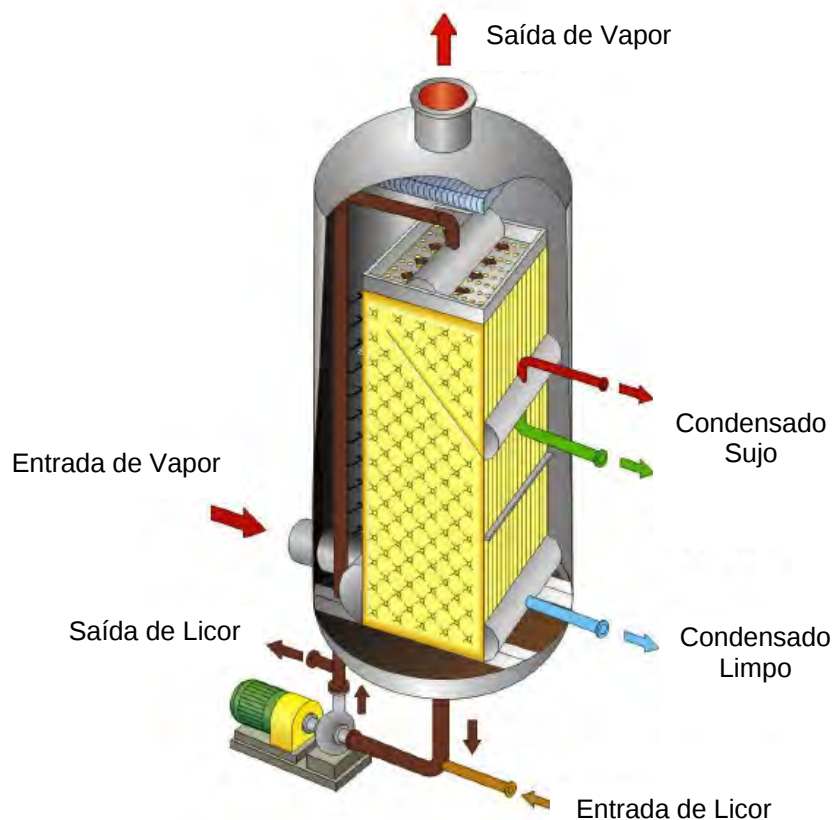


FIGURA 1.8 – Evaporador tipo filme descendente de lamela (“*falling film*”) (Fonte: GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).

A Figura 1.9 mostra um evaporador tubular de filme descendente com fluxo de licor dentro de tubos. O evaporador tem um elemento de aquecimento e um corpo de vapor. O elemento de aquecimento é bem parecido com um evaporador LTV que consiste em uma concha verticalmente montada e um trocador de calor de tubo.

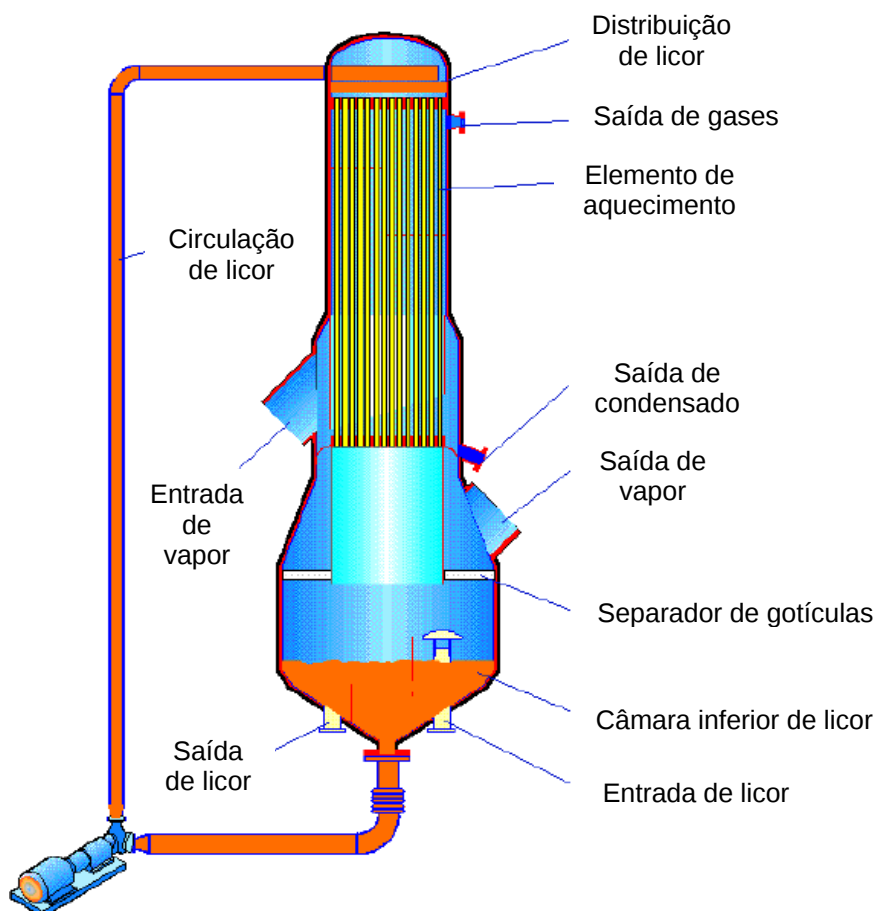


FIGURA 1.9 – Evaporador do tipo tubular de filme descendente onde licor flui dentro dos tubos (Fonte: GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).

A Figura 1.10 mostra um evaporador de filme descendente com fluxo de licor fora dos tubos. A construção do evaporador é semelhante a um evaporador do tipo lamela (Figura 1.8). Este tipo de evaporador não pode ser usado nos últimos efeitos devido a uma área insuficiente para o vapor atravessar (GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).

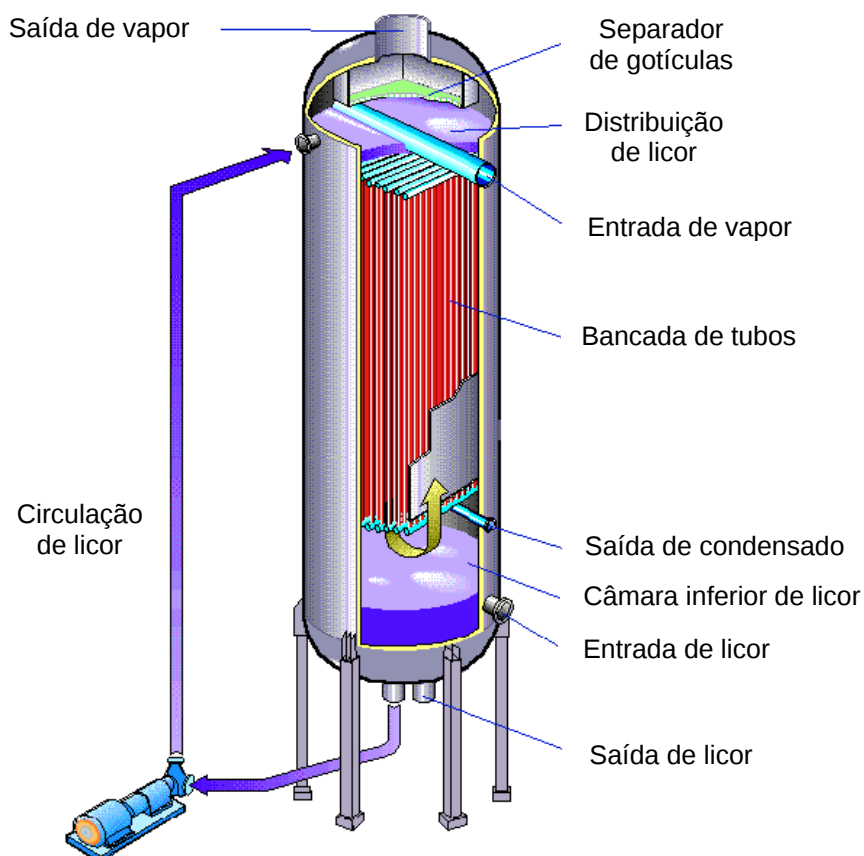


FIGURA 1.10 – Evaporador do tipo tubo de filme descendente onde licor flui fora dos tubos (Fonte: GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).

1.2.1.3. Evaporadores de circulação forçada

Evaporadores com circulação forçada também são usados para concentrar o licor negro. A Figura 1.11 mostra uma configuração típica de evaporador de circulação forçada de tubos curtos. O licor circulante é aquecido em trocadores de calor horizontais. A disposição da câmara de vapor e dos tubos é similar à do evaporador de tubos verticais longos. A circulação forçada é realizada por uma bomba de alta vazão. A vantagem desse evaporador é a possibilidade de se trabalhar com concentrações até níveis de 65% de sólidos totais (GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000; PHILIPP e D'ALMEIDA, 1988). A desvantagem é o consumo de energia devido à bomba de circulação.

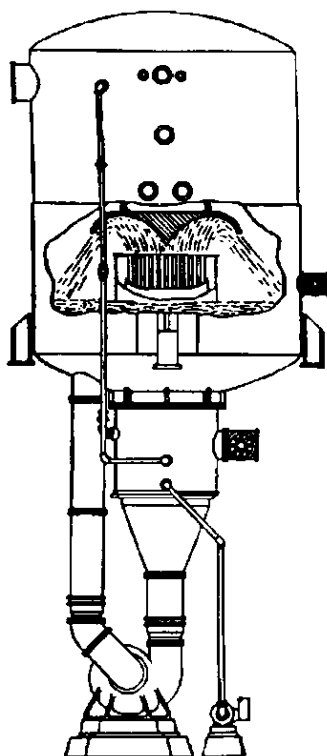


FIGURA 1.11 – Evaporador típico de circulação forçada de tubos curtos (Fonte: PHILIPP e D'ALMEIDA, IPT, vol. 1, p. 263, 1988).

1.2.1.4. Evaporadores de contato direto

O evaporador de contato direto é uma parte integrante da caldeira de recuperação. Este tipo de evaporador não é aceitável em áreas com regulamentos rígidos de proteção ambiental, devido às dificuldades de controlar as suas emissões (GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).

No evaporador de contato direto, o licor negro é concentrado através dos gases provenientes da chaminé da caldeira de recuperação que entra em contato direto com o licor diluído. Os gases da chaminé vaporizam a água do licor negro e simultaneamente esfriam de 350°C-400°C para 160°C-180°C por contato direto com o licor do último efeito do evaporador de múltiplo efeito. O licor é concentrado de 50%-55% de sólidos secos para 60%-67% de sólidos secos. Para alcançar sua função, a área de contato entre os gases e o licor deve ser grande, e o licor tem que permanecer em movimento (GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).

Segundo PHILIPP e D'ALMEIDA (1988), os gases de combustão neste tipo de evaporador normalmente arrastam sulfato e carbonato de sódio, além do dióxido

e trióxido de enxofre. Os compostos de sódio são coletados e recuperados por precipitadores eletrostáticos, instalados em muitas fábricas após os evaporadores de contato direto. Uma baixa temperatura dos gases de combustão diminui o arraste do licor pelo gás e favorece a captação do sulfato de sódio, devido à redução da velocidade nos tubos coletores. A baixa temperatura, porém, favorece a corrosão promovida por compostos contendo enxofre. A Figura 1.12 e Figura 1.13 mostram configurações típicas de evaporadores de contato direto.

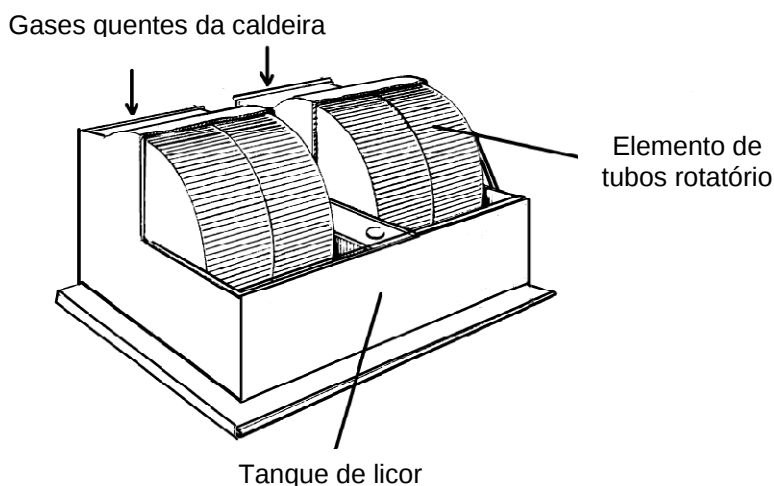


FIGURA 1.12 – Evaporador de contato direto em cascata (Fonte: GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).

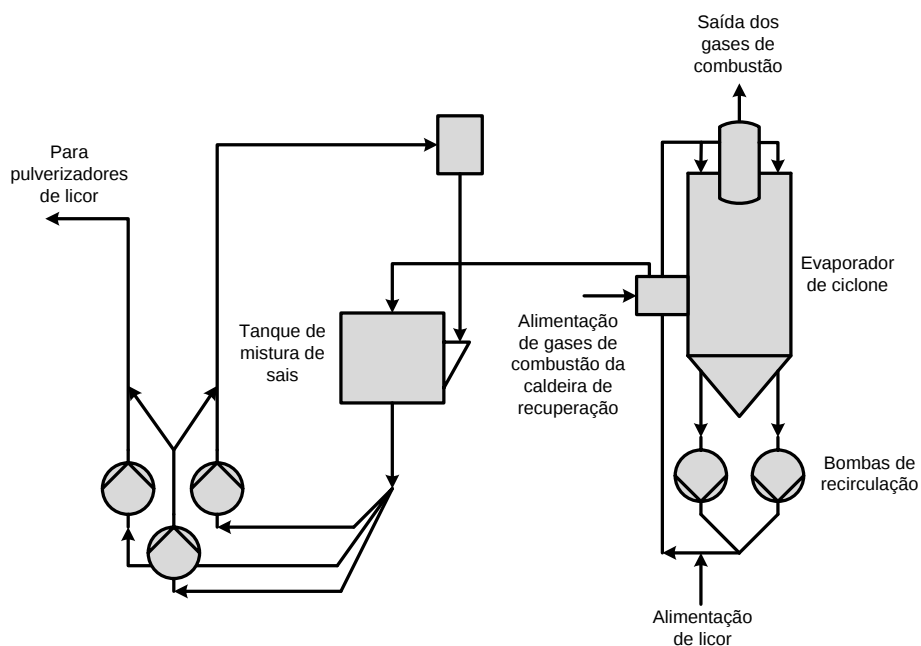


FIGURA 1.13 – Evaporador de contato direto de ciclone (Fonte: adaptado de GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).

Para reduzir a geração de sulfeto de hidrogênio no evaporador de contato direto, o licor negro é oxidado frequentemente para converter sulfeto de sódio a tiosulfato de sódio e sulfato de sódio. A oxidação usa ar ou oxigênio molecular. Para evitar emissões odoríferas, o processo inteiro de polpação opera a uma sulfididade muito baixa, de 7% a 10%, quando comparado com um valor normal, de 25% a 35% (GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).

1.3. Propriedades de Interesse do Licor Negro e do Vapor Saturado

Segundo GULLICHSEN e FOGELHOLM (2000), basicamente o licor negro proveniente da lavagem de polpa contém água e sólidos secos. Sendo que os principais componentes destes sólidos secos são os seguintes:

- Substâncias orgânicas da madeira dissolvidas durante o processo de cozimento;
- Lignina;
- Hemicelulose;
- Celulose;
- Substâncias inorgânicas diversas;
- Compostos de sódio;
- Compostos de enxofre (ou de sódio-enxofre);
- Material inerte.

Dos sólidos secos no licor negro, o material orgânico dissolvido representa cerca de 60% dos sólidos totais (GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).

As propriedades físicas do licor negro são extremamente importantes a fim de se definir e projetar uma planta de evaporação. De acordo com GULLICHSEN e FOGELHOLM (2000), para um projeto adequado de uma planta de evaporação, as propriedades físicas do licor negro e do vapor de aquecimento que são de fundamental interesse são:

- Composição do licor;
- Viscosidade do licor (μ);
- Elevação do ponto de ebulição (BPR);
- Densidade do licor (ρ);

- Tensão superficial do licor;
- Calor específico do licor (C_p);
- Condutividade térmica do licor (k_{ln});
- Pressão de saturação do vapor (P_{sat});
- Temperatura de saturação do vapor (T_{sat});
- Temperatura do licor na câmara de evaporação ($T_{licor} = T_{sat} + BPR$);
- Calor latente específico do vapor ($\hat{\lambda}$);
- Solubilidade de compostos no licor negro.

As propriedades do licor negro dependem das matérias-primas utilizadas no cozimento, das condições de cozimento (temperatura, tempo, carga de químicos), dos equipamentos utilizados para o cozimento, e o tratamento do licor após o cozimento. As propriedades do licor negro não são constantes. A oxidação e tratamento térmico têm um maior impacto nas propriedades do licor (GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).

1.3.1. Composição

O licor negro contém água, resíduos orgânicos do cozimento, e substâncias químicas inorgânicas. As combinações orgânicas primárias são lignina, polissacarídeos, ácidos carboxílicos, e extrativos (GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000). Na Tabela 1.1 é mostrada uma análise típica de licor negro “Kraft” produzido de uma polpação com folhosas da Escandinávia.

TABELA 1.1 – Composição dos sólidos secos do licor negro de uma polpação “Kraft” de folhosas (“*hadrwood*”) da Escandinávia.

Compostos Orgânicos, % em peso	78,0
Lignina Degradada, incluindo Na e S, %	37,5
Ácidos Isossacarínicos, incluindo Na, %	22,6
Ácidos Alifáticos, incluindo Na, %	14,4
Ácidos Graxos e Resinosos, incluindo Na, %	0,5
Polissacarídeos, %	3,0
Inorgânicos, % em peso	22,0
NaOH, %	2,4
NaHS, %	3,6
Na ₂ CO ₃ e K ₂ CO ₃ , %	9,2
Na ₂ SO ₄ , %	4,8
Na ₂ S ₂ O ₃ , Na ₂ SO ₃ e Na ₂ S _x , %	0,5
NaCl, %	0,5
Elementos não processáveis (Si, Ca, Fe, Mn, Mg, etc.), %	0,2

Fonte: GULLICHSEN e FOGELHOLM (2000).

CARDOSO *et al.* caracterizaram o licor negro de eucalipto provenientes de unidades industriais brasileiras de celulose. Os resultados encontrados demonstram que o licor negro de eucalipto, das unidades industriais brasileiras (espécie *Eucalyptus grandis*), possui, em média, 66% (63-69%) em massa de matéria orgânica por massa total de sólidos secos. Os 34% (31-37%) restantes representam o percentual de massa de inorgânicos contidos neste licor. Portanto, a razão orgânico/inorgânico (média) é de 1,94.

Na Tabela 1.2 são mostrados os resultados referentes à análise elementar do licor negro de eucalipto procedente das unidades industriais brasileiras. Nesta tabela, a composição elementar é expressa em termos do percentual da massa do elemento (carbono, hidrogênio, nitrogênio, sódio, potássio, enxofre e cloro) pela massa de sólidos secos presentes no licor.

TABELA 1.2 – Composição química elementar de diversos licores negros provenientes do processo “Kraft”.

Tipo de madeira processada	Localização da indústria	Composição elementar (%)						
		C	H	N	Na	K	S	Cl
“Softwood”	Escandinávia	35,8	3,6	0,06	19,6	1,8	4,6	0,5
“Softwood”	Escandinávia	34,6	3,3	0,07	19,8	1,4	5,2	0,5
“Softwood”	Escandinávia	34,6	3,4	0,07	17,2	3,2	5,4	0,3
“Softwood”	Escandinávia	33,9	3,3	0,07	19,6	3,2	5,7	0,3
“Hardwood”	Escandinávia	33,2	3,3	0,08	20,8	2,6	5,2	0,3
“Hardwood”/ <i>Eucalyptus</i>	América do Norte	37,3	3,6	0,09	17,3	1,8	3,4	1,6
“Hardwood”/ <i>Eucalyptus grandis</i>	Brasil/ Fábrica A	33,9	3,6	0,01	22,6	1,8	3,7	4,5
“Hardwood”/ <i>Eucalyptus grandis</i>	Brasil/ Fábrica B	35,4	3,7	-	20,9	1,1	3,0	4,3
“Hardwood”/ <i>Eucalyptus grandis</i>	Brasil/ Fábrica C	29,5	3,6	-	18,6	1,2	4,4	2,6
“Hardwood”/ <i>Eucalyptus grandis</i>	Brasil/ Fábrica D	34,8	3,4	0,04	18,4	1,0	3,6	3,2

Fonte: CARDOSO *et al.* (2000).

1.3.2. Viscosidade

A definição comum para viscosidade do licor negro é a relação da tensão de cisalhamento pela taxa de cisalhamento. O licor negro concentrado é tipicamente um fluido não Newtoniano (GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).

Em GULLICHSEN e FOGELHOLM (2000), é encontrada a seguinte equação para uma estimativa da viscosidade cinemática do licor negro:

$$\ln \mu = A + \frac{B}{T^3} \quad (1.4)$$

Onde A e B são calculados pelas seguintes equações polinomiais:

$$A = A_{H_2O} + a_1 \cdot X + a_2 \cdot X^2 + a_3 \cdot X^3 \quad (1.5)$$

$$B = B_{H_2O} + b_1 \cdot X + b_2 \cdot X^2 + b_3 \cdot X^3 \quad (1.6)$$

Onde μ é a viscosidade cinemática em $\text{cSt} = \text{mm}^2/\text{s}$;

T é a temperatura em Kelvin, K;

$$A_{H_2O} = -2,4273;$$

$$B_{H_2O} = 6,1347 \times 10^7;$$

a_i e b_i são constantes tabeladas, encontrados na Tabela 1.3.

TABELA 1.3 – Coeficientes para a equação da viscosidade para “hardwood”, “softwood” e madeira tropical.

	“Softwood”	“Hardwood”	Tropical
a_1	9,1578	3,3532	10,482
a_2	-56,723	3,7654	-54,046
a_3	72,666	-2,4907	61,933
b_1	-4,22E+08	-5,44E+07	-4,02E+08
b_2	3,35E+09	2,19E+08	3,01E+09
b_3	-3,49E+09	1,70E+08	-2,66E+09

Fonte: GULLICHSEN e FOGELHOLM (2000).

Pode-se relacionar a viscosidade do licor negro como uma função da concentração de sólidos e da temperatura, sendo uma propriedade específica para cada tipo de licor, pois está diretamente relacionada com a composição deste licor. Também depende das espécies de madeira utilizadas na produção da celulose, como também do método de cozimento da polpa, do tratamento térmico adicional, etc. A viscosidade aumenta com o aumento do conteúdo de sólidos secos. Com um aumento na temperatura, a viscosidade diminuirá. O limite permitido de viscosidade do licor para que seja bombeável é de 300-500 cP (GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000). A viscosidade sempre deve estar abaixo deste nível, sendo normalmente

muito mais baixo na planta de evaporação. Neste trabalho, será desprezado o efeito da viscosidade na dinâmica do processo. A Figura 1.14 mostra a viscosidade experimental do licor negro a 115 °C em função da concentração de sólidos secos no licor.

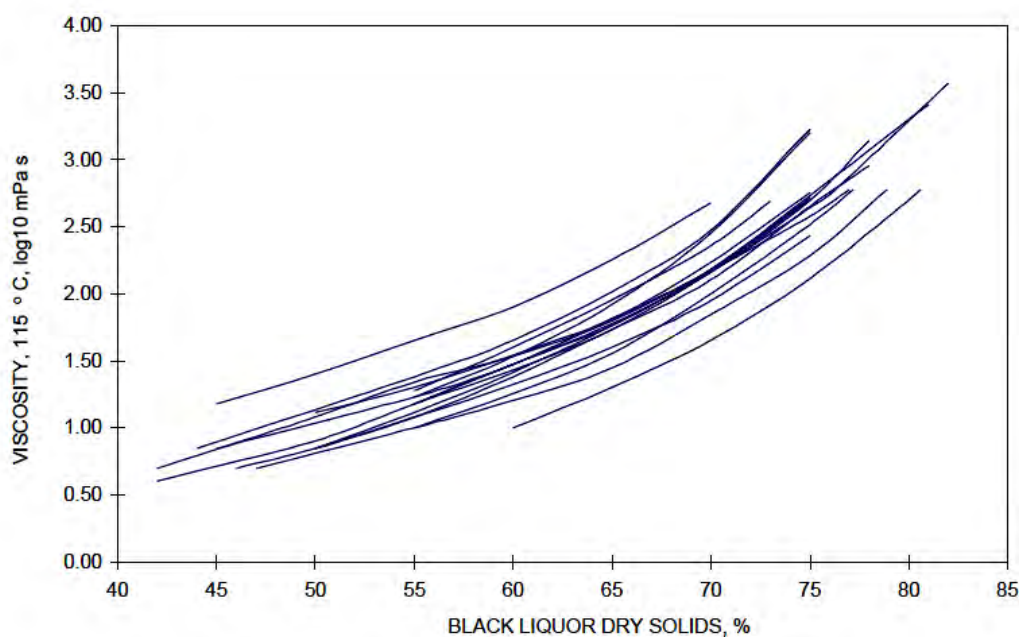


FIGURA 1.14 – Viscosidade do licor negro a 115 °C em função do conteúdo de sólidos secos (Fonte: GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).

1.3.3. Elevação do Ponto de Ebulição (EPE)

A Elevação do Ponto de Ebulição (EPE) ou “*Boiling Point Rise (BPR)*” é a diferença entre a temperatura de ebulição do licor negro e da água pura à mesma temperatura e pressão. Esta propriedade é importante para o desenvolvimento dos balanços de massa e energéticos no projeto e análise de evaporadores, sendo fundamental o seu cálculo para a simulação da evaporação. Nos evaporadores, o calor transferido para o licor depende da diferença de temperatura entre o vapor a ser condensado e o licor negro a ser evaporado. Elevados valores de EPE implicam em uma redução significativa da transferência de calor nos evaporadores.

Uma mistura líquida que contém substâncias orgânicas dissolvidas, substâncias inorgânicas, ou ambos, atingirá seu ponto de ebulição a uma

temperatura mais alta que água à mesma pressão. Esta diferença de temperatura é a elevação de ponto de ebulição (EPE). A EPE é específica para cada tipo de licor negro e depende da concentração de sólidos, da composição, da temperatura e das substâncias dissolvidas no licor. A EPE aumenta com o aumento da concentração de sólidos secos (GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000). Esta propriedade é de fundamental importância na modelagem da evaporação, pois a EPE influi diretamente na dinâmica do processo.

A elevação do ponto de ebulição é função da concentração de sólidos presentes no licor negro, sendo que para licores de pinho, existem várias correlações empíricas propostas na literatura, onde pode-se destacar os trabalhos desenvolvidos por: CLAY e GRACE (1984); FREDERICK *et al.* (1980); ROBINSON E CLAY (1986) e SZYMONSKI e GRACE (1985) *apud* CARDOSO (1998) e MARTINELLI (2000). Maiores detalhes sobre os resultados das correlações empíricas da literatura podem ser encontrados em GREEN e HOUGH (1992) *apud* CARDOSO (1998).

Um estudo mais recente foi realizado por ZAMAN *et al.* (1998), onde foram correlacionados a EPE com a pressão, com a concentração de sólidos no licor e com variáveis do processo de polpação através de dados coletados experimentalmente. A polpação experimental foi realizada com madeira de “*slash pine*” e as variáveis do processo utilizadas foram o álcali efetivo (AE), a sulfididade (S), a temperatura (T) e o tempo de cozimento (t). Com os resultados experimentais da polpação propuseram modelos matemáticos através de ajustes estatísticos para a predição da EPE. As equações propostas foram:

$$BPR = (a_1 + b_1 \cdot P) \cdot \left(\frac{X}{1 - X} \right) \quad \text{para } X \leq 0,65 \quad (1.7)$$

$$BPR = (a_2 + b_2 \cdot P) + (a_3 + b_3 \cdot P) \cdot \left(\frac{X}{1 - X} \right) \quad \text{para } X \geq 0,65 \quad (1.8)$$

Onde a *BPR* é a elevação do ponto de ebulição em °C, *P* é a pressão em mmHg e *X* é a concentração de sólidos no licor em fração mássica.

As constantes a_1 , a_2 , a_3 , b_1 , b_2 e b_3 foram calculados através de ajuste estatísticos dos dados experimentais das várias polpações realizadas. As constantes podem ser calculadas através das seguintes equações:

$$\begin{aligned}
a_1 &= 3,955 \times 10^3 + 2,941t - 15,278T - 77,69AE - 5,47 \times 10^{-3}Tt - \\
&3,488 \times 10^{-2}tAE - 0,397tS + 0,178TAE + 1,428 \times 10^{-2}T^2 - 5,0 \times 10^{-5}tAES + \\
&2,26 \times 10^{-2}tAES + 8,75 \times 10^{-4}tTS \\
&\text{com } R^2 = 0,93
\end{aligned} \tag{1.9}$$

$$\begin{aligned}
b_1 &= 5,772 \times 10^{-1} + 1,288 \times 10^{-3}t - 3,26 \times 10^{-3}T + 1,625 \times 10^{-2}AE + \\
&1,11 \times 10^{-4}S - 3,198 \times 10^{-6}tT - 1,655 \times 10^{-6}tS - 3,936 \times 10^{-5}TAE + \\
&1,5 \times 10^{-7}t^2 + 4,48 \times 10^{-6}T^2 + 2,255 \times 10^{-5}AE^2 + 2,734 \times 10^{-8}tTAE \\
&\text{com } R^2 = 0,97
\end{aligned} \tag{1.10}$$

$$\begin{aligned}
a_2 &= 3,778 \times 10^3 - 17,7T + 38,72AE + 2,861 \times 10^{-1}tS - 9,448 \times 10^{-2}TAE - \\
&2,894 \times 10^{-2}AES - 1,315 \times 10^{-3}t^2 + 2,082 \times 10^{-2}T^2 + 1,633 \times 10^{-1}AE^2 + \\
&5,621 \times 10^{-5}tTAES - 2,537 \times 10^{-2}tAES - 6,190 \times 10^{-4}TtS \\
&\text{com } R^2 = 0,97
\end{aligned} \tag{1.11}$$

$$\begin{aligned}
b_2 &= 1,558 + 5,050 \times 10^{-4}t + 6,93 \times 10^{-3}T + 9,266 \times 10^{-3}AE - 3,721 \times 10^{-5}tAE - \\
&8,177 \times 10^{-5}tS + 2,113 \times 10^{-6}TS - 7,054 \times 10^{-5}AES - 8,079 \times 10^{-6}T^2 - \\
&2,610 \times 10^{-4}AE^2 + 1,514 \times 10^{-6}tAES + 1,390 \times 10^{-7}tTS \\
&\text{com } R^2 = 0,95
\end{aligned} \tag{1.12}$$

$$\begin{aligned}
a_3 &= -6,745 \times 10^2 + 3,314t - 15,790AE + 3,905S - 2,99 \times 10^{-4}tT - \\
&3,376 \times 10^{-3}tS + 3,812 \times 10^{-2}AES - 8,249 \times 10^{-3}TS + 9,91 \times 10^{-4}t^2 - \\
&4,07 \times 10^{-3}T^2 - 4,873 \times 10^{-2}AE^2 + 1,46 \times 10^{-5}tTAE \\
&\text{com } R^2 = 0,81
\end{aligned} \tag{1.13}$$

$$\begin{aligned}
b_3 &= -8,334 \times 10^{-3} - 1,736 \times 10^{-2}t + 2,161 \times 10^{-5}T + 3,869 \times 10^{-5}tT + \\
&1,12 \times 10^{-3}tAE + 4,64 \times 10^{-4}tS - 3,36 \times 10^{-7}t^2 - 1,566 \times 10^{-6}S^2 + \\
&6,405 \times 10^{-8}tTAES - 2,876 \times 10^{-5}tAES - 2,496 \times 10^{-6}tTAE - 1,029 \times 10^{-6}tTS \\
&\text{com } R^2 = 0,80
\end{aligned} \tag{1.14}$$

Em GULLICHSEN e FOGELHOLM (2000), pode ser encontrada uma equação para calcular a elevação do ponto de ebulição do licor negro em função da concentração de sólidos à pressão atmosférica:

$$BPR = 6,173.C - 7,48.C.(C)^{0,5} + 32,747.C^2 \tag{1.15}$$

Onde BPR é a elevação do ponto de ebulição em Kelvin, K;

C é a concentração de sólidos secos no licor em kg/kg.

Para pressões superiores a atmosférica a seguinte correção é necessária:

$$\frac{\Delta T_p}{\Delta T} = \left[\frac{(1+0,6)}{100} \right] \cdot (T_p - 373,16) \quad (1.16)$$

Onde ΔT_p é a elevação do ponto de ebulição corrigida em Kelvin, K;

ΔT é a elevação do ponto de ebulição à pressão atmosférica, K;

T_p é a temperatura de ebulição da água na pressão especificada, K.

A equação (1.15) foi escolhida para implementação computacional devido à sua facilidade e simplicidade, obtendo resultados satisfatórios.

1.3.4. Densidade

A densidade do licor negro aumenta com a concentração, sendo que a mesma depende da concentração e da temperatura do licor. Um licor com uma concentração de 16% de sólidos secos teria uma densidade de 1,05 t/m³. A 70% de sólidos secos, a densidade é de 1,43 t/m³ (GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).

Com uma concentração baixa de sólidos, a densidade do licor negro é próxima a da água. Com concentrações de sólidos mais altos, a densidade depende dos materiais inorgânicos e orgânicos que constituem os sólidos. Uma boa aproximação para a densidade com 50% de sólidos secos pode ser calculada por correlação proposta em GULLICHSEN e FOGELHOLM (2000), onde a densidade está em função da concentração de sólidos secos e da temperatura do licor:

$$\rho = a_0 + a_1 \cdot \left[\frac{(T - a_5)}{1000} \right] + a_2 \cdot \left[\frac{(T - a_5)}{1000} \right]^2 \cdot (a_3 + a_4 \cdot C) \quad (1.17)$$

Onde ρ é a densidade do licor negro em kg/m³;

T é a temperatura do licor negro em Kelvin, K;

C é a concentração de sólidos no licor em kg/kg;

E as constantes a_k equivalem: $a_0 = 1,008$; $a_1 = -0,237$; $a_2 = -1,94$; $a_3 = 997$; $a_4 = 649$; $a_5 = 273,16$.

Uma equação para a densidade de licor negro baseado em dados experimentais é a seguinte:

$$\frac{1}{\rho_{\text{ln},90}} = \frac{(1-C)}{\rho_{\text{H}_2\text{O},90}} + 0,476.C + 0,0911.C.(C_{\rho_{90}})^{0,5} \quad (1.18)$$

Onde $\rho_{\text{ln},90}$ é a densidade do licor negro a 90 °C em kg/m³;

$\rho_{\text{H}_2\text{O},90}$ é a densidade da água a 90 °C em kg/m³;

C é a concentração de sólidos no licor em kg/kg;

A relação entre densidade e temperatura pode ser considerada linear na faixa desde 15 °C até o ponto de ebulição. O efeito da temperatura aumenta ligeiramente com o aumento do teor de sólidos. O efeito é menor quando comparado com o efeito da variação na concentração de sólidos (SENAI – CETCEP, 2002).

1.3.5. Calor Específico ou Capacidade Calorífica Específica

A capacidade calorífica é o calor necessário para elevar em um grau a temperatura de uma unidade de massa de um material, que neste caso é o licor negro (SENAI – CETCEP, 2002). Uma correlação para a estimativa da capacidade calorífica do licor negro é encontrado em GREEN e HOUGH (1992) *apud* MARTINELLI (2000) e SENAI – CETCEP (2002).

$$C_p = 1,0 - (1,0 - C_{ps}).X \quad (1.19)$$

Onde C_p é o calor específico do licor negro em kcal/kg.°C;

C_{ps} é o calor específico dos sólidos do licor negro, que pode variar entre 0,3 a 0,5. Uma simplificação bastante aceita é considerar C_{ps} igual a 0,5.

X é a concentração de sólidos no licor (fração mássica) em kg/kg.

Na literatura podem ser encontrados vários estudos sobre a capacidade calorífica do licor negro, considerando este como uma mistura pseudobinária de sólidos e água. Dentre as correlações empíricas encontradas podem ser destacados os trabalhos de HARVIN e BROWN (1953); KOORSE *et al.* (1977);

MASSE *et al.* (1987); ZAMAN e FRICKE (1996) *apud* MARTINELLI (2000).

A capacidade calorífica específica do licor negro depende das capacidades caloríficas dos seus componentes. Observa-se que ocorrem diminuições no calor específico com o aumento na concentração de sólidos do licor negro (GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000). Esta propriedade é de fundamental importância para a modelagem dos balanços energéticos na evaporação. Uma fórmula empírica para calcular o efeito de sólidos secos na capacidade calorífica específica é a seguinte:

$$\frac{C_{p,X}}{C_{p,ref}} = 1 - \frac{(X - X_{ref})}{2,14 - X_{ref}} \quad (1.20)$$

Onde $C_{p,X}$ é o calor específico do licor negro, em kJ/kg.°C;

$C_{p,ref}$ é o calor específico de referência do licor negro, em kJ/kg.°C;

X é a concentração de sólidos secos, em kg/kg;

X_{ref} é a referência da concentração de sólidos secos, em kg/kg.

Com o aumento da temperatura do licor negro, diminuirá o seu calor específico. Uma equação empírica para calcular o efeito da temperatura na capacidade calorífica específica é a seguinte:

$$\frac{C_{p,t}}{C_{p,ref}} = 1 - \frac{(T - T_{ref})}{377 - T_{ref}} \quad (1.21)$$

Onde $C_{p,t}$ é o calor específico do licor negro, em kJ/kg.°C;

$C_{p,ref}$ é o calor específico do licor negro na temperatura de referência, em kJ/kg.°C;

T é a temperatura do licor negro, em °C;

T_{ref} é a temperatura de referência do licor negro, em °C.

Outra correlação empírica para o cálculo da capacidade calorífica específica do licor negro é apresentada por MASSE *et al.* (1987) *apud* GULLICHSEN e FOGELHOLM (2000) e MARTINELLI (2000), que desenvolveram um modelo termodinâmico relacionando a temperatura com a concentração de sólidos secos no licor para determinação da capacidade calorífica.

$$C_p = a_1 \cdot (1 - X) + \left[a_2 + \left(\frac{a_5 \cdot T_{\circ C}}{1000} \right) \right] \cdot X + \left[a_4 - \left(\frac{a_5 \cdot T_{\circ C}}{1000} \right) \right] (1 - X) \cdot X^{a_6} \quad (1.22)$$

Onde C_p é o calor específico do licor negro, em kJ/kg.°C;

X é a concentração de sólidos secos, em kg sólidos secos por kg solução (kg/kg);

$T_{\circ C}$ é a temperatura do licor negro, em °C.

A equação (1.22) pode ser integrada a partir da definição termodinâmica da entalpia, obtendo o seguinte resultado:

$$H(T_{\circ C}) = \int_{t_0}^t \hat{C}_p d\tau_{\circ C} = \frac{1}{2} \cdot \left(\frac{1}{1000} \cdot a_3 \cdot X - \frac{1}{1000} a_5 \cdot (1 - X) \cdot X^{a_6} \right) \cdot (T^2 - T_0^2) + a_1 \cdot (1 - X) \cdot (T - T_0) + a_2 \cdot X \cdot (T - T_0) + a_4 \cdot (1 - X) \cdot X^{a_6} \cdot (T - T_0), \quad T_0 = 0^\circ C \quad (1.23)$$

No presente trabalho, optou-se pela aplicação da equação (1.22) a fim de maior confiabilidade para a programação computacional do C_p . Para tanto, foi realizado um ajuste das constantes presentes na equação através da ferramenta SOLVER do MS EXCEL pela minimização da soma dos erros ao quadrado. O resultado do ajuste é mostrado na Tabela 1.4 comparativamente com os valores utilizado por MASSE *et al.* (1987) *apud* GULLICHSEN e FOGELHOLM (2000), como também na Figura 1.15 pode ser visto a aplicação das constantes para o melhor ajuste aos dados experimentais.

TABELA 1.4 – Valores das constantes das equações (1.22) e (1.23) ajustados no MS EXCEL e definidos por MASSE *et al.* (1987) *apud* GULLICHSEN e FOGELHOLM (2000).

Constantes	Definido por MASSE <i>et al.</i> (1987)	Ajustado com o SOLVER
a_1	4,216	4,106
a_2	1,675	-1,210
a_3	3,310	49,971
a_4	4,870	33,542
a_5	20,0	503,142
a_6	3,00	4,866

Fonte: GULLICHSEN e FOGELHOLM (2000); AUTOR (2009).

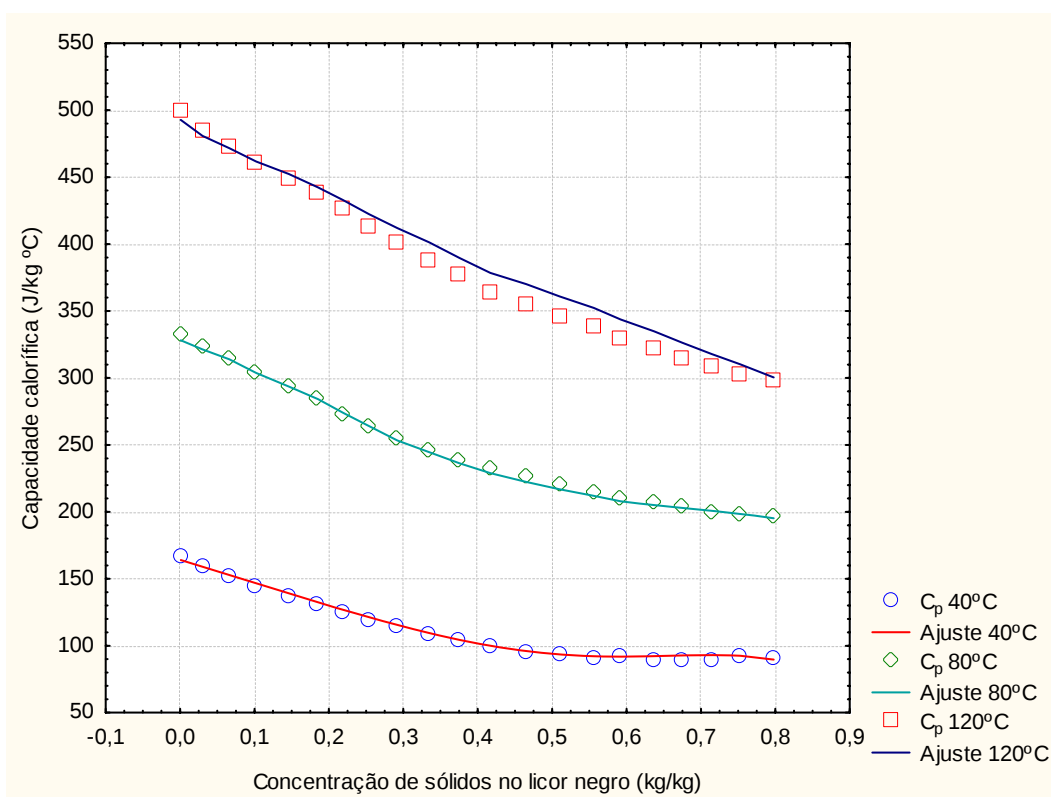


FIGURA 1.15 – Ajuste das constantes da equação (1.23) calculado pelo SOLVER do MS EXCEL para temperaturas de 40, 80 e 120 °C.

1.3.6. Tensão Superficial

A importância da tensão superficial em uma planta de evaporação é devido à consideração que uma baixa tensão superficial aumentará a tendência de espumar, ocasionando problemas no processo. Há um aumento na tensão superficial com um aumento na concentração de sólidos secos. Podendo diminuir com um aumento na temperatura. A geração de espuma é um problema que ocorre principalmente em evaporadores que operam a uma baixa concentração de sólidos (GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000). Esta propriedade também será desprezada, pois sua determinação é experimental. Na Figura 1.16 é mostrada a tensão superficial do licor negro de “*hardwood*” e “*softwood*” em função de conteúdo de sólidos.

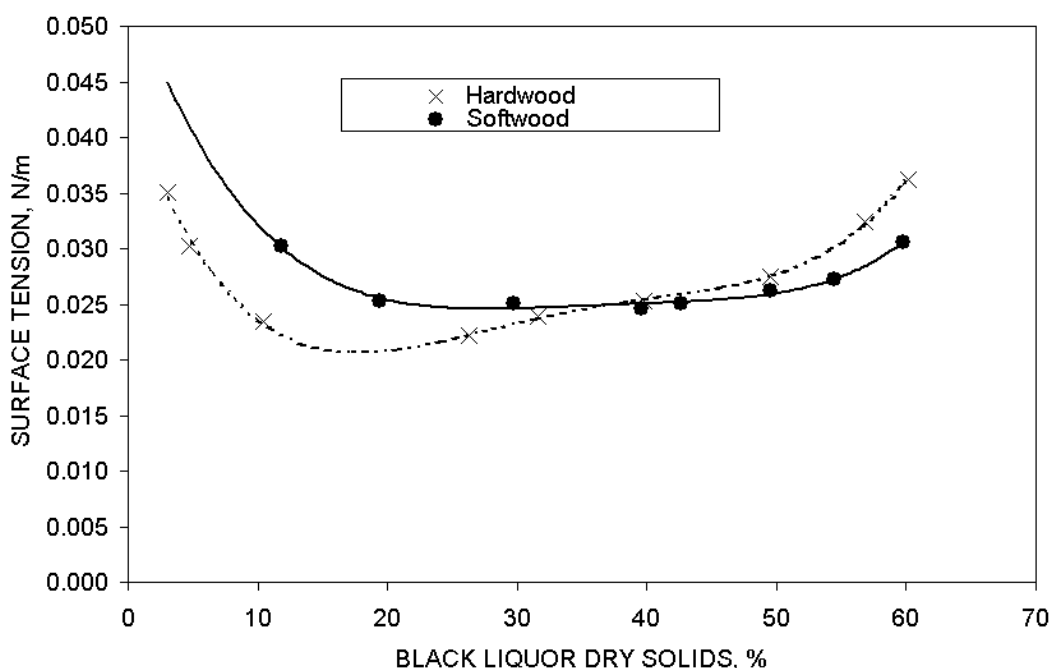


FIGURA 1.16 – Tensão superficial do licor negro de “*hardwood*” e “*softwood*” em função da concentração de sólidos no licor (Fonte: GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).

1.3.7. Condutividade Térmica

A condutividade térmica do licor negro depende da temperatura e do conteúdo de sólidos secos. Um aumento de temperatura aumentará a condutividade térmica, e um aumento na concentração de sólidos diminuirá a condutividade térmica. Uma equação é proposta em GULLICHSEN e FOGELHOLM (2000) para estimar a condutividade térmica do licor negro:

$$\begin{aligned} k_{\text{ln}} &= k_{\text{H}_2\text{O}} \cdot (1 - X) + a \cdot X + b \cdot X^2 \\ a &= a_1 + a_2 \cdot T \\ b &= b_1 + b_2 \cdot T \end{aligned} \quad (1.24)$$

Onde k_{ln} é a condutividade térmica do licor negro, em W/m.°C;

$k_{\text{H}_2\text{O}}$ é a condutividade térmica da água, em W/m.°C;

X é a concentração de sólidos secos, em kg/kg;

T é a temperatura do licor negro, em °C;

As constantes: $a_1 = 0,3176$; $a_2 = 0,002268$; $b_1 = -0,01394$ e $b_2 = -0,003069$.

1.3.8. Pressão de Saturação

A pressão de saturação do vapor é um parâmetro termodinâmico de fundamental importância na evaporação, pois é através dela que se determina a temperatura de saturação e por consequência a temperatura do licor negro na câmara de evaporação. Para tanto uma correlação bastante usual para o equacionamento empírico da pressão de saturação (P_{sat}) é obtido pela equação proposta por Antoine (PERRY e GREEN, 1999):

$$P_{\text{sat}} = \exp \left[A + \frac{B}{T_{\text{sat}}} + C \cdot \ln(T_{\text{sat}}) \right] \quad (1.25)$$

Onde as constantes A , B , C para a mistura vapor-água, equivalem: $A = 40,0617$; $B = -6426,1408$ e $C = -3,8546$. A equação (1.25) fornece uma boa relação entre a fase líquido-vapor para a água, sendo de fácil programação computacional.

1.3.9. Temperatura de Saturação e Temperatura do Licor Negro

Através da equação (1.25) pode-se, então, calcular a temperatura de saturação do vapor e a temperatura do licor negro para a simulação da evaporação. A fim de se obter uma equação para a temperatura de saturação (T_{sat}), optou-se, inicialmente, pela inversão da equação de Antoine isolando a T_{sat} na equação (1.25) obtendo a seguinte equação encontrada pelo programa matemático MAPLE:

$$T_{sat} = \exp \left[\left(-\frac{1}{C} \right) \left(-LambertW \left(\frac{-B \cdot \exp \left(\frac{-\ln(P_{sat}) + A}{C} \right)}{C} \right) C - \ln(P_{sat}) + A \right) \right] \quad (1.26)$$

No entanto a aplicação da equação (1.26) pode exigir um grande esforço computacional, dificultando a sua implementação, dado a complexidade da equação que necessita do cálculo da função “*LambertW*” anteriormente. Sendo assim, para resolver este problema buscou-se um ajuste experimental mais simples através do SOLVER do MS EXCEL pela minimização do erro quadrático, como também foi feito para o cálculo da capacidade calorífica específica do licor.

O resultado do ajuste foi bom, obtendo-se um erro igual a 6,74 correspondendo à soma do erro quadrático total. A equação para ajustar os dados experimentais proposta foi do tipo logarítmica, como mostrado a seguir:

$$T_{sat} = a_0 + a_1 \cdot \ln(P_{sat}) + a_2 \cdot [\ln(P_{sat})]^2 + a_3 \cdot [\ln(P_{sat})]^3 + a_4 \cdot [\ln(P_{sat})]^4 \quad (1.27)$$

Onde as constantes a_k representam as constantes que melhor se ajustaram aos dados experimentais, que equivalem: $a_0 = 372,603$; $a_1 = 27,819$; $a_2 = 2,502$; $a_3 = 0,242$; $a_4 = 0,0135$. Na Tabela 1.5 é mostrado o resultado calculado pelo SOLVER do MS EXCEL para os dados experimentais, onde P_{sat} é obtido pela equação (1.25) de Antoine.

TABELA 1.5 – Resultado do ajuste aos dados experimentais através da equação (1.27) com minimização do erro ao quadrado.

P_{sat} Antoine (bar)	T_{sat} Experimental (K)	T_{sat} Ajustado (K)	Erro quadrático
0,0010	250,0	250,536	0,287
0,0023	260,0	259,845	0,024
0,0049	270,0	269,766	0,055
0,0100	280,0	279,901	0,010
0,0192	290,0	290,060	0,004
0,0353	300,0	300,164	0,027
0,0620	310,0	310,195	0,038
0,1049	320,0	320,165	0,027
0,1712	330,0	330,094	0,009
0,2705	340,0	340,007	0,000
0,4151	350,0	349,924	0,006
0,6202	360,0	359,859	0,020
0,9040	370,0	369,822	0,032
1,2883	380,0	379,817	0,034
1,7983	390,0	389,842	0,025
2,4625	400,0	399,893	0,011
3,3129	410,0	409,963	0,001
4,3847	420,0	420,042	0,002
5,7158	430,0	430,117	0,014
7,3469	440,0	440,178	0,032
9,3203	450,0	450,211	0,044
11,6805	460,0	460,203	0,041
14,4725	470,0	470,142	0,020
17,7422	480,0	480,016	0,000
21,5351	490,0	489,813	0,035
25,8963	500,0	499,522	0,228

Fonte: AUTOR (2009).

A Figura 1.17 mostra o gráfico com o melhor ajuste para as constantes da equação (1.27) para os dados experimentais, com P_{sat} calculado pela correlação de Antoine (equação 1.25).

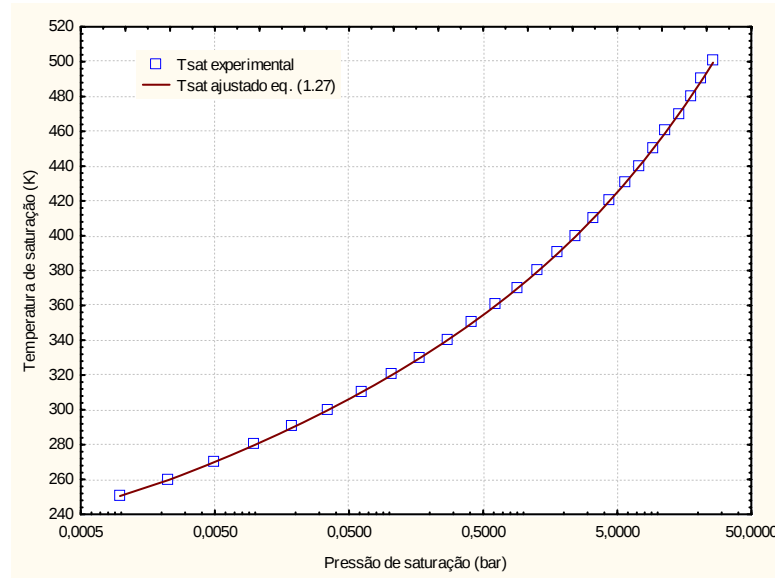


FIGURA 1.17 – Ajuste encontrado pelo SOLVER do MS EXCEL para as constantes da equação (1.27).

Portanto, definido a T_{sat} , pode-se calcular a temperatura do licor negro na câmara de evaporação a partir da elevação do ponto de ebulição somando as equações (1.27) e (1.15).

$$T_{licor} = T_{sat}(P_{sat}) + BPR(P_{sat}, C) \quad (1.28)$$

1.3.10. Calor Latente de Vaporização da Água

O calor latente de vaporização para a água é calculada diretamente através de uma correlação encontrada em PERRY e GREEN (1999):

$$\hat{\lambda} = \left(\frac{C_1}{PM} \right) \cdot (1 - T_r)^{(C_2 + C_3 T_r + C_4 T_r^2)} \quad (1.29)$$

Onde $\hat{\lambda}$ é o calor latente de vaporização específico da água em J/kg; PM é a massa molar da água que equivale a $PM = 18,015$ kg/mol; T_r é a temperatura reduzida, definido por $T_r = T/T_c$, onde T_c é a temperatura crítica que equivale a $T_c = 647,13$ K e as constantes equivalem a $C_1 = 52053000$, $C_2 = 0,3199$, $C_3 = -0,212$ e $C_4 = 0,25795$.

1.3.11. Solubilidade de Compostos no Licor Negro

Durante a concentração do licor, ocorre um ponto em que sais como: Na_2CO_3 , Na_2SO_4 , Na_2CO_3 entre outros, começam a precipitar (GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000). Isto pode ocorrer a uma concentração de 45% a 60% de sólidos secos, que é o limite de solubilidade ou a concentração crítica do licor.

1.4. Estratégias de Controle Convencional por Retro-Alimentação

COOPER (2008) considera que estratégias convencionais de controle de processos devem possuir, no mínimo, as seguintes características:

- Receber um sinal com o valor da variável controlada ($PV = \text{"process value"}$ ou y) ;
- Receber um valor referencial da variável controlada ou "*set-point*" (SP);
- Gerar um sinal de saída para o elemento final de controle ($CO = \text{"controller output"}$ ou m);
- Receber um comando de seleção de pelo menos dois modos: *Manual* e *Automático*.

Em modo *Manual*, o controlador opera como um mero controle remoto. O operador informa o sinal de saída desejado (SP), e o controlador simplesmente repassa este valor para o elemento final de controle. Em modo *Auto*, o controlador usa os valores lidos (PV e SP) e determina, por meio de um algoritmo, o valor do sinal de saída (CO).

Um conceito importante para os algoritmos de controle convencionais é o de erro (ε). Aplicado a controladores, o erro representa simplesmente a seguinte diferença:

$$\varepsilon = SP - PV \quad (1.30)$$

1.4.1. Controlador Proporcional (P)

Em um controlador do tipo proporcional (P), a ação corretiva produzida é proporcional ao valor do desvio (ε), que é a diferença entre o valor referencial (“set-point”) e o valor de saída da variável controlada.

$$\begin{aligned} m(t) &= K_C \times \varepsilon + bias \\ \varepsilon &= SP - y(t) \end{aligned} \tag{1.31}$$

Onde $m(t)$ é a ação proporcional do controlador no instante de tempo t ; SP é o valor referencial desejado para a variável controlada (“set-point”), definido pela operação do processo; ε é o erro de desvio que equivale à medida da subtração do “set-point” com a resposta de saída da variável controlada em um instante de tempo $t[y(t)]$ em malha fechada; o parâmetro $bias$ representa o sinal de saída na condição “neutra” do processo; e K_C é chamado de ganho proporcional do controlador.

Alguns livros e catálogos ainda usam o termo “banda proporcional” ao invés do ganho. A banda proporcional (BP), expressa em percentagem, é o inverso do ganho:

$$BP = \frac{100\%}{K_C} \tag{1.32}$$

O ganho do controlador pode ser positivo ou negativo. O sinal do ganho define a ação do controlador, que pode ser direta ou reversa. Ao aumentar o valor de $y(t)$, o erro diminui ($\varepsilon = SP - y(t)$) e consequentemente a saída $m(t)$ diminui. Este comportamento é chamado de ação reversa (COOPER, 2008).

Uma característica do controlador proporcional é que ele não consegue "zerar" o desvio do "set-point", deixando um erro residual ("off-set"). A Figura 1.18 mostra o comportamento de uma variável controlada por um controlador proporcional após uma perturbação externa em degrau. O "set-point" é indicado pela linha vermelha.

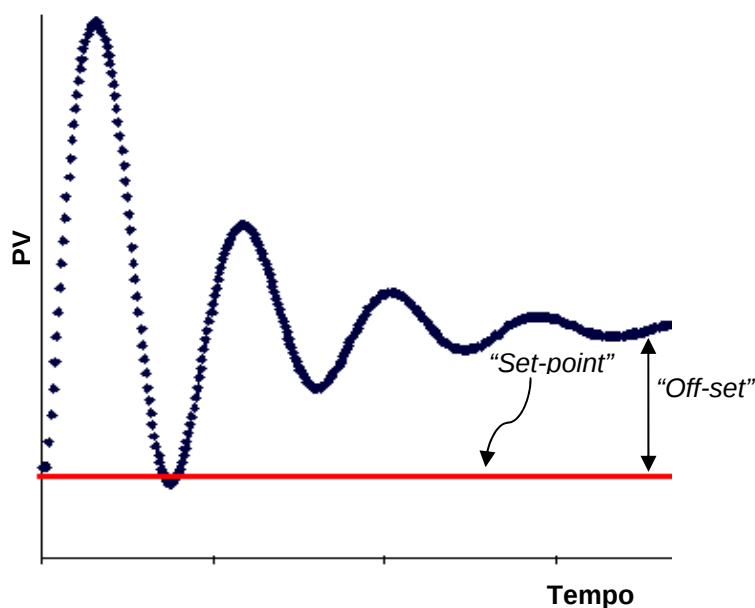


FIGURA 1.18 – Resposta da variável controlada com controlador proporcional a uma perturbação tipo degrau (Fonte: adaptado de COOPER, 2008).

A Figura 1.19 mostra a estrutura de um controlador do tipo P. Pode-se observar que quanto maior o ganho, maior será a ação do controlador (ou a variação da posição de uma válvula na saída do controlador) para um mesmo desvio ou erro na variável de processo (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006).

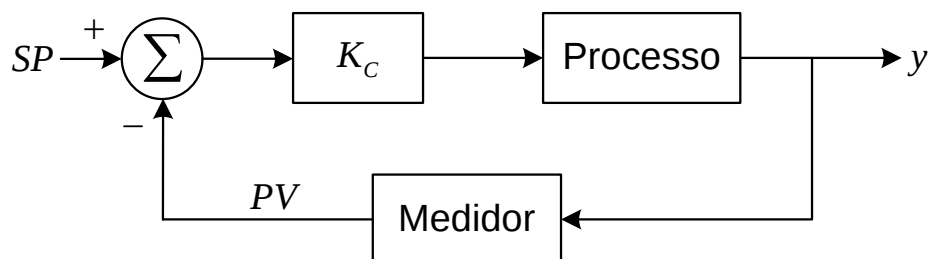


FIGURA 1.19 – Diagrama de blocos de um controlador proporcional (P) (Fonte: adaptado de CAMPOS e TEIXEIRA, 2006).

Basicamente, segundo OLIVEIRA (1999), todo controlador do tipo proporcional apresenta as seguintes características:

- Correção proporcional ao desvio;
- Existência de uma realimentação negativa;
- Deixa erro de “*off-set*” após uma variação de carga.

1.4.2. Controlador Proporcional e Integral (PI)

Ao adicionarmos a integral do erro, o controlador passa a não tolerar que um desvio do “*set-point*” seja mantido por muito tempo. Desta forma, elimina-se o problema de “*off-set*”.

A ação integral vai atuar no processo ao longo do tempo enquanto existir diferença entre o valor desejado e o valor medido. Assim, o sinal de correção é integrado no tempo e por isto enquanto a ação proporcional atua de forma instantânea quando acontece uma perturbação em degrau, a ação integral vai atuar de forma lenta até eliminar por completo o erro (OLIVEIRA, 1999). A resposta desta ação de controle é função do tempo e do desvio e deste modo podemos analiticamente expressá-la pela seguinte equação:

$$\frac{dS}{dt} = K_I \times \varepsilon \quad (1.33)$$

Onde: dS/dt = Taxa de variação de saída do controlador; ε = é o erro desvio; K_I = é o ganho integral ou taxa integral.

Na maioria das vezes o inverso de K_I , é chamado de tempo integral:

$\left(\tau_I = \frac{1}{K_I} \right)$, sendo usado para descrever a ação integral do controlador. Os fabricantes preferem usar o termo “taxa de reajuste” (“*reset time*”), que é definida como o inverso de τ_I , $(1/\tau_I)$.

Integrando a equação (1.33), encontra-se a saída atual do controlador em qualquer tempo dado como:

$$m(t) = \frac{1}{\tau_I} \int_0^t \varepsilon(t) \times dt + S_0 \quad (1.34)$$

Onde: $m(t)$ = é a saída do controlador para um instante de tempo t qualquer; S_0 = saída do controlador para $t = 0$.

Esta equação mostra que a saída atual do controlador $m(t)$, depende do histórico dos desvios desde quando este começou a ser observado em $t = 0$ e, por conseguinte ao ser feita a correção do desvio (erro), esta saída não mais retornará ao valor inicial, como ocorre na ação proporcional.

No controlador proporcional e integral (PI), a ação de controle é resultante da combinação da ação proporcional e da ação integral. Esta combinação tem por objetivos principais, corrigir os desvios instantâneos (proporcional) e eliminar ao longo do tempo qualquer desvio que permaneça (integral). Matematicamente esta combinação é obtida pela combinação das equações (1.31) e (1.34), sendo então:

$$m(t) = K_C \times \left[\varepsilon + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t \varepsilon(t) \times dt + bias \right] \quad (1.35)$$

A função de transferência do controlador PI é dada por:

$$G_C(s) = K_C \times \left[1 + \frac{1}{\tau_I s} \right] \quad (1.36)$$

Segundo OLIVEIRA (1999), as principais características do controlador integral são:

- Correção depende não só do erro, mas também do tempo em que ele perdurar;
- Ausência do erro de “off-set”;
- Quanto maior o erro maior será a velocidade de correção;
- No controle integral, o movimento da válvula não muda de sentido enquanto o sinal de desvio não se inverter. Isso é válido para o controle de nível, por exemplo, na evaporação de licor negro.

Na Figura 1.20 observa-se a ação de um controlador PI aplicado em um trocador de calor, com variação do “set-point” e diferentes valores de sintonia dos controladores.

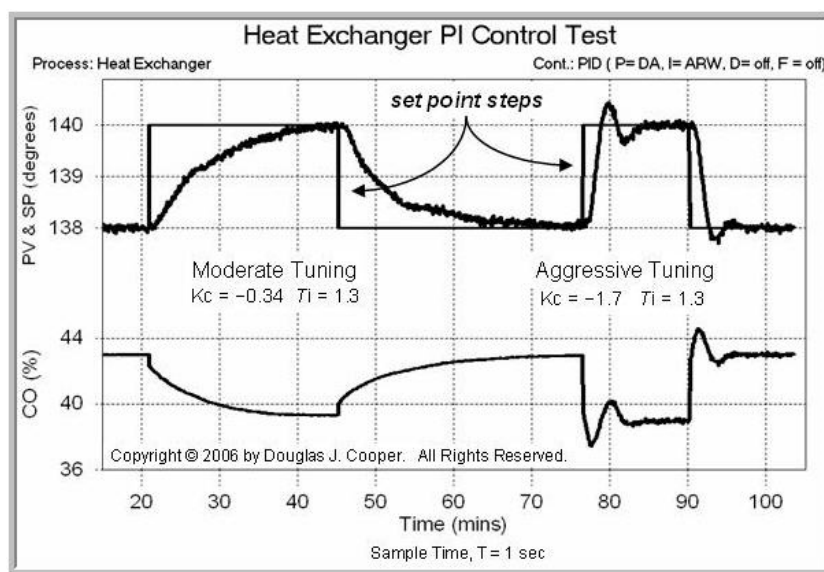


FIGURA 1.20 – Ação de um controlador PI no controle de um trocador de calor com “set-point” variável (Fonte: COOPER, 2008).

O tipo de implementação do algoritmo PI é importante, já que influencia a sintonia do controlador. Um cuidado que deve ser considerado ao se usar o controlador PI é evitar a saturação do mesmo (“reset windup”). Como a saída do termo integral varia continuamente enquanto existir erro, este termo poderia continuar aumentando, enquanto fisicamente a válvula já saturou, por exemplo, está totalmente aberta ou fechada. Desta forma, pode haver um descompasso entre a saída do controlador e o elemento de atuação no processo (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006).

De acordo com KWONG (2002), os principais efeitos da ação de controladores integral e proporcional (PI) são:

- A ordem da resposta aumenta (efeito do modo integral);
- O “off-set” é eliminado (efeito do modo integral);
- Com o aumento de K_C , a resposta torna-se mais rápida (efeito dos modos proporcional e integral) e mais oscilatória (aumenta o “overshoot”). Valores altos de K_C resultam em respostas muito sensíveis e podem levar à instabilidade;
- Com o decréscimo de τ_I , com K_C constante, a resposta torna-se mais rápida e mais oscilatória com maior “overshoot” (efeito do modo integral).

1.4.3. Técnicas de Sintonia de Controladores Convencionais

De acordo com CAMPOS e TEIXEIRA (2006), o principal critério para ajuste de uma malha de controle, e que deve ser sempre satisfeito, é a estabilidade da mesma. Desta forma, a sintonia deve ser tal que todos os pólos da função de transferência em malha fechada tenham a parte real negativa. Na literatura especializada existem diversos métodos de sintonia de controladores industriais, dentre estes pode-se destacar os seguintes métodos (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006; KWONG, 2002; LIESLEHTO, 2009):

- Método da Tentativa e Erro;
- Método Heurístico de Ziegler e Nichols;
- Método Chien, Hrones e Reswick (CHR);
- Método Heurístico de Cohen e Coon;
- Método da Integral do Erro;
- Método do Modelo Interno (IMC³);
- Método de Haalman;
- Método Kappa-Tau (KT);
- Método dos Relés de Malha Fechada.

Um dos métodos mais utilizados é o método de Ziegler e Nichols, sendo este bastante citado na literatura (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006; SEBORG, 1989 *apud* PALÚ, 2001). A grande difusão do método Ziegler e Nichols se deve principalmente à sua facilidade de utilização em plantas reais e aos, geralmente, bons resultados obtidos através de sua aplicação.

Características, detalhes e equacionamento dos métodos acima citados são encontrados em CAMPOS e TEIXEIRA (2006), KWONG (2002) e na página eletrônica da Universidade Tecnológica de Tempere, Finlândia (LIESLEHTO, 2009 disponível em: <http://ae.tut.fi>). Os métodos de sintonia escolhidos para os controladores convencionais foram IMC para o controle de nível e o método Heurístico de Ziegler e Nichols para o licor concentrado do último estágio.

³ “Internal Model Control”

1.4.4. Sintonia dos Controladores de Nível pelo Método IMC

Um dos controladores mais importantes nas unidades industriais é o dos níveis. Estes controladores são responsáveis pelos balanços mássicos das plantas. Isto é, para manter um nível de um tanque ou vaso constante é necessário que a vazão mássica de entrada (M_e) seja igual à de saída (M_s), conforme mostrado na Figura 1.21 de um evaporador de licor negro (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006).

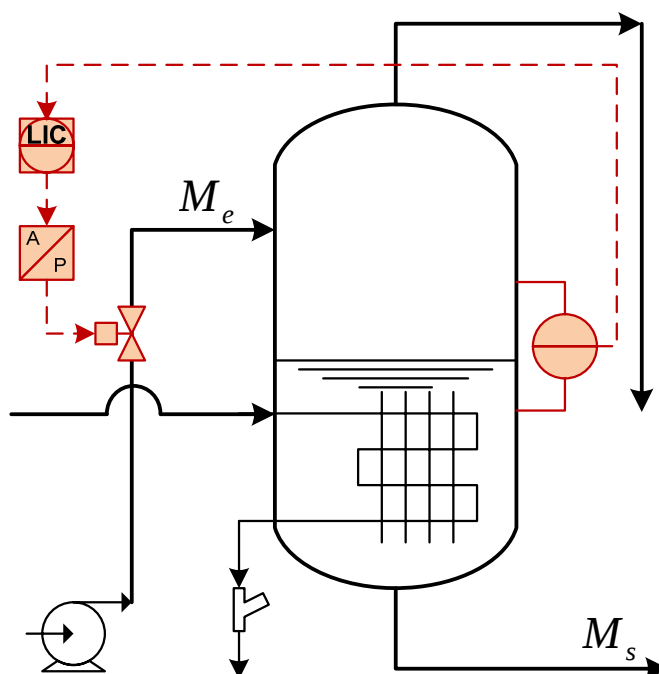


FIGURA 1.21 – Malha de controle de nível em um evaporador.

Para a sintonia de um controlador de nível (LIC) da Figura 1.21, pode-se utilizar o método IMC (*“Internal Model Control”*). A estrutura IMC tem por objetivo a partir do modelo do processo e de uma especificação de desempenho obter o controlador adequado. Portanto, o controlador possui um modelo interno do processo que pode ser utilizado apenas na fase de projeto, ou que também pode ser usado durante a operação (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006). A Figura 1.22 mostra a estrutura IMC de controle.

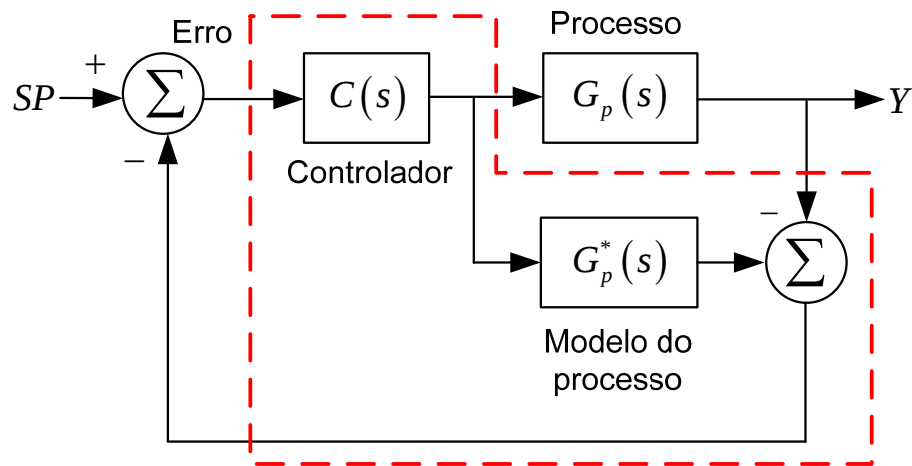


FIGURA 1.22 – Estrutura de um controlador IMC e envoltório do controlador (Fonte: adaptado de CAMPOS e TEIXEIRA, 2006).

Este método sugere controlar este processo integrador com um controlador Proporcional (P), com o seguinte ajuste:

$$K_C = \frac{1}{K_{vaso} \times \tau} \quad (1.37)$$

Onde o parâmetro τ é a constante de tempo desejada para a resposta em malha fechada. E K_{vaso} pode ser calculada da seguinte forma:

$$K_{vaso} = \frac{\Delta y}{\Delta u} \times \frac{1}{\Delta t} \quad (1.38)$$

Um método proposto por SKOGESTAD (2004) *apud* CAMPOS e TEIXEIRA (2006), sugere a utilização de um controlador PI, com o mesmo ganho proporcional e com o seguinte tempo integral:

$$\tau_I = 4 \times (\lambda + \theta) \quad (1.39)$$

Outro método heurístico para sintonia de controladores de nível foi apresentado por FRIEDMAN (1994) *apud* CAMPOS e TEIXEIRA (2006). O ponto básico de sua abordagem é o fato de que se deveria usar a capacitância dos vasos para se diminuir a propagação de uma perturbação de vazão. Isto é, ao sintonizar uma malha de nível deveríamos permitir que o nível variasse dentro de uma faixa, de forma que a variável manipulada do controlador (LIC) permanecesse o mais estável e constante possível. O autor propõe usar sempre o controlador PI para

controle de níveis de tanques e vasos, e o algoritmo proposto é o seguinte.

Inicialmente, para a sintonia do ganho proporcional (K_C):

- Definir uma perturbação esperada máxima para a vazão de alimentação do vaso (ou de saída, dependendo da posição da variável manipulada): ΔF_D ;
- Definir o limite máximo desejado para a variação do nível: h_{max} ;
- O ganho proporcional proposto será então: $K_C = \frac{\Delta F_D}{(h_{max} - SP)}$;
- Considerar os ranges da medição do nível e da vazão para obter o ganho do controlador normalizado: $K_C^{(\%) = \left(\frac{\Delta F_D}{range_{vazão}} \right) \times \left[\frac{range_{nível}}{(h_{max} - SP)} \right]}$.

Posteriormente, para a sintonia do tempo integral (τ_I):

- Estimar o tempo de residência no vaso para a perturbação considerando o volume de líquido entre o “set-point” e h_{max} : $TR = \frac{volume}{\Delta F_D}$;
- O tempo integral será considerado igual a: $\tau_I = 4 \times TR$ (normalmente na prática esta ação de “reset” fica da ordem de grandeza de horas);
- Testar a sintonia proposta;
- Para sistemas com grandes tempos mortos ou com muita interação com outras malhas a sintonia pode resultar em respostas oscilatórias.

1.5. Estratégias de Controle Avançado Preditivo Baseado em Modelo (MPC)

A partir do final da década de 70 houve um grande desenvolvimento nas estratégias de controle avançado preditivo devido principalmente ao avanço no desenvolvimento dos microcomputadores, propiciando assim, melhores resultados na otimização e controle de processos industriais multivariáveis e dinâmicos. Neste contexto, muitas técnicas de controle avançado preditivo foram desenvolvidas e aplicadas com sucesso nas mais diversas indústrias.

Técnicas de controle preditivo têm sido propostas por diversos autores baseadas em modelos de convolução discretos, isto é, modelos de resposta a

impulso (ou degrau) ou modelos não paramétricos. Outras técnicas preditivas trabalham com modelos paramétricos no contexto adaptativo (NEITZEL, 1995).

De modo geral, estas técnicas são denominadas MPC (*“Model Predictive Control”*), que se referem a uma família de controladores onde há a utilização de um modelo para o processo a ser controlado. A técnica MPC fornece a metodologia de se manipular variáveis de modo sistemático durante o projeto e a implementação do controlador. O MPC é um método baseado em controle ótimo, isto é, que seleciona as entradas de controle de forma a minimizar uma função objetivo. O cálculo da função objetivo baseia-se tanto em valores atuais de saídas do processo quanto em valores preditos por um “modelo explícito” do processo.

O MPC utiliza um modelo não paramétrico para representar o processo, motivo pelo qual pode ser chamado de controle com modelo interno (IMC), e controla o sistema realizando uma otimização das saídas do processo para um intervalo finito de tempo no futuro.

Muitos estudos são encontrados na literatura sobre a aplicação de controle da família MPC, onde as primeiras aplicações foram os controles MAC (*“Model Algorithmic Control”*), DMC (*“Dynamic Matrix Control”*) e IMC (*“Internal Model Control”*) apresentadas respectivamente por RICHLET *et al.* (1979); CUTLER e RAMAKER (1979); CUTLER (1983) e GARCIA (1982) *apud* NEITZEL (1995).

1.5.1. Controlador por Matriz Dinâmica (DMC)

O Controlador por Matriz Dinâmica (DMC) é um método de controle avançado que apresentou boa aceitação devido à sua relativa facilidade de modelagem, baseada em uma representação de resposta degrau aplicado ao processo e diferindo dos modelos convencionais baseados em espaço de estado ou funções de transferência. O DMC é, portanto, obtido a partir de curvas de resposta entrada-saída experimentais e efetua o cálculo das ações de controle, de modo a otimizar a trajetória futura do processo, incorporando restrições nas variáveis.

A aplicação do controlador por Matriz Dinâmica (DMC) é realizado com o auxílio de um computador, sendo chamado também de controle avançado digital. Dessa forma tem-se um controlador em que as variáveis são discretizadas no

domínio do tempo.

A estratégia DMC é caracterizada pela sua metodologia digital e, portanto, utiliza-se de uma modelagem matemática dinâmica que descreve o comportamento das variáveis de saída do processo. Obtendo-se um modelo que represente o processo a ser controlado, pode-se prever o valor da saída do processo (variável controlada), para então, calcular a ação de controle necessária pra corrigir algum erro existente entre a variável controlada e a referência (“set-point”). A ação do controlador DMC pode ser visualizada na Figura 1.23.

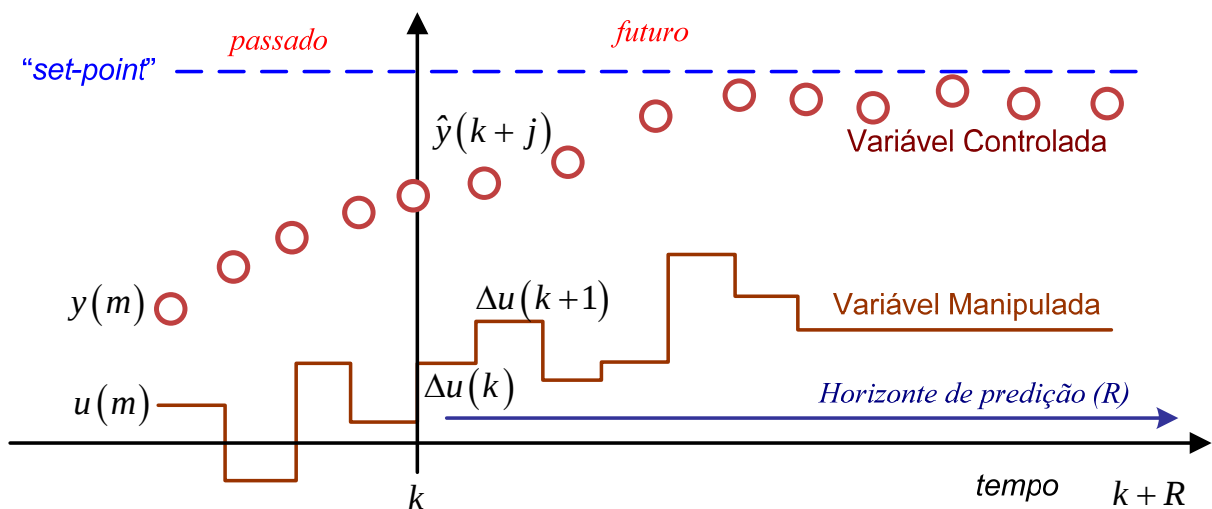


FIGURA 1.23 – Esquema geral representando a ação do controlador DMC (Fonte: adaptado de PALÚ, 2001; NEITZEL, 1995).

Para o cálculo das ações futuras do controlador (Δu) é necessário que a variável controlada seja predita, através de um modelo do processo a ser controlado. Este modelo representa uma relação entre as entradas e as saídas do processo, que no caso do DMC é o modelo de convolução.

A fim de obter os melhores valores para a variável manipulada é então definida uma função objetivo. Para o controlador DMC esta função é dada pela equação (1.40):

$$J = \sum_{j=1}^R [\hat{y}(k+1) - SP(k+1)]^2 \quad (1.40)$$

1.5.2. Modelo de Convolução e Algoritmo de Controle

O modelo de convolução é um modelo não-paramétrico que tem os seus coeficientes determinados diretamente da resposta experimental do processo, que neste trabalho foi realizado por meio da simulação do processo de evaporação múltiplo efeito, dada uma perturbação na variável manipulada (W_0). Sendo assim não é necessário que se suponha uma ordem para o modelo.

O modelo do processo é obtido ao aplicarmos uma perturbação tipo degrau unitário em uma variável de entrada, no instante $t = 0$. A resposta, ou mudança no valor da variável de saída do processo com o tempo, é esquematizada na Figura 1.24.

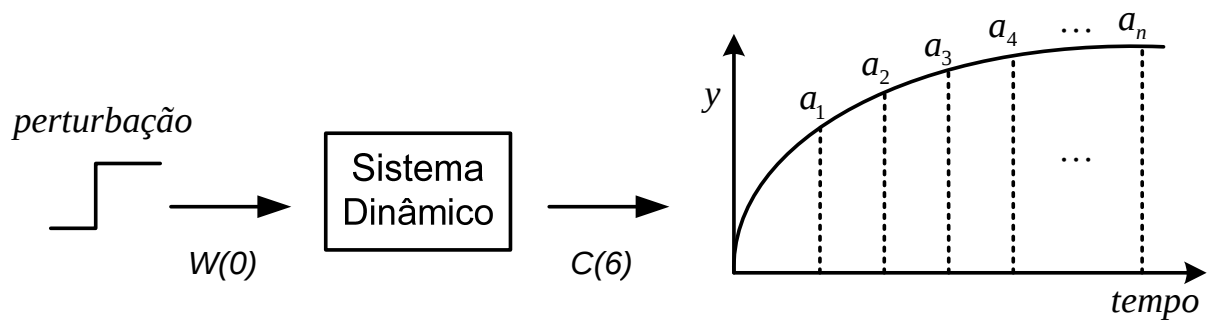


FIGURA 1.24 – Esquema da determinação dos coeficientes do modelo de convolução para a resposta degrau.

A vantagem dos modelos não-paramétricos em comparação aos paramétricos se dá pelo fato de não existirem a formulação de hipóteses sobre os pólos e zeros do processo, sendo que o modelo de resposta incorpora implicitamente um integrador (NEITZEL, 1995). A previsão futura do processo dinâmico é realizada então, por uma convolução, dada por:

$$y(k) = \sum_{i=0}^k a(i) \Delta u(k-i) \quad (1.41)$$

Onde:

$$\Delta u(k) = u(k) - u(k-1) \quad (1.42)$$

Para a conversão da resposta degrau em uma resposta impulso do modelo de convolução, deve-se levar em conta o conceito de que a resposta impulso pode ser expressa como a derivada primeira da resposta degrau (PALÚ, 2001). Para um sistema digital, os coeficientes de resposta ao impulso são obtidos fazendo-se a diferença entre os coeficientes de resposta ao degrau, como mostrado na equação a seguir:

$$\begin{aligned} h(i) &= a(i) - a(i-1) \\ h(0) &= 0 \end{aligned} \tag{1.43}$$

Obtendo, assim, o modelo de convolução em função da resposta impulso:

$$y(k+1) = y(0) + \sum_{i=1}^N h(i)u(k+1-i) \tag{1.44}$$

Segundo NEITZEL (1995), o objetivo do controlador DMC é guiar os valores futuros da variável controlada para as proximidades do "set-point" definido para o processo, satisfazendo uma função objetivo, através da seguinte implementação que a cada instante k :

- Calcula uma sequência de valores desejados futuros, $SP(k+j)$, $j > 1$;
- Efetua uma predição de R valores futuros da variável controlada $\hat{y}(k+j)$, $j = 1 \dots R$;
- Calcula os erros futuros: $\hat{E}(k+j) = SP(k+j) - \hat{y}(k+j)$;
- Calcula os valores de $u(k+j)$ em função dos erros $\hat{E}(k+j)$ e da consideração que, após um determinado instante Γ (horizonte de controle), a variável manipulada será constante;
- Implementa o valor de $u(k)$.

Dos sinais de controle calculados, somente o primeiro, é aplicado ao sistema. No instante de tempo seguinte todo o procedimento é repetido, em uma estratégia conhecida como "*Receding Horizon*" (Horizonte Recedente).

Os valores futuros para a variável controlada podem ser calculados pela seguinte expressão:

$$\hat{y}(k+j) = \hat{y}(k+j-1) + \sum_{i=1}^N h(i) \Delta u(k+j-i) \quad (1.45)$$

Na equação (1.45), o somatório pode ser reagrupado segundo os índices de $\Delta u(k+j-i)$ em uma parte contendo apenas os valores conhecidos de $\Delta u(k+j-i)$, isto é, $(j-i < 0)$, e outra parte contendo os valores futuros ainda não conhecidos de $\Delta u(k+j-i)$, com $(j-i \geq 0)$ (NEITZEL, 1995):

$$\hat{y}(k+j) = \hat{y}(k+j-1) + \sum_{i=1}^j h(i) \Delta u(k+j-i) + \sum_{i=j+1}^N h(i) \Delta u(k+j-i) \quad (1.46)$$

Portanto, para a parte conhecida dos $\Delta u(k+j-i)$ pode-se escrever da seguinte forma:

$$\hat{y}^0(k+j) = \hat{y}^0(k+j-1) + \sum_{i=j+1}^N h(i) \Delta u(k+j-i) \quad (1.47)$$

Onde a predição do primeiro ponto é obtida através de:

$$\hat{y}^0(k+1) = y(k) + \sum_{i=2}^N h(i) \Delta u(k+1-i) \quad (1.48)$$

Expandindo o somatório da parte não conhecida para reagrupar as parcelas em função dos índices de $\Delta u(\quad)$, tem-se:

$$\hat{y}(k+j) = \hat{y}^0(k+j) + \sum_{m=1}^N a(j-m+1) \Delta u(k+m-1) \quad (1.49)$$

Definindo $\hat{e}(k+j) = SP(k+j) - \hat{y}(k+j)$, obtém-se:

$$\hat{e}(k+j) = -a(j) \Delta u(k) - \dots - a(1) \Delta u(k+j) + SP(k+j) - \hat{y}^0(k+j) \quad (1.50)$$

E, a partir da equação (1.50), definindo $\hat{e}^0(k+j) = SP(k+j) - \hat{y}^0(k+j)$, finalmente tem-se:

$$\hat{e}(k+j) = -a(j) \Delta u(k) - \dots - a(1) \Delta u(k+j) + \hat{e}^0(k+j) \quad (1.51)$$

Na equação (1.51), os valores de $a(j)$ e $\hat{e}^0(k+j)$ são conhecidos. Sendo que esta equação pode ser aplicada para $j=1 \dots R$, formando assim, o seguinte sistema de equações:

$$\hat{E} = -A\overline{\Delta u} + \hat{E}^0 \quad (1.52)$$

A estratégia de controle DMC consiste em reduzir a dimensão do vetor $\overline{\Delta u}$ de R para Γ , com isto somente ações de controle futuras são calculadas (PALÚ, 2001). A equação (1.52) pode ser escrita na forma matricial-vetorial:

$$\begin{bmatrix} \hat{e}_{k+1} \\ \hat{e}_{k+2} \\ \hat{e}_{k+3} \\ \vdots \\ \hat{e}_{k+R} \end{bmatrix} = - \begin{bmatrix} a_1 & 0 & 0 & \cdots & 0 \\ a_2 & a_1 & 0 & \cdots & 0 \\ a_3 & a_2 & a_1 & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ a_R & a_{R-1} & a_{R-2} & \cdots & a_1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta u_k \\ \Delta u_{k+1} \\ \Delta u_{k+2} \\ \vdots \\ \Delta u_{k+R} \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \hat{e}_{k+1}^0 \\ \hat{e}_{k+2}^0 \\ \hat{e}_{k+3}^0 \\ \vdots \\ \hat{e}_{k+R}^0 \end{bmatrix} \quad (1.53)$$

Na equação (1.52), a matriz A é denominada como “Matriz Dinâmica” com dimensão $R \times R$ e pode ser calculada a partir da resposta degrau do processo.

O sistema da equação (1.52) e (1.53) não tem uma solução exata. CUTLER e RAMAKER (1980) *apud* PALÚ (2001) afirmam que podemos obter a “melhor solução” minimizando um fator de desempenho a partir da aplicação do Método dos Mínimos Quadrados.

$$J[\overline{\Delta u}] = \hat{E}^T \hat{E} \quad (1.54)$$

A solução direta da equação (1.54) pode resultar em uma lei de controle com movimentos excessivos da variável manipulada ou até mesmo em respostas instáveis (PALÚ, 2001). A fim de resolver este problema modifica-se o índice de desempenho penalizando os movimentos da variável manipulada.

$$J[\overline{\Delta u}] = \hat{E}^T \Phi \hat{E} + \overline{\Delta u}^T \Omega \overline{\Delta u} \quad (1.55)$$

Sabendo-se que $\hat{E}$ equivale a equação (1.52), a lei de controle que minimiza J na equação (1.55), será dada por:

$$\overline{\Delta u}^* = (A^T \Phi A + \Omega)^{-1} A^T \hat{E}^0 \quad (1.56)$$

Onde $\Phi = \gamma I = \gamma$ e $\Omega = \beta I$, onde γ e β são escalares definidos para a sintonia do controlador DMC. Portanto a equação (1.56) torna-se:

$$\begin{aligned}\overline{\Delta u}^* &= \left(A^T \gamma A + \beta I \right)^{-1} A^T \hat{E}^0 \\ \overline{\Delta u}^* &= K \hat{E}^0\end{aligned}\tag{1.57}$$

Os parâmetros envolvidos na equação (1.57) são conhecidos como parâmetros de sintonia do controlador DMC. Onde β é denominado como “fator de supressão de movimento”, γ é o “coeficiente peso de sintonia” do DMC, R é o “horizonte de predição” e N “horizonte de convolução”.

1.5.3. Parâmetros de Sintonia do Controlador DMC

De acordo com NEITZEL (1995) e MARCHETTI *et al.* (1983) *apud* PALÚ (2001), para que se possa implementar a lei de controle do controlador DMC, deve-se definir alguns parâmetros de sintonia e projeto, que são:

- *Horizonte de controle (Γ):* é o número de ações de controle que serão calculadas na etapa de otimização, a fim de diminuir os erros preditos. Afeta diretamente a dimensão das matrizes e vetores envolvidos e influência diretamente o tempo de computação do algoritmo, para tanto, recomenda-se um valor pequeno para Γ ;
- *Horizonte de convolução (N):* deve englobar toda a dinâmica da resposta impulso, correspondendo ao tempo de estabilização do processo. Deverá ser grande o suficiente para que não ocorram erros de truncamento, quando for feita a predição. Quanto maior o valor de N , maior o tempo de processamento computacional;
- *Horizonte de predição (R):* recomenda-se o uso de um valor pequeno para R , pois este afeta diretamente a dimensão das matrizes e vetores do processo, como também o tempo computacional necessário para a predição;
- *Fator de supressão de movimento (β):* tem por finalidade restringir o movimento da variável manipulada, sendo que o aumento no valor de β implica em um laço de controle mais estável. Segundo NEITZEL (1995) recomenda-se o uso de um valor grande de β , quando não se tem conhecimento do processo;

- *Coeficiente peso de sintonia* (γ): possui função parecida com o fator de supressão de movimento, no entanto, atua sobre o vetor dos erros preditos. Este parâmetro foi aplicado com o intuito de aumentar a estabilidade do laço de controle juntamente com o fator β . Para tanto serão discutidos os melhores valores de sintonia, pois não se tem conhecimento de valores usuais na literatura, sendo que γ não é normalmente aplicado no DMC tradicional.
- *Tempo de amostragem* (T_s): não é considerado como parâmetro de sintonia do DMC, porém SEBORG (1989) *apud* PALÚ (2001) sugere que a estabilidade do sistema às mudanças neste parâmetro seja testada e considerada. A variável T_s está relacionada com a dinâmica do processo, no sentido de que quanto maior for T_s mais informações estarão disponíveis e o conhecimento das características dinâmicas do processo é particularmente importante na região transiente, onde as ações de controle devem ser mais robustas.

SEBORG (1989) *apud* PALÚ (2001) sugere que uma primeira tentativa para o valor de Γ é fazer $\Gamma \times T_s \cong t_{60}$, que é o tempo que o sistema leva para atingir 60% da resposta final. SEBORG (1989) *apud* PALÚ (2001) também sugere que a escolha do melhor valor do período de amostragem T_s faça parte do procedimento de projeto do DMC. O valor de T_s deve ter tamanho suficiente para que informações dinâmicas importantes não sejam perdidas.

Vale ressaltar que os parâmetros de sintonia do controlador DMC são diretamente dependentes da dinâmica do processo a ser controlado, suas características de linearidade ou não linearidade devem ser levados em consideração.

2. OBJETIVOS

2.1. Motivação

O estudo de controle de processos químicos sofreu um grande avanço nas últimas décadas, juntamente com o desenvolvimento de computadores cada vez mais avançados. Do ponto de vista prático, a utilização de técnicas de controle preditivo (MAC, DMC, IMC, RNA, etc.) tem obtido grande atenção em estudos acadêmicos recentes, sendo que na área de celulose e papel sua aplicação ainda é tímida. Tendo em vista estes aspectos, este trabalho se propõe a motivar estudos de técnicas de controle avançado preditivo em nível acadêmico para o setor de celulose e papel, especificamente na área de recuperação química com o desenvolvimento de um simulador computacional com controle convencional e avançado de uma planta de evaporação múltiplo efeito de licor negro.

Um dos aspectos mais importantes da estratégia de controle preditivo é o modelo interno do controlador, já que é com base nas previsões deste que as ações de controle em instantes futuros são calculadas. Este modelo é quem vai diferenciar a estratégia linear da não-linear. O modelo de convolução, o qual é linear, foi o primeiro a ser utilizado, tendo sido empregado com sucesso mesmo para processos não-lineares. Uma técnica mais recente consiste na aplicação de redes neurais artificiais (RNA), sendo que o modelo de convolução é de implementação computacional mais simples, não requerendo um conhecimento do processo. No entanto, geralmente a estratégia com RNA tende a ser mais eficiente comparativamente.

Outro aspecto extremamente importante da estratégia de controle DMC é a sua estabilidade frente a oscilações da dinâmica do processo, principalmente no que diz respeito à variável manipulada, mantendo esta com um mínimo de “overshoot” e oscilações bruscas, o que é uma característica de controladores convencionais (PI e PID). No caso em estudo, para a evaporação de licor negro, a variável manipulada será a vazão de vapor de aquecimento no primeiro estágio, onde são altamente indesejáveis estas variações bruscas, podendo interferir e dificultar a operação da caldeira de recuperação ou de força.

2.2. Formulação do Problema

A característica do sistema de evaporação múltiplo efeito é o uso múltiplo da energia presente como calor latente no vapor. O vapor gerado num efeito é utilizado como meio de aquecimento no efeito seguinte. Isso gera uma grande eficiência energética, que aumenta com o número de efeitos.

O processo de evaporação tem uma grande influência no balanço energético de uma fábrica de celulose (MARTINELLI, 2000). Quanto maior a quantidade de água utilizada na lavagem da polpa, mais diluído será o licor negro fraco e conseqüentemente maior será o consumo de vapor vivo na evaporação. Para tanto, se faz necessário um controle eficiente nesta etapa da recuperação química.

A área de identificação de sistemas está consolidada para sistemas lineares, entretanto, o modelo linear é útil se o processo físico exhibe um comportamento linear nas regiões do processo. Porém, sabe-se que na realidade, a grande maioria dos sistemas físicos são não lineares e multiváriaveis. Assim, este tipo de comportamento não linear motivou o desenvolvimento de ferramentas matemáticas que consiga modelar e analisar este comportamento (GUERRA, 2006). Esta condição é inerentemente encontrada na operação de uma evaporação múltiplo efeito em uma planta industrial, que neste caso é uma indústria de celulose e papel, onde as variáveis controladas interagem e interferem significativamente entre si. Onde um projeto de controle independente (controle de nível, controle de pressão, controle de concentração, etc.) tende a ser pouco eficiente. Sendo assim, um controlador avançado preditivo baseado em modelo do tipo DMC-SISO⁴ será proposto e desenvolvido na simulação, para o controle da concentração de sólidos no último estágio (maior concentração), para posterior comparação do seu desempenho a sistemas de controles convencionais (P e PI). E por fim será escolhida, com base em análises de desempenho, qual a estratégia de controle mais recomendada para o processo de evaporação de licor negro em estudo.

⁴ Controlador por Matriz Dinâmica com Uma Entrada e Uma Saída (monovariável)

2.3. Objetivo Geral

O processo mais utilizado para a produção de polpa química de celulose mundialmente é o processo “*Kraft*” ou processo Sulfato, que é caracterizado pelo ciclo de recuperação química altamente eficiente e ambientalmente correta. Portanto o controle da área de evaporação do licor negro é de fundamental importância para a manutenção da eficiência do processo.

Neste contexto, o presente trabalho se propõe à construção de um simulador computacional em regime transiente através de modelos matemáticos simplificados para o nível e para a concentração de sólidos do licor negro em um sistema convencional de evaporação múltiplo efeito em série, composto por seis estágios do tipo “*forward*” (onde cada estágio é representado por um efeito). Sendo que posteriormente foi desenvolvido um sistema de controle por retro-alimentação (“*feedback*”) convencional pela implementação de algoritmos de controle proporcional (P) e proporcional e integral (PI), como também um controlador avançado por matriz dinâmica (DMC) do tipo SISO (uma entrada e uma saída). Comparando essas estratégias de controle através de índices de desempenho quadráticos para a variável controlada (ISE) e para a variável manipulada (ISU).

2.4. Objetivos Específicos

- Definir e calcular as propriedades físicas do licor negro e do vapor de aquecimento através de programação computacional em linguagem FORTRAN;
- Modelar e simular em linguagem FORTRAN uma evaporação com seis efeitos em série do tipo “*forward*” em regime permanente para aquisição dos dados do ponto de equilíbrio do sistema a fim de desenvolver um simulador para o regime transiente;
- Com os dados do ponto de equilíbrio, modelar e simular em linguagem FORTRAN uma evaporação com seis estágios em série do tipo “*forward*” em regime transiente;

- Validar o modelo com dados experimentais em regime permanente;
- Implementar no simulador e analisar o desempenho do sistema de controle convencional para o nível de licor nos evaporadores e para a concentração no último estágio, isto é, controlador proporcional (P) e proporcional integral (PI);
- Analisar o desempenho dos controladores convencionais implementados no simulador, através do índice de desempenho ISE (*"integral of square error"*), integral do erro ao quadrado;
- Implementar no simulador um sistema de controle avançado preditivo do tipo MPC para a concentração de licor negro na saída do sexto estágio através da aplicação do algoritmo de controle com matriz dinâmica (DMC) proposto na literatura;
- Comparar as respostas das simulações e o desempenho dos sistemas de controle convencional e avançado preditivo (P e PI *versus* DMC);
- Analisar a resposta dos controladores em estudo com relação à estabilidade do laço de controle e a interferência na variável manipulada através de um índice de desempenho para a variável manipulada (ISU);
- Definir qual a estratégia de controle é mais recomendado para uma evaporação múltiplo efeito típico de licor negro com relação ao desempenho e estabilidade do laço de controle.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1. Modelagem e Simulação de Evaporadores

GRÄNFORS e NILSSON (1997) implementaram um modelo matemático em regime permanente de uma evaporação em um estágio para posterior simulação em MATLAB, incluindo rotinas para o cálculo das propriedades físicas do licor negro.

MARTINELLI (2000) desenvolveu um simulador para o Sistema de Evaporação Múltiplo-Efeito de Licor Negro da Klabin Paraná Papéis, através de um modelo fenomenológico em estado estacionário, utilizando balanços materiais e energéticos e correlações termodinâmicas para as propriedades do licor negro, validado o modelo com os dados operacionais da planta. Além disso, foi realizado um estudo para a construção de um sensor virtual, através da técnica de Redes Neurais Artificiais, medindo o valor “*on-line*” da concentração de licor negro nos efeitos 1A, 1B e 1C, obtendo assim, bons resultados nas aferições.

BHARGAVA *et al.* (2008) desenvolveram um modelo matemático não-linear para a análise de um sistema de evaporação múltiplo efeito de licor negro. Este modelo foi capaz de simular o processo de evaporação através de correlações para o cálculo da elevação do ponto de ebulição (BPR) e para o cálculo das propriedades físicas do licor negro, validando o modelo com dados obtidos de uma planta de evaporação de uma fábrica de celulose e papel.

BREMFORDE e MULLER (1994) realizaram uma simulação em regime permanente do sistema de evaporação de licor negro na “*New Zealand Forest Products Kinleith Pulp and Paper*” (NZFP) a fim de analisar o desempenho de dois arranjos de sistemas de evaporação. Os sistemas consistiam de evaporadores múltiplo-efeito de seis e sete estágios com alimentação mista e contracorrente, respectivamente. Os modelos implementados foram baseados em balanços de massa e energia, para os evaporadores e tanques de “*flash*”. Os resultados da simulação foram razoavelmente satisfatórios quando comparados com os dados da planta.

JESUS (2004) desenvolveu modelos em estado estacionário e um modelo dinâmico para uma planta de evaporação em múltiplo-efeito de uma usina de açúcar com o objetivo de construir um sensor neural para a determinação do Brix do último efeito. Sendo que os resultados foram satisfatórios, mostrando grande potencial para a utilização dos modelos desenvolvidos para a inferência das variáveis mais importantes na etapa de evaporação e cristalização.

WESTPHALEN (1999) desenvolveu um modelo matemático para a simulação estática e dinâmica de sistemas de evaporação. Este modelo foi implementado na forma de um programa de computador baseado na programação orientada por objetos e no uso de listas de conexões. A influência de variáveis como número e arranjo dos efeitos, temperatura da alimentação, aproveitamento do condensado e recompressão de vapor no projeto de um sistema de evaporação foi ilustrada no estudo de caso de soluções de açúcar.

A flexibilidade do programa desenvolvido por WESTPHALEN (1999) foi exemplificada na simulação estática de um evaporador de suco de laranja, revelando resultados próximos a valores publicados na literatura. Através dos resultados da simulação dinâmica de um evaporador de suco de maçã mostrou que o modelo dinâmico foi capaz de reproduzir os dados reais de operação. Por fim, foi proposta uma metodologia para a integração energética de um sistema de evaporação baseado na análise de Pinch. Esta metodologia consiste na otimização das correntes de extração de vapor e sua aplicação no processo de fabricação de glicose cristal.

CARDOSO (1998) analisou a unidade de recuperação do processo “*Kraft*” da Cenibra (Celulose Nipo Brasileira), avaliando novas alternativas de processamento do licor negro de eucalipto. O trabalho foi dividido em três etapas: a caracterização do licor negro de eucalipto, a simulação do processo de evaporação múltiplo efeito de licor negro e da caldeira de recuperação através do simulador WinGEMS e levantamento da sensibilidade do licor negro de eucalipto perante as novas técnicas de processamento do licor a altas concentrações. Os resultados experimentais da caracterização do licor negro de eucalipto comprovam que estes diferem do licor de pinho. Já os resultados da simulação mostraram que, com o aumento de 72% para 100% na concentração de sólidos no licor alimentado na caldeira de recuperação, obtém-se um aumento de 160 °C em média nas

temperaturas das regiões de combustão do licor, proporcionando assim um acréscimo de 10% na produção de vapor.

3.2. Controle do Processo de Evaporação

BENNE *et al.* (1999) implementaram um modelo matemático para o processo de evaporação em múltiplo efeito de uma indústria de açúcar, onde foi também desenvolvido um controlador preditivo multivariável através da aplicação de redes neurais artificiais.

CARDOSO e DOURADO (1998) propuseram um método para a redução da ordem do modelo matemático não linear de um sistema de evaporação de licor negro, desenvolvendo um controlador robusto através do modelo. Os resultados da simulação mostram que este controlador garante uma estabilidade nominal e desempenho robusto para o sistema não linear original.

PIMENTA (1996) apresentou e debateu metodologias relacionadas com a modelagem e simulação de processos químicos, aplicadas à operação de evaporador industrial de duplo efeito utilizado em uma refinaria de açúcar.

Na primeira etapa do trabalho, PIMENTA (1996) desenvolveu uma estratégia de simulação em estado estacionário aplicada a evaporadores de múltiplo efeito, privilegiando o equilíbrio entre a utilização de modelos de primeiros princípios e a disponibilidade e precisão de dados experimentais.

A segunda etapa é constituída pela especificação, desenvolvimento e aplicação de uma metodologia, em tempo real, para a simulação da dinâmica e controle de processo com várias entradas e várias saídas (MIMO).

A terceira etapa do trabalho desenvolveu-se um modelo em regime transiente para evaporadores de múltiplo efeito, combinando relações fundamentais, estimativa de parâmetros e o recurso a regras heurísticas, numa discriminação implícita entre modelos e técnicas de modelagem potencialmente aplicáveis. Sendo posteriormente validado o modelo através da análise da sensibilidade do modelo às variáveis de operação.

E por fim, na ultima etapa, com base no modelo em regime transiente

desenvolvido, foi efetuado estudos de simulação de diversas alternativas de controle, incluindo soluções clássicas e baseadas em modelos de controle preditivo generalizado (“*Generalized Predictive Control*”, *GPC*).

WILSON *et al.* (1990) desenvolveram e testaram um modelo baseado em controle preditivo de um sistema de evaporação industrial. Um modelo não-linear para representação e simulação da planta e um sistema de controle preditivo generalizado (GPC), incluindo uma compensação “*feedforward*” para as perturbações, foi utilizado. Obtendo, assim, bons resultados de desempenho e confiabilidade do modelo final proposto.

ASSIS (2001) realizou uma ampla revisão bibliográfica referente à identificação e controle de sistemas não lineares. As várias possibilidades de identificação de sistemas dinâmicos utilizando modelos empíricos paramétricos foram apresentadas segundo uma revisão unificada, com ênfase nos métodos baseados em redes neurais artificiais. Revisaram-se também de modo amplo as principais técnicas de controle desenvolvidas para processos não lineares assim como as principais aplicações reportadas na literatura no âmbito da Engenharia Química.

Posteriormente, utilizaram-se dois processos característicos da Engenharia Química, dois reatores CSTR conectados em série e uma evaporação de duplo efeito, onde foram discutidas várias possibilidades de identificação e controle utilizando redes neurais. Os resultados obtidos nas simulações computacionais mostram grande potencial na utilização de redes neurais, especialmente nas técnicas de controle preditivo, onde os melhores resultados foram obtidos.

RANGAIAH *et al.* (2001) estudaram a aplicabilidade de um controlador preditivo com modelo não linear (NMPC) em uma evaporação industrial de quatro estágios. A viabilidade e potencial do NMPC para malha aberta são estudados em sistemas MIMO instáveis em uma evaporação de múltiplos estágios. O desempenho do NMPC para o sistema de evaporação é comparado com um controlador PI (proporcional e integral). Os resultados mostraram que NMPC é melhor que os controladores PI em termos de propagação reduzida da perturbação e resposta mais rápida. Porém, o ISE (integral do erro ao quadrado) total é geralmente menor no caso de controladores PI.

4. PROCEDIMENTOS METODOLÓGICOS

4.1. Modelagem Matemática dos Evaporadores de Licor Negro

A modelagem matemática da evaporação foi desenvolvida com base em balanços de materiais e energéticos utilizando correlações encontradas na literatura para as propriedades físicas do licor negro e para o vapor saturado. Na Figura 4.1 é apresentada a simbologia adotada para a descrição da modelagem matemática de um k -ésimo evaporador.

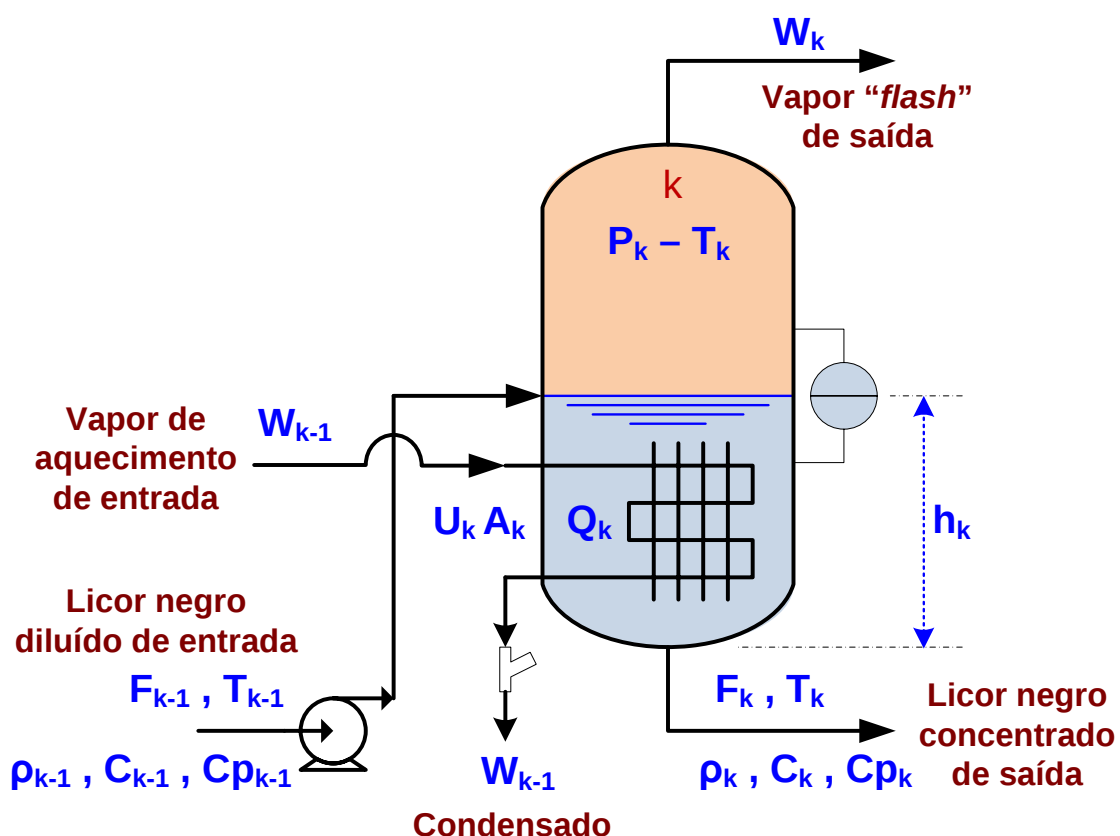


FIGURA 4.1 – Desenho esquemático do k -ésimo evaporador.

Onde:

W_k = Vazão mássica de vapor na saída do k -ésimo evaporador [kg/s];

W_{k-1} = Vazão mássica de vapor na entrada do k -ésimo evaporador [kg/s];

Q_k = Fluxo de calor correspondente ao balanço de energia no k -ésimo evaporador [W];

P_k = Pressão na câmara do k -ésimo evaporador [bar];

F_k = Vazão de licor negro na saída do k -ésimo evaporador [m³/s];

F_{k-1} = Vazão de licor negro na entrada do k -ésimo evaporador [m³/s];

T_k = Temperatura do licor negro na entrada do k -ésimo evaporador [K];

T_{k-1} = Temperatura na câmara do licor negro na saída do k -ésimo evaporador [K].

C_k = Concentração de sólidos do licor negro na saída do k -ésimo evaporador [kg/kg];

C_{k-1} = Concentração de sólidos do licor negro na entrada do k -ésimo evaporador [kg/kg];

ρ_k = Densidade do licor negro na entrada do k -ésimo evaporador [kg/m³];

ρ_{k-1} = Densidade do licor negro na saída do k -ésimo evaporador [kg/m³];

Cp_k = Capacidade calorífica específica do licor negro na entrada do k -ésimo evaporador [J/kg.°C];

Cp_{k-1} = Capacidade calorífica específica do licor negro na saída do k -ésimo evaporador [J/kg.°C];

h_k = Nível de licor negro no k -ésimo evaporador [m].

O processo estudado consiste em uma planta de evaporação múltiplo efeito hipotético de licor negro de fluxo direto (“*forward*”) com seis estágios, sendo que cada estágio corresponde a um efeito. Este tipo de operação unitária é

característico do ciclo de recuperação do processo “Kraft” de uma fábrica de celulose e papel típica.

A temperatura no evaporador é a temperatura do licor negro em decorrência da dinâmica rápida da vaporização, isto é, a vaporização pode ser considerada desprezível até que a temperatura do ponto de ebulição seja atingida (FRANKS, 1972).

4.1.1. Balanço de Massa nos Evaporadores

O balanço de massa total da evaporação proposta no trabalho é:

$$A_k \cdot \frac{d[\rho_k(t) \cdot h_k(t)]}{dt} = F_{k-1} \cdot \rho_{k-1}(t) - F_k \cdot \rho_k(t) - W_k(t) \quad (4.1)$$

Distribuindo a derivação em relação ao tempo, tem-se:

$$A_k \cdot \left[\rho_k(t) \cdot \frac{dh_k(t)}{dt} + h_k(t) \cdot \cancel{\frac{d\rho_k(t)}{dt}} \right] = F_{k-1}(t) \cdot \rho_{k-1}(t) - F_k(t) \cdot \rho_k(t) - W_k(t) \quad (4.2)$$

Desprezando a influência da variação da densidade na variação do nível dos tanques, obtém-se:

$$\frac{dh_k}{dt} = \frac{F_{k-1} \cdot \rho_{k-1} - F_k \cdot \rho_k - W_k}{A_k \cdot \rho_k} \quad (4.3)$$

O balanço de massa nos componentes (teor de sólidos no licor negro) fornece a equação:

$$A_k \cdot \frac{d[h_k(t) \cdot \rho_k(t) \cdot C_k(t)]}{dt} = F_{k-1}(t) \cdot \rho_{k-1}(t) \cdot C_{k-1}(t) - F_k(t) \cdot \rho_k(t) \cdot C_k(t) \quad (4.4)$$

Distribuindo a derivação em relação ao tempo, então, tem-se:

$$A_k \cdot \left[\frac{dh_k(t)}{dt} \cdot \rho_k(t) \cdot C_k(t) + h_k(t) \cdot \frac{d\rho_k(t)}{dt} \cdot C_k(t) + h_k(t) \cdot \rho_k(t) \cdot \frac{dC_k(t)}{dt} \right] = F_{k-1}(t) \cdot \rho_{k-1}(t) \cdot C_{k-1}(t) - F_k(t) \cdot \rho_k(t) \cdot C_k(t) \quad (4.5)$$

A derivada da densidade em relação ao tempo (considerando a relação empírica proposta em GULLICHSEN e FOGELHOLM (2000), utilizada para relacionar a densidade do licor negro com a temperatura e o teor de sólidos) é dada pela expressão:

$$\frac{d\rho_k(t)}{dt} = \left[\frac{a_1}{10^3} + \frac{a_2}{5 \cdot 10^5} \cdot (T_k(t) - a_5) \right] \cdot (a_3 + a_4 \cdot C_k(t)) \cdot \frac{dT_k(t)}{dt} + \left[a_0 + \frac{a_1}{10^3} \cdot (T_k - a_5) + \frac{a_2}{10^6} \cdot (T_k - a_5)^2 \right] \cdot a_4 \cdot \frac{dC_k(t)}{dt} \quad (4.6)$$

Substituindo na equação (4.6) os coeficientes empíricos a_k e valores típicos médios para a temperatura e a concentração, obtém-se:

$$\frac{d\rho_k(t)}{dt} \approx (-0,64) \cdot \frac{dT_k(t)}{dt} + (635,0) \cdot \frac{dC_k(t)}{dt} \quad (4.7)$$

Inserindo este resultado no balanço de massa de componentes, obtém-se:

$$A_k \cdot \left[\frac{dh_k(t)}{dt} \cdot \rho_k(t) \cdot C_k(t) + h_k(t) \cdot C_k(t) \cdot \left[(-0,64) \cdot \frac{dT_k(t)}{dt} + (635,0) \cdot \frac{dC_k(t)}{dt} \right] + h_k(t) \cdot \rho_k(t) \cdot \frac{dC_k(t)}{dt} \right] = F_{k-1}(t) \cdot \rho_{k-1}(t) \cdot C_{k-1}(t) - F_k(t) \cdot \rho_k(t) \cdot C_k(t) \quad (4.8)$$

Utilizando valores típicos médios, os coeficientes que multiplicam as derivadas assumem os valores aproximados indicados:

$$A_k \cdot \left[\frac{dh_k(t)}{dt} \cdot \rho_k(t) \cdot C_k(t) + \underbrace{h_k(t) \cdot C_k(t) \cdot (-0,64)}_{\approx (-0,19)} \cdot \frac{dT_k(t)}{dt} + \left[\underbrace{h_k(t) \cdot C_k(t) \cdot (635,0)}_{\approx 190} + \underbrace{h_k(t) \cdot \rho_k(t)}_{\approx 1200} \right] \cdot \frac{dC_k(t)}{dt} \right] = F_{k-1}(t) \cdot \rho_{k-1}(t) \cdot C_{k-1}(t) - F_k(t) \cdot \rho_k(t) \cdot C_k(t) \quad (4.9)$$

O coeficiente que multiplica a derivada da temperatura em relação ao tempo é significativamente pequeno e induziu à eliminação da parcela de contribuição da densidade neste balanço. A parcela que é adicionada ao coeficiente que multiplica a derivada da concentração em relação ao tempo tem ordem de grandeza seis vezes menor do que a parcela originada diretamente do balanço de massa. Nesta situação a influência da variação da densidade sobre o resultado final costuma ser bem

inferior a 10%, mas a contribuição na dificuldade de solução do modelo é significativa, resolveu-se desprezar também esta parcela. Assim, o modelo correspondente ao balanço de massa nos componentes toma a seguinte forma:

$$A_k \cdot \left[\frac{dh_k(t)}{dt} \cdot \rho_k(t) \cdot C_k(t) + h_k(t) \cdot \rho_k(t) \cdot \frac{dC_k(t)}{dt} \right] \triangleq F_{k-1}(t) \cdot \rho_{k-1}(t) \cdot C_{k-1}(t) - F_k(t) \cdot \rho_k(t) \cdot C_k(t) \quad (4.10)$$

Procedendo às simplificações necessárias, obtém-se a seguinte equação para a variação da concentração em relação ao tempo:

$$\frac{dC_k(t)}{dt} = \frac{C_k(t) \cdot W_k + F_{k-1} \cdot \rho_{k-1} \cdot [C_{k-1}(t) - C_k(t)]}{A_k \cdot h_k(t) \cdot \rho_k} \quad (4.11)$$

Todas as equações dos balanços foram ajustadas e calculadas com o auxílio do programa matemático MAPLE, a fim de facilitar e garantir a confiabilidade dos modelos definidos para programação computacional.

Exigindo que o calor trocado no sistema de aquecimento respeite a relação $[U \cdot A]_k \cdot (T_{k-1} - T_k) = W_{k-1} \cdot \hat{\lambda}_{k-1}$, pode-se então, calcular a temperatura do licor negro:

$$T_k = \frac{[U \cdot A]_k \cdot T_{k-1} - W_{k-1} \cdot \hat{\lambda}_{k-1}}{[U \cdot A]_k} \quad (4.12)$$

O cálculo da quantidade mássica de vapor produzida pode ser feito a partir do balanço de energia, obtendo-se a relação algébrica:

$$W_k = \frac{F_{k-1} \cdot \rho_{k-1} \cdot C_{p_{k-1}} \cdot T_{k-1} + W_{k-1} \cdot \hat{\lambda}_{k-1} - F_k \cdot \rho_k \cdot C_{p_k} \cdot T_k}{C_{p_k} \cdot T_k + \hat{\lambda}_k} \quad (4.13)$$

Portanto, a forma final do modelo matemático fica:

- Modelo para o nível de licor negro: equação (4.3);
- Modelo para a concentração de sólidos no licor: equação (4.11);
- Modelo para a temperatura do licor nos evaporadores: equação (4.12);
- Modelo para a vazão de vapor nos evaporadores: equação (4.13).

4.2. Determinação do Ponto de Equilíbrio (Regime Permanente)

O ponto de equilíbrio, solução correspondente ao regime permanente do modelo de regime transiente, é obtido pela solução das equações:

$$UA\alpha_1(T_0 - T_1) - \hat{\lambda}_0 W_0 = 0 \quad (4.14)$$

$$UA\alpha_2(T_1 - T_2) - \hat{\lambda}_1(F_0\rho_0 - F_1\rho_1) = 0 \quad (4.15)$$

$$UA\alpha_3(T_2 - T_3) - \hat{\lambda}_2(F_1\rho_1 - F_2\rho_2) = 0 \quad (4.16)$$

$$UA\alpha_4(T_3 - T_4) - \hat{\lambda}_3(F_2\rho_2 - F_3\rho_3) = 0 \quad (4.17)$$

$$UA\alpha_5(T_4 - T_5) - \hat{\lambda}_4(F_3\rho_3 - F_4\rho_4) = 0 \quad (4.18)$$

$$UA\alpha_6(T_5 - T_6) - \hat{\lambda}_5(F_4\rho_4 - F_5\rho_5) = 0 \quad (4.19)$$

$$(F_1\rho_1 - F_0\rho_0)\hat{\lambda}_1 + F_0\rho_0(C_{P0}T_{feed} - C_{P1}T_1) + \hat{\lambda}_0 W_0 = 0 \quad (4.20)$$

$$(F_2\rho_2 - F_1\rho_1)\hat{\lambda}_2 + (C_{P1}T_1 - C_{P2}T_2 - \hat{\lambda}_1)\rho_1 F_1 + \hat{\lambda}_1 F_0\rho_0 = 0 \quad (4.21)$$

$$(F_3\rho_3 - F_2\rho_2)\hat{\lambda}_3 + (C_{P2}T_2 - C_{P3}T_3 - \hat{\lambda}_2)\rho_2 F_2 + \hat{\lambda}_2 F_1\rho_1 = 0 \quad (4.22)$$

$$(F_4\rho_4 - F_3\rho_3)\hat{\lambda}_4 + (C_{P3}T_3 - C_{P4}T_4 - \hat{\lambda}_3)\rho_3 F_3 + \hat{\lambda}_3 F_2\rho_2 = 0 \quad (4.23)$$

$$(F_5\rho_5 - F_4\rho_4)\hat{\lambda}_5 + (C_{P4}T_4 - C_{P5}T_5 - \hat{\lambda}_4)\rho_4 F_4 + \hat{\lambda}_4 F_3\rho_3 = 0 \quad (4.24)$$

$$(F_6\rho_6 - F_5\rho_5)\hat{\lambda}_6 + (C_{P5}T_5 - C_{P6}T_6 - \hat{\lambda}_5)\rho_5 F_5 + \hat{\lambda}_5 F_4\rho_4 = 0 \quad (4.25)$$

Os coeficientes α_k são responsáveis pelo ajuste do produto $[UA]$ em cada estágio da evaporação, possuindo valores de 0,3 a 1,0 utilizado para produzir uma estimativa dos valores do coeficiente global de troca térmica (U) nos efeitos.

Para projeto de um sistema de evaporadores, é usual admitir conhecidas (impostas) as variáveis $\{T_{feed}, F_0, C_0, T_6, C_6, P_6\}$ e uma estimativa dos coeficientes de transferência de calor. Assim, devem ser calculadas as variáveis:

$$\mathbf{z} = [W_0, T_1, T_2, T_3, T_4, T_5, UA, F_1, F_2, F_3, F_4, F_5]^T \quad (4.26)$$

O sistema de equações, $\mathbf{f}(\mathbf{z}) = \mathbf{0}$, $\mathbf{z} \in \mathbb{R}^{12}$, $\mathbf{f} \in \mathbb{R}^{12}$, como um todo, é não linear, exigindo uma solução numérica. De uma maneira geral o método de Newton, ou uma variante dele, deveriam resolver estas equações. Mas, a ordem de magnitude significativamente diferente entre as vazões volumétricas $F_k \in (0,05 \dots 0,1 [m^3/s])$ e as demais variáveis pode provocar alguma dificuldade de convergência e determinação de uma solução apropriada. Esta dificuldade pode ser contornada observando que as seis primeiras equações (correspondendo à troca de calor) são lineares em relação às variáveis $\mathbf{x}^{(1)} = [W_0 \ T_1 \ T_2 \ T_3 \ T_4 \ T_5]^T$, permitindo escrevê-las na forma:

$$\mathbf{A}\mathbf{x}^{(1)} = \mathbf{b} \quad (4.27)$$

Onde, a matriz $\mathbf{A}$ é descrita por:

$$\mathbf{A} = \begin{bmatrix} \hat{\lambda}_0 & -F_0\rho_0 C_{p1} & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & C_{p1}\rho_1 F_1 & -C_{p2}\rho_1 F_1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & C_{p2}\rho_2 F_2 & -C_{p3}\rho_2 F_2 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & C_{p3}\rho_3 F_3 & -C_{p4}\rho_3 F_3 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & C_{p4}\rho_4 F_4 & -C_{p5}\rho_4 F_4 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & C_{p5}\rho_5 F_5 \end{bmatrix} \quad (4.28)$$

E o vetor $\mathbf{b}$ por:

$$\mathbf{b} = \begin{bmatrix} -(F_1\rho_1 - F_0\rho_0)\hat{\lambda}_1 - F_0\rho_0 C_{p0}T_{feed} \\ -(F_2\rho_2 - F_1\rho_1)\hat{\lambda}_2 + \hat{\lambda}_1\rho_1 F_1 - \hat{\lambda}_1 F_0\rho_0 \\ -(F_3\rho_3 - F_2\rho_2)\hat{\lambda}_3 + \hat{\lambda}_2\rho_2 F_2 - \hat{\lambda}_2 F_1\rho_1 \\ -(F_4\rho_4 - F_3\rho_3)\hat{\lambda}_4 + \hat{\lambda}_3\rho_3 F_3 - \hat{\lambda}_3 F_2\rho_2 \\ -(F_5\rho_5 - F_4\rho_4)\hat{\lambda}_5 + \hat{\lambda}_4\rho_4 F_4 - \hat{\lambda}_4 F_3\rho_3 \\ -(F_6\rho_6 - F_5\rho_5)\hat{\lambda}_6 - (-C_{p6}T_6 - \hat{\lambda}_5)\rho_5 F_5 - \hat{\lambda}_5 F_4\rho_4 \end{bmatrix} \quad (4.29)$$

Face à estrutura particular da matriz $\mathbf{A}$, o sistema pode ser resolvido analiticamente, permitindo conhecer $\mathbf{x}^{(1)} = [W_0 \ T_1 \ T_2 \ T_3 \ T_4 \ T_5]^T$ como função das demais variáveis, $\mathbf{x}^{(2)} = [UA \ F_1 \ F_2 \ F_3 \ F_4 \ F_5]^T$, lembrando que o vetor (4.26) é a soma direta de $\mathbf{x}^{(1)}$ e $\mathbf{x}^{(2)}$, $\mathbf{z} = \mathbf{x}^{(1)} \oplus \mathbf{x}^{(2)}$. Esta solução é substituída nas

seis últimas equações (correspondentes aos balanços de energia), reduzindo a dimensão do problema e eliminando as dificuldades decorrentes do escalamento.

Nestas condições o problema a ser resolvido toma a forma $\mathbf{F}(\mathbf{x}^{(2)}) = \mathbf{0}$, $\mathbf{x}^{(2)} \in \mathbb{R}^6$, $\mathbf{F} \in \mathbb{R}^6$. O vetor $\mathbf{x}^{(1)} = [W_0 \ T_1 \ T_2 \ T_3 \ T_4 \ T_5]^T$ calculado, apesar de simples, é algebricamente envolvente, motivo pelo qual apenas alguns componentes (os mais simples) são aqui apresentados:

$$x_4^{(1)} = - \left[\frac{1}{(F_5 \cdot \rho_5 \cdot F_4 \cdot \rho_4 \cdot C_{p3} \cdot F_3 \cdot \rho_3 \cdot F_5 \cdot \rho_5 \cdot F_4 \cdot \rho_4 \cdot C_{p3} \cdot F_3 \cdot \rho_3)} \right] \cdot \left[\begin{array}{l} (F_3 \cdot \rho_3)^2 \cdot \hat{\lambda}_4 \cdot F_5 \cdot \rho_5 - F_3 \cdot \rho_3 \cdot \left((F_4 \cdot \rho_4)^2 \cdot \hat{\lambda}_5 - F_4 \cdot \rho_4 \cdot \left(F_5 \cdot \rho_5 \cdot \left(\hat{\lambda}_6 + 2 \cdot \hat{\lambda}_4 + 2 \cdot \hat{\lambda}_5 + \right. \right. \right. \right. \\ \left. \left. \left. \hat{\lambda}_3 + C_{p6} \cdot T_6 \right) \right) \right) \\ \left. + (F_5 \cdot \rho_5)^2 \cdot \hat{\lambda}_5 \right) \\ - F_5 \cdot \rho_5 \cdot F_4 \cdot \rho_4 \cdot (\hat{\lambda}_4 \cdot F_4 \cdot \rho_4 + \hat{\lambda}_3 \cdot F_2 \cdot \rho_2) \end{array} \right] \quad (4.30)$$

$$x_5^{(1)} = \frac{\left[\begin{array}{l} -(F_4 \cdot \rho_4)^2 \cdot \hat{\lambda}_5 + F_4 \cdot \rho_4 \cdot \left(F_5 \cdot \rho_5 \cdot (\hat{\lambda}_4 + 2 \cdot \hat{\lambda}_5 + C_{p6} \cdot T_6 + \hat{\lambda}_6) \right) \\ - \hat{\lambda}_6 \cdot F_6 \cdot \rho_6 \end{array} \right]}{F_5 \cdot \rho_5 \cdot C_{p4} \cdot F_4 \cdot \rho_4} \quad (4.31)$$

$$x_6^{(1)} = \frac{F_5 \cdot \rho_5 \cdot (\hat{\lambda}_5 + \hat{\lambda}_6 + C_{p6} \cdot T_6) - \hat{\lambda}_5 \cdot F_4 \cdot \rho_4 - \hat{\lambda}_6 \cdot F_6 \cdot \rho_6}{C_{p5} \cdot F_5 \cdot \rho_5} \quad (4.32)$$

Os valores obtidos para o regime permanente (ponto de equilíbrio) do processo de evaporação são descritos na Tabela 4.1 a seguir.

TABELA 4.1 – Valores do ponto de equilíbrio calculado para o regime permanente do sistema de evaporação estudado.

	Entrada 1º Estágio	Saída Estágios					
		1º	2º	3º	4º	5º	6º
Vazão Mássica de Vapor [kg/s]	42,69	26,36	27,88	5,62	10,71	14,99	28,28
Vazão Volumétrica de Licor [m³/s]	0,125	0,086	0,078	0,069	0,058	0,042	0,014
Concentração de Sólidos do Licor [kg/kg]	0,140	0,175	0,255	0,273	0,318	0,410	0,850
Pressão na câmara [bar]	8,0	4,747	2,454	2,325	1,874	1,174	0,224
Temperatura do Licor na Câmara [K]	442,83	424,45	419,99	414,09	405,97	388,27	353,42
Calor Latente de Vaporização [kJ/kg]	2054,86	2116,45	2130,62	2148,99	2173,55	2224,21	2314,14
Capacidade calorífica específica [J/kg.°C]	3955,9	4552,37	4535,34	4501,61	4430,02	4145,38	2531,12
Densidade do Licor [kg/m³]	1059,4	1436,74	1442,36	1449,63	1459,3	1478,97	1512,23
$\{U.A\}.\alpha$ (Produto do Coeficiente Global de Troca Térmica pela Área de troca Térmica e pelo coeficiente alfa) [W/K]	0,0	4738492,0	4264643,0	3790794,0	3316944,0	1895397,0	1421548,0

Fonte: O AUTOR (2009).

4.3. Modelo para o Balanço de Massa em Regime Transiente

A modelagem em regime transiente tem como objetivo genérico descrever o processo em condições operacionais (simulação dinâmica), a fim de empregar alternativas de controle adequadas. O comportamento dinâmico do processo em regime transiente foi avaliado através da aplicação de perturbações tipo degrau positivo nas variáveis:

$$\mathbf{p} = [W_0, F_0, C_0, F_1, C_1, F_2, C_2, F_3, C_3, F_4, C_4, F_5, C_5]^T \quad (4.33)$$

Além das simplificações assumidas para o modelo em regime permanente, outras considerações são admitidas para o modelo em regime transiente:

- A dinâmica da evaporação propriamente dita (passagem da fase líquida para a fase vapor) é suposta tão rápida que se assume um quase equilíbrio em todos os instantes (PIMENTA, 1996);
- Assume-se que o licor encontra-se em um estado de agitação que permite a aceitação das hipóteses de concentração e temperatura uniformes (ANDERSEN *et al.*, 1961 *apud* PIMENTA, 1996);
- A dinâmica da pressão na câmara de evaporação é desprezada e considerada constante;
- A corrente de alimentação e a corrente de saída têm densidade constante com capacidade calorífica também constante (ASSIS, 2001);
- São desprezadas as perdas de calor no sistema;
- O sistema é considerado idealizado, isto é, não ocorrem atrasos por tempo morto;
- O coeficiente global de troca térmica nos efeitos (U_k) foi determinado empiricamente através de um coeficiente α multiplicado ao produto $\{UA\}_k$.

Modelo para o 1º estágio da evaporação:

$$T_1 = \frac{[U \cdot A]_1 \cdot T_{vapor} - W_0 \cdot \hat{\lambda}_0}{[U \cdot A]_1} \quad (4.34)$$

$$W_1 = \frac{F_0 \cdot \rho_0 \cdot C_{p_0} \cdot T_{feed} + W_0 \cdot \hat{\lambda}_0 - F_1 \cdot \rho_1 \cdot C_{p_1} \cdot T_1}{C_{p_1} \cdot T_1 + \hat{\lambda}_1} \quad (4.35)$$

$$\frac{dh_1(t)}{dt} = \frac{F_0 \cdot \rho_0 - F_1 \cdot \rho_1 - W_1}{A_1 \cdot \rho_1} \quad (4.36)$$

$$\frac{dC_1(t)}{dt} = \frac{C_1(t) \cdot W_1 + F_0 \cdot \rho_0 \cdot [C_0(t) - C_1(t)]}{A_1 \cdot h_1(t) \cdot \rho_1} \quad (4.37)$$

Modelo para o 2º estágio da evaporação:

$$T_2 = \frac{[U \cdot A]_2 \cdot T_1 - W_1 \cdot \hat{\lambda}_1}{[U \cdot A]_2} \quad (4.38)$$

$$W_2 = \frac{F_1 \cdot \rho_1 \cdot C_{p_1} \cdot T_1 + W_1 \cdot \hat{\lambda}_1 - F_2 \cdot \rho_2 \cdot C_{p_2} \cdot T_2}{C_{p_2} \cdot T_2 + \hat{\lambda}_2} \quad (4.39)$$

$$\frac{dh_2(t)}{dt} = \frac{F_1 \cdot \rho_1 - F_2 \cdot \rho_2 - W_2}{A_2 \cdot \rho_2} \quad (4.40)$$

$$\frac{dC_2(t)}{dt} = \frac{C_2(t) \cdot W_2 + F_1 \cdot \rho_1 \cdot [C_1(t) - C_2(t)]}{A_2 \cdot h_2(t) \cdot \rho_2} \quad (4.41)$$

Modelo para o 3º estágio da evaporação:

$$T_3 = \frac{[U \cdot A]_3 \cdot T_2 - W_2 \cdot \hat{\lambda}_2}{[U \cdot A]_3} \quad (4.42)$$

$$W_3 = \frac{F_2 \cdot \rho_2 \cdot C_{p_2} \cdot T_2 + W_2 \cdot \hat{\lambda}_2 - F_3 \cdot \rho_3 \cdot C_{p_3} \cdot T_3}{C_{p_3} \cdot T_3 + \hat{\lambda}_3} \quad (4.43)$$

$$\frac{dh_3(t)}{dt} = \frac{F_2 \cdot \rho_2 - F_3 \cdot \rho_3 - W_3}{A_3 \cdot \rho_3} \quad (4.44)$$

$$\frac{dC_3(t)}{dt} = \frac{C_3(t) \cdot W_3 + F_2 \cdot \rho_2 \cdot [C_2(t) - C_3(t)]}{A_3 \cdot h_3(t) \cdot \rho_3} \quad (4.45)$$

Modelo para o 4º estágio da evaporação:

$$T_4 = \frac{[U \cdot A]_4 \cdot T_3 - W_3 \cdot \hat{\lambda}_3}{[U \cdot A]_4} \quad (4.46)$$

$$W_4 = \frac{F_3 \cdot \rho_3 \cdot C_{p_3} \cdot T_3 + W_3 \cdot \hat{\lambda}_3 - F_4 \cdot \rho_4 \cdot C_{p_4} \cdot T_4}{C_{p_4} \cdot T_4 + \hat{\lambda}_4} \quad (4.47)$$

$$\frac{dh_4(t)}{dt} = \frac{F_3 \cdot \rho_3 - F_4 \cdot \rho_4 - W_4}{A_4 \cdot \rho_4} \quad (4.48)$$

$$\frac{dC_4(t)}{dt} = \frac{C_4(t) \cdot W_4 + F_3 \cdot \rho_3 \cdot [C_3(t) - C_4(t)]}{A_4 \cdot h_4(t) \cdot \rho_4} \quad (4.49)$$

Modelo para o 5º estágio da evaporação:

$$T_5 = \frac{[U \cdot A]_5 \cdot T_4 - W_4 \cdot \hat{\lambda}_4}{[U \cdot A]_5} \quad (4.50)$$

$$W_5 = \frac{F_4 \cdot \rho_4 \cdot C_{p_4} \cdot T_4 + W_4 \cdot \hat{\lambda}_4 - F_5 \cdot \rho_5 \cdot C_{p_5} \cdot T_5}{C_{p_5} \cdot T_5 + \hat{\lambda}_5} \quad (4.51)$$

$$\frac{dh_5(t)}{dt} = \frac{F_4 \cdot \rho_4 - F_5 \cdot \rho_5 - W_5}{A_5 \cdot \rho_5} \quad (4.52)$$

$$\frac{dC_5(t)}{dt} = \frac{C_5(t) \cdot W_5 + F_4 \cdot \rho_4 \cdot [C_4(t) - C_5(t)]}{A_5 \cdot h_5(t) \cdot \rho_5} \quad (4.53)$$

Modelo para o 6º estágio da evaporação:

$$T_6 = \frac{[U \cdot A]_6 \cdot T_5 - W_5 \cdot \hat{\lambda}_5}{[U \cdot A]_6} \quad (4.54)$$

$$W_6 = \frac{F_5 \cdot \rho_5 \cdot C_{p_5} \cdot T_5 + W_5 \cdot \hat{\lambda}_5 - F_6 \cdot \rho_6 \cdot C_{p_6} \cdot T_6}{C_{p_6} \cdot T_6 + \hat{\lambda}_6} \quad (4.55)$$

$$\beta_{6,2}^{(2)} = -\frac{1}{A} \quad (4.69)$$

4.5. Linearização do Modelo com Controlador Proporcional (P) Para o Nível

O sistema de controle convencional analisado é baseado em ações de controle do tipo reverso, isto é, a ação do controlador é implementada na variável manipulada de entrada do sistema, a fim de controlar a variável de saída. No caso em estudo, a evaporação tem um sistema de controle P e PI atuando na vazão de licor negro de entrada de cada estágio para controle de nível e atuando na vazão de vapor vivo no primeiro estágio a fim de controlar a concentração de sólidos na saída do último estágio (maior concentração), considerando uma planta de evaporação do tipo “forward”.

A Figura 4.2 mostra o esquema da evaporação de múltiplo efeito em estudo neste trabalho com a estratégia de controle em reverso, isto é, a ação do controlador de nível atua no fluxo de alimentação da planta de evaporação.

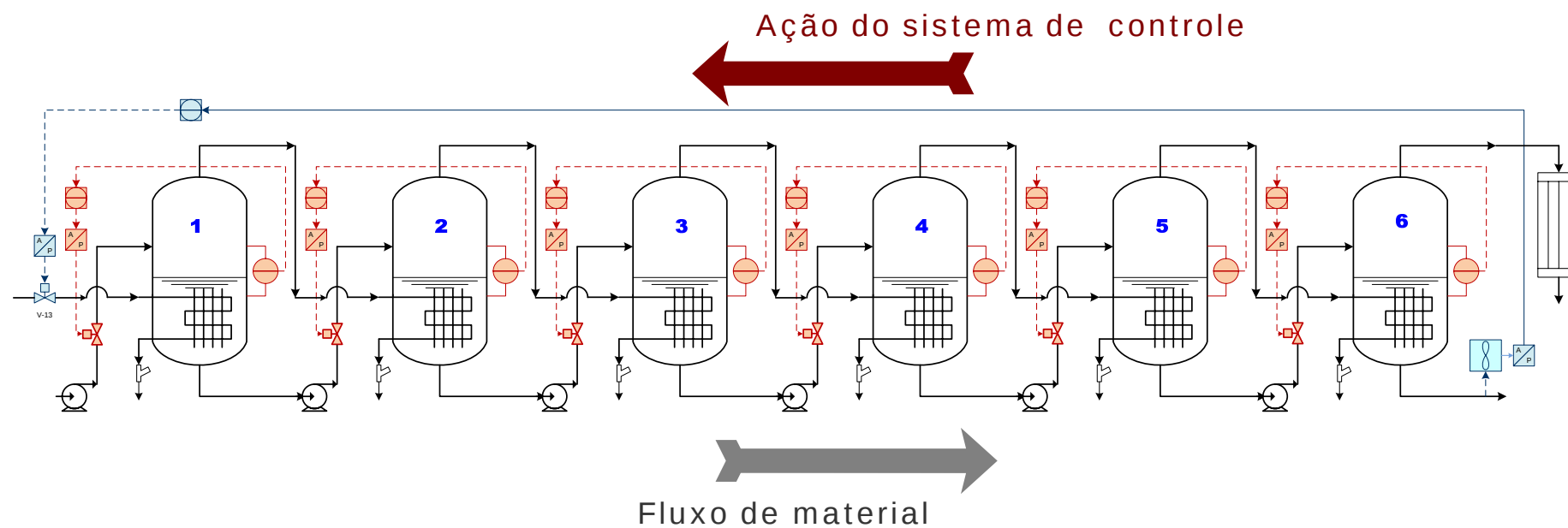


FIGURA 4.2 – Fluxograma do sistema com controle de nível em “reverso” para uma evaporação de múltiplo efeito com seis estágios.

A equação para o cálculo do erro está na forma adimensional, numa escala de 0-100%, como é usual nos terminais dos *SDCDs*. Os símbolos h_{min} e h_{max} correspondem aos valores mínimos e máximos do range dos instrumentos de medida. O valor desejado, “*set-point*”, SP_{h_k} , está em unidades de processo (m, no sistema internacional de unidades, SI) bem como o nível, $h_k(t)$. Algumas variáveis apresentam (%), como sobrescrito, indicando inequivocamente o uso da escala percentual.

$$e_k^{(\%)} = \frac{100}{h_{max} - h_{min}} \cdot (SP_{h_k} - h_k(t)) \quad (4.70)$$

A ação de controle, no caso de um controlador retroativo proporcional, é:

$$m_k^{(\%)} = K_{c_k}^{(\%)} \cdot e_k^{(\%)} \quad (4.71)$$

A interferência da ação de controle na variável manipulada (vazão de entrada do evaporador) é descrita de uma maneira extremamente simples, com um comportamento linear.

$$F_{k-1} = F_{ss_{k-1}} + k_{v_k} \cdot \frac{m_k^{(\%)}}{100} = F_{ss_{k-1}} + k_{v_k} \cdot K_{c_k}^{(\%)} \cdot \frac{SP_{h_k} - h_k(t)}{h_{max} - h_{min}} \quad (4.72)$$

$$F_{k-1} = F_{ss_{k-1}} + F_{ss_{k-1}} \cdot K_{c_k}^{(\%)} \cdot \frac{SP_{h_k} - h_k(t)}{h_{max} - h_{min}} = F_{ss_{k-1}} \cdot \left[1 + K_{c_k}^{(\%)} \cdot \frac{SP_{h_k} - h_k(t)}{h_{max} - h_{min}} \right] \quad (4.73)$$

Com estas considerações, o modelo linearizado com controle retroativo proporcional para o nível de licor em todos os evaporadores pode ser descrito pela equação:

$$\frac{d\bar{\mathbf{x}}}{dt} = \mathbf{A}^* \bar{\mathbf{x}} + \mathbf{B}^{(2)} \bar{\mathbf{z}} \quad (4.74)$$

A matriz $\mathbf{A}^*$ toma a forma (estão indicados apenas os termos não nulos, com os respectivos índices):

$$\mathbf{A}^* = \begin{bmatrix} a_{1,1} & & & & & & & & & & & & \\ & a_{2,2} & & & & & & & & & & & \\ & & a_{3,3} & & & & & & & & & & \\ & & & a_{4,4} & & & & & & & & & \\ & & & & a_{5,5} & & & & & & & & \\ & & & & & a_{6,6} & & & & & & & \\ a_{7,1} & & & & & & a_{7,7} & & & & & & \\ & a_{8,2} & & & & & & a_{8,7} & a_{8,8} & & & & \\ & & a_{9,3} & & & & & & a_{9,8} & a_{9,9} & & & \\ & & & a_{10,4} & & & & & & a_{10,9} & a_{10,10} & & \\ & & & & a_{11,5} & & & & & & a_{11,10} & a_{11,11} & \\ & & & & & a_{12,6} & & & & & & a_{12,11} & a_{12,12} \end{bmatrix} \quad (4.75)$$

Os coeficientes são calculados pelas expressões:

$$a_{k,k} = -\frac{F_{ss_{k-1}} \cdot \rho_{k-1} \cdot K_{c_k}^{(\%)}}{A \cdot \rho_k \cdot (h_{max} - h_{min})}, k = 1 \dots 6 \quad (4.76)$$

$$a_{7,1} = \frac{\left[-F_{ss_0} \cdot \rho_0 \cdot (h_{max} - h_{min} + K_{c_1}^{(\%)}) \cdot SP_{h_1} \right] \cdot C_0 + \left[(F_{ss_0} \cdot \rho_0 (h_{max} - h_{min} + K_{c_1}^{(\%)}) \cdot SP_{h_1}) - W_1 \cdot (h_{max} - h_{min}) \right] \cdot C_1}{(h_{max} - h_{min}) \cdot A \cdot h_1^2 \cdot \rho_1} \quad (4.77)$$

$$a_{6+k,k} = -\frac{\left[\rho_{k-1} \cdot F_{ss_{k-1}} \cdot (C_{k-1} - C_k) \cdot (h_{max} - h_{min} + K_{c_k}^{(\%)}) \cdot SP_{h_k} \right] + C_k \cdot W_k \cdot (h_{max} - h_{min})}{A \cdot h_k^2 \cdot \rho_k \cdot (h_{max} - h_{min})}, k = 2 \dots 6 \quad (4.78)$$

$$a_{6+(k+1),6+k} = \frac{F_{ss_k} \cdot \rho_k \cdot [h_{max} - h_{min} + K_{c_{k+1}}^{(\%)} \cdot (SP_{h_{k+1}} - h_{k+1})]}{A \cdot h_{k+1} \cdot \rho_{k+1} \cdot (h_{max} - h_{min})}, k = 1 \dots 6 \quad (4.79)$$

$$a_{6+k,6+k} = \frac{-\rho_{k-1} \cdot F_{ss_{k-1}} \cdot [h_{max} - h_{min} + K_{c_k}^{(\%)} \cdot (SP_{h_k} - h_k)] + W_k \cdot (h_{max} - h_{min})}{A \cdot h_k \cdot \rho_k \cdot (h_{max} - h_{min})}, \quad (4.80)$$

$k = 1 \dots 6$

4.5.1. Análise de Estabilidade do Sistema de Controle Linearizado

A estabilidade do sistema pode ser avaliada calculando os valores característicos da matriz $\mathbf{A}^*$. Os primeiros seis valores característicos são:

$$\lambda_k^{(\%)} = -\frac{F_{ss_{k-1}} \cdot \rho_{k-1} \cdot K_{c_k}^{(\%)}}{A \cdot \rho_k \cdot (h_{max} - h_{min})}, k = 1 \dots 6 \quad (4.81)$$

Como $\forall k \in [1 \dots 6], \lambda_k^{(\%)} < 0$ estas equações não impõem qualquer limitação quanto ao valor do ganho proporcional, exceto ser positivo. Os valores característicos 7-12 são:

$$\lambda_{6+k}^{(\%)} = -\frac{F_{ss_{k-1}} \cdot \rho_{k-1}}{A \cdot h_k \cdot \rho_k} \cdot \left[1 - \frac{W_k}{F_{ss_{k-1}} \cdot \rho_{k-1}} + K_{c_k}^{(\%)} \cdot \frac{(SP_{h_k} - h_k)}{h_{max} - h_{min}} \right], k = 1 \dots 6 \quad (4.82)$$

Para que $\lambda_{6+k}^{(\%)} < 0$ é necessário que o ganho proporcional respeite as seguintes restrições:

$$Se \frac{\rho_{k-1} \cdot F_{ss_{k-1}} - W_k}{\rho_{k-1} \cdot F_{ss_{k-1}} \cdot (SP_{h_k} - h_k)} < 0, \rightarrow K_{c_k}^{(\%)} \leq -\left[1 - \frac{W_k}{\rho_{k-1} \cdot F_{ss_{k-1}}} \right] \cdot \frac{h_{max} - h_{min}}{SP_{h_k} - h_k} \quad (4.83)$$

$$Se \frac{\rho_{k-1} \cdot F_{ss_{k-1}} - W_k}{\rho_{k-1} \cdot F_{ss_{k-1}} \cdot (SP_{h_k} - h_k)} > 0, \rightarrow K_{c_k}^{(\%)} \geq -\left[1 - \frac{W_k}{\rho_{k-1} \cdot F_{ss_{k-1}}} \right] \cdot \frac{h_{max} - h_{min}}{SP_{h_k} - h_k} \quad (4.84)$$

Atribuindo valores típicos aos parâmetros envolvidos, as restrições podem ser visualizadas na Figura 4.3 a seguir:

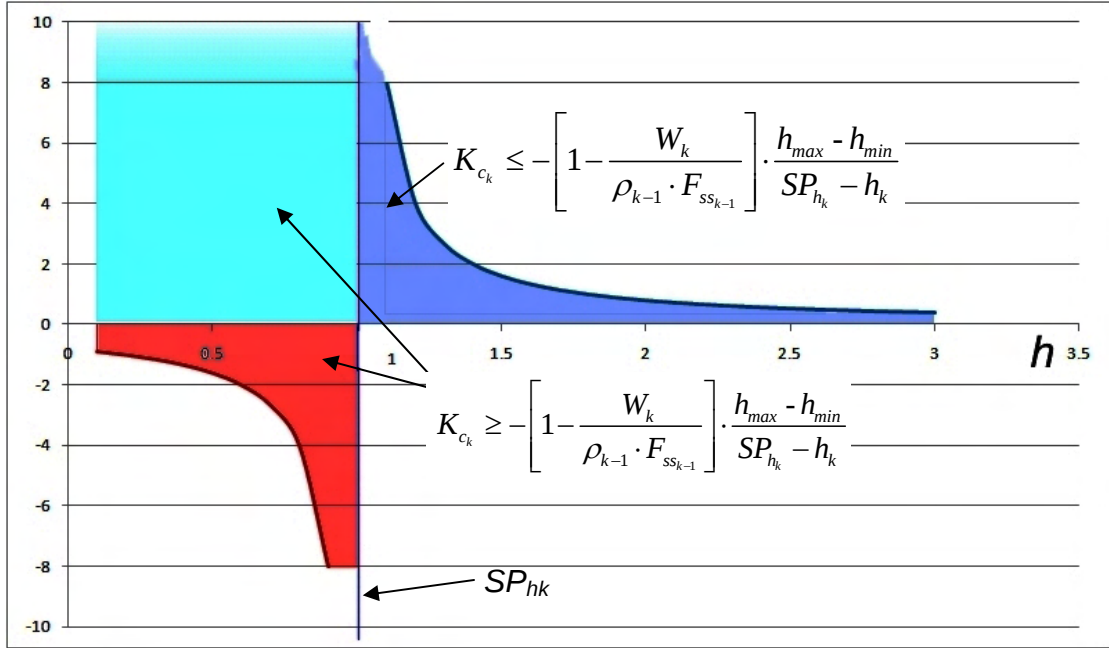


FIGURA 4.3 – Restrições para os valores de K_{Ck} calculados com valores típicos envolvidos nas equações (4.83) e (4.84).

É oportuno observar que todos os valores característicos são diferentes, pois as condições operacionais são distintas em todos os evaporadores. A resposta do sistema com controle, no caso homogêneo, $\frac{d\bar{\mathbf{x}}}{dt} = \mathbf{A}^* \bar{\mathbf{x}}, \bar{\mathbf{x}}(t_0) = \bar{\mathbf{x}}_0$ é descrita pela expressão $\bar{\mathbf{x}}(t) = \mathbf{P} \mathbf{e}^{\mathbf{D}t} \mathbf{P}^{-1} \bar{\mathbf{x}}_0$, com $\mathbf{D} = \mathbf{P}^{-1} \mathbf{A}^* \mathbf{P}$ onde $\mathbf{D}$ é uma matriz diagonal cujos elementos são os valores característicos $\lambda_k^{(\%)}$. Assim a resposta genérica para um elemento $\bar{x}_j(t)$ do vetor $\bar{\mathbf{x}}(t)$ é:

$$\bar{x}_j(t) = \sum_{k=1}^{12} q_k^{(\%)} \cdot \bar{x}_{k,0} \cdot e^{\lambda_k^{(\%)} \cdot t} \quad (4.85)$$

Ou, usando o conceito de constante de tempo característica, $\tau_k = \frac{-1}{\lambda_k^{(\%)}}$:

$$\bar{x}_j(t) = \sum_{k=1}^{12} q_k^{(\%)} \cdot \bar{x}_{k,0} \cdot e^{-\frac{t}{\tau_k}} \quad (4.86)$$

4.6. Simulação do Sistema de Evaporação Múltiplo Efeito

O sistema de evaporação em estudo é do tipo de alimentação direta (“*forward*”) hipotético, composto por seis estágios de evaporação, sendo que cada estágio é representado por um efeito ou corpo de evaporação. A escolha dessa configuração do sistema de evaporação de licor negro é devido à grande complexidade dos cálculos de evaporadores múltiplo efeitos em arranjos alternativos, como misto ou contracorrente, que são mais utilizados nas aplicações reais de evaporação em fábricas de celulose e papel. A dificuldade de modelar e simular sistemas mais complexos de evaporação se deve ao fato do grande número de equipamentos auxiliares e da presença de vários subsistemas integrados (CARDOSO, 1998).

O simulador computacional foi desenvolvido em linguagem FORTRAN 90 no compilador Microsoft Visual Studio 2005, com base nos modelos matemáticos dos balanços de massa e energia e correlações empíricas para as propriedades físicas e termodinâmicas do licor negro e do vapor de aquecimento.

O programa “*SimulEvap*” desenvolvido é composto por diversas sub-rotinas e funções com um programa principal gerenciando a utilização destas. Os algoritmos podem ser divididos da seguinte forma:

- Sub-rotina “*Valor inicial*”: para definição dos valores no ponto de equilíbrio (regime permanente) do sistema para simulação em regime transiente;
- Sub-rotina “*Usuario*”: para interface com o usuário, definição dos parâmetros e condições de simulação e controle da evaporação, tais como tempo de simulação, número de pontos a serem armazenados, tipo de perturbação no sistema e parâmetros de sintonia dos controladores P, PI e DMC;
- Sub-rotina “*Resumo*”: imprime na tela os resultados da performance do controlador selecionado pelo usuário para a concentração C_6 do último estágio da evaporação;
- Sub-rotina “*Relatorio*”: cria os arquivos em extensão “txt” para armazenar os resultados da simulação;

- Funções para o cálculo das propriedades físicas e termodinâmicas do licor e do vapor, tais como: temperatura de saturação do vapor ($T_{sat}(P)$); pressão de saturação do vapor ($P_{sat}(T)$); calor latente de vaporização ($\lambda(P)$); elevação do ponto de ebulição do licor ($BPR(C,P)$); capacidade calorífica do licor negro ($C_p(C,T)$) e densidade do licor negro ($\rho(C,T)$);
- Sub-rotina “*Perturba*”: implementa a perturbação no sistema, escolhido pelo usuário;
- Sub-rotina “*Modelo*”: para a construção das equações diferenciais do nível e da concentração de sólidos do licor nos evaporadores;
- Sub-rotina “*Armazena*”: salva todos os resultados da simulação nos arquivos “txt” criados pela sub-rotina “*Relatorio*”;
- Sub-rotina “*Atualiza PropFis*”: atualiza as propriedades físicas do licor e vapor para verificação de estabilidade do sistema;
- Sub-rotina “*Converte100*”: converte os valores da vazão de licor e vapor, concentração, nível de licor, temperatura do licor e o “*set-point*” em porcentagem (normalização dos parâmetros);
- Sub-rotina “*MatrizK*”: para a construção da matriz K, definida pela equação (1.51) do controlador DMC;
- Sub-rotina “*MatrizA*”: para a construção da matriz A, definida pela equação (1.48) do controlador DMC;
- Sub-rotina “*DeltaU*”: calcula os valores de Δu , definido pela equação (1.37) para implementação do controlador DMC;
- Sub-rotina “*Controle PI*”: implementa a estratégia de controle convencional P e PI para o nível e concentração de licor nos evaporadores;
- Sub-rotina “*Controle DMC*”: implementa a estratégia de controle avançado preditivo por matriz dinâmica (DMC);
- Programa “*Principal*”: executa, gerencia e chama as demais sub-rotinas, implementando o laço de integração dos modelos matemáticos, simulando e controlando a dinâmica do processo proposto de evaporação.

O algoritmo do programa principal é mostrado na Figura 4.4.

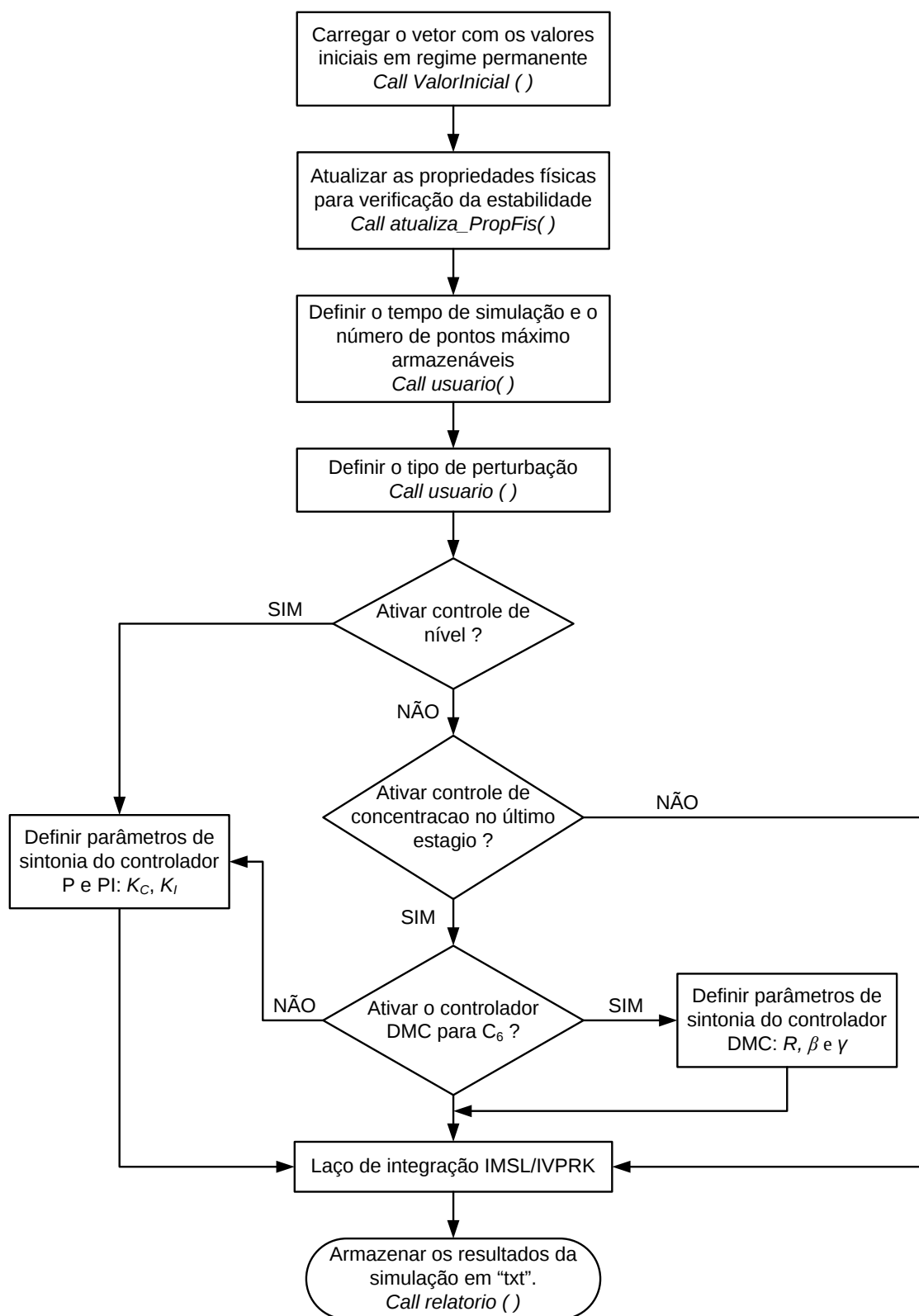


FIGURA 4.4 – Algoritmo do programa principal do simulador “SimulEvap”.

Para o desenvolvimento do laço de integração dos modelos matemáticos e para simulação dinâmica do processo foi utilizada a sub-rotina IVPRK da biblioteca IMSL do compilador INTEL FORTRAN. Na Figura 4.5 é mostrado o esquema de construção do laço principal de integração do programa desenvolvido para simulação dinâmica da evaporação em múltiplo efeito.

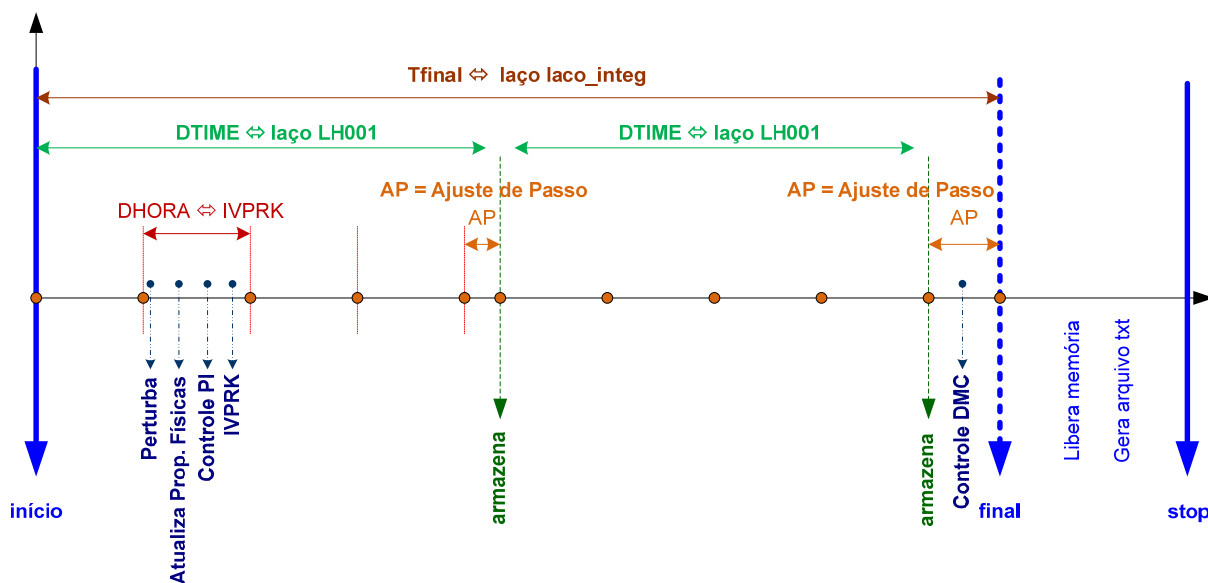


FIGURA 4.5 – Esquema do projeto para o laço principal do programa “*SimulEvap*”.

Maiores detalhes sobre os algoritmos desenvolvidos para o programa simulador da evaporação são encontrados no ANEXO B neste trabalho.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1. Simulação Com Controle do Nível de Licor

Para o controle de nível de licor nos evaporadores, como já descrito, foi implementado um sistema de controle convencional “*feedback*” com ação de controle em reverso do tipo Proporcional (P) e Proporcional e Integral (PI). A variável manipulada é a vazão de licor negro na entrada de cada estágio da evaporação composta por seis estágios.

Para a sintonia dos controladores de nível foi aplicado o método IMC (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006; LIESLEHTO, 2009), obtendo os melhores valores para as constantes K_C e K_I , através do ajuste experimental a um modelo caixa preta de primeira ordem com perturbação degrau na vazão de alimentação de licor (ΔF):

$$\frac{dh(t)}{dt} = K_p \times \Delta F \quad (5.1)$$

Na Figura 5.1 e Figura 5.2 são mostrados os resultados da simulação do nível de licor negro nos evaporadores com uma perturbação degrau positivo em C_0 (concentração de entrada na planta) com controlador proporcional (P) ativado.

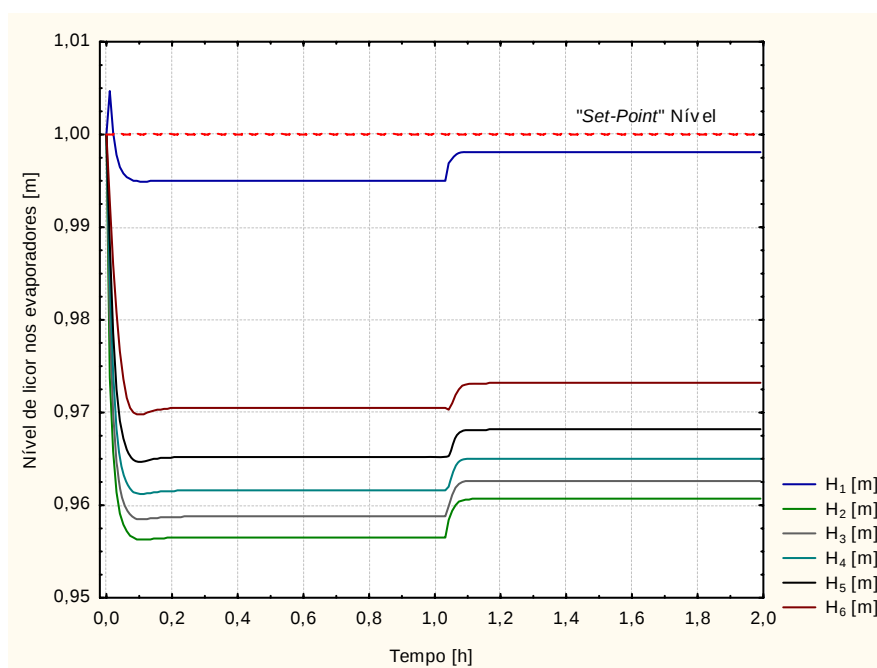


FIGURA 5.1 – Resposta tempo da variável controlada (nível) com controle P.

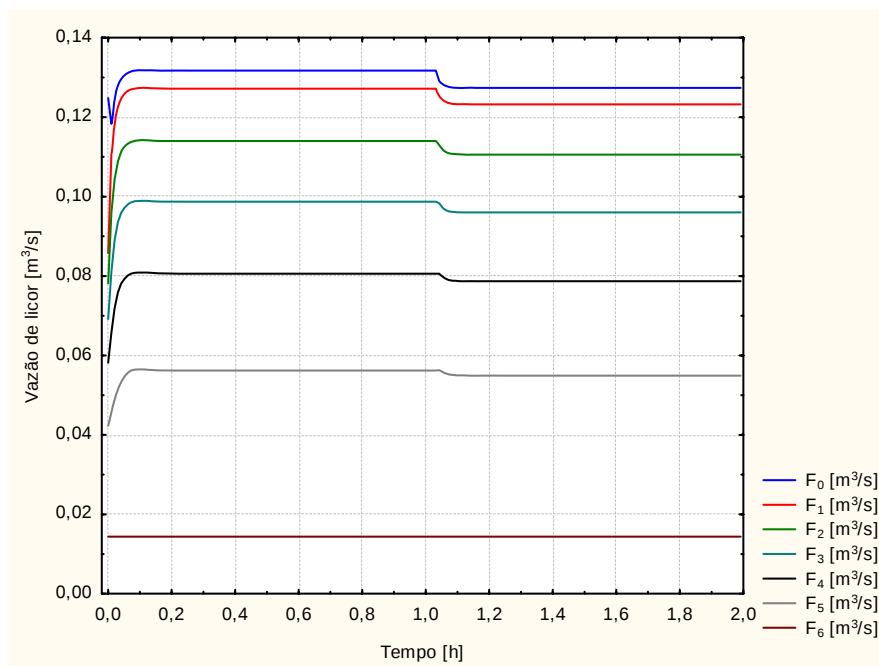


FIGURA 5.2 – Resposta tempo da variável manipulada (vazão de licor) com controle P.

Observa-se que o controlador P irá atuar na resposta transitória do sistema de forma a diminuir o erro de regime permanente. No entanto, o erro de “off-set” ainda é encontrado. Para resolver esta questão é implementado o controlador PI (proporcional e integral), onde os resultados da simulação do nível são mostrados na Figura 5.3 e Figura 5.4 com a mesma condição anterior com controlador PI ativado.

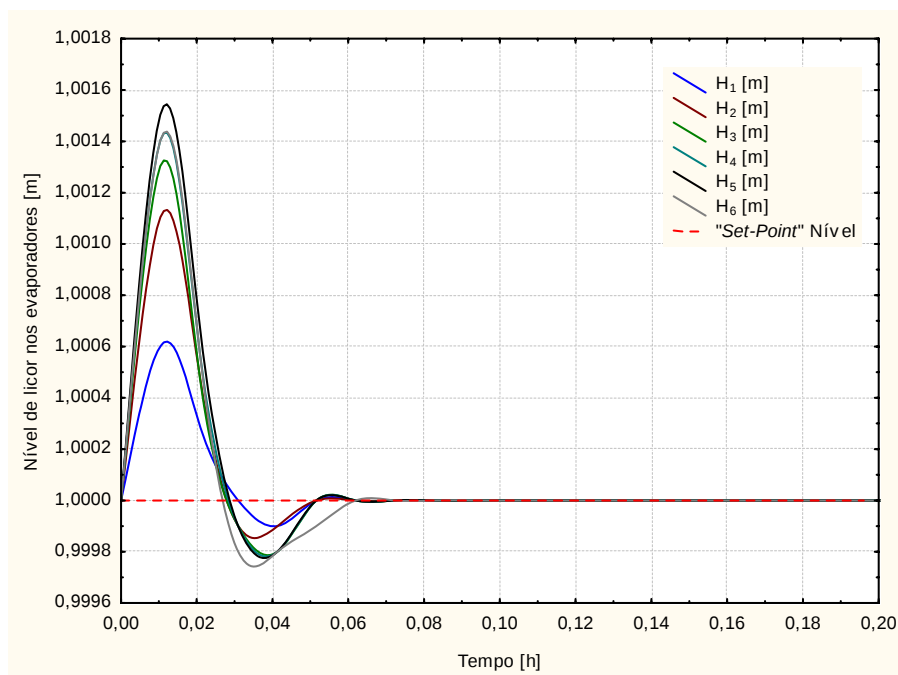


FIGURA 5.3 – Resposta tempo da variável controlada (nível) com controle PI.

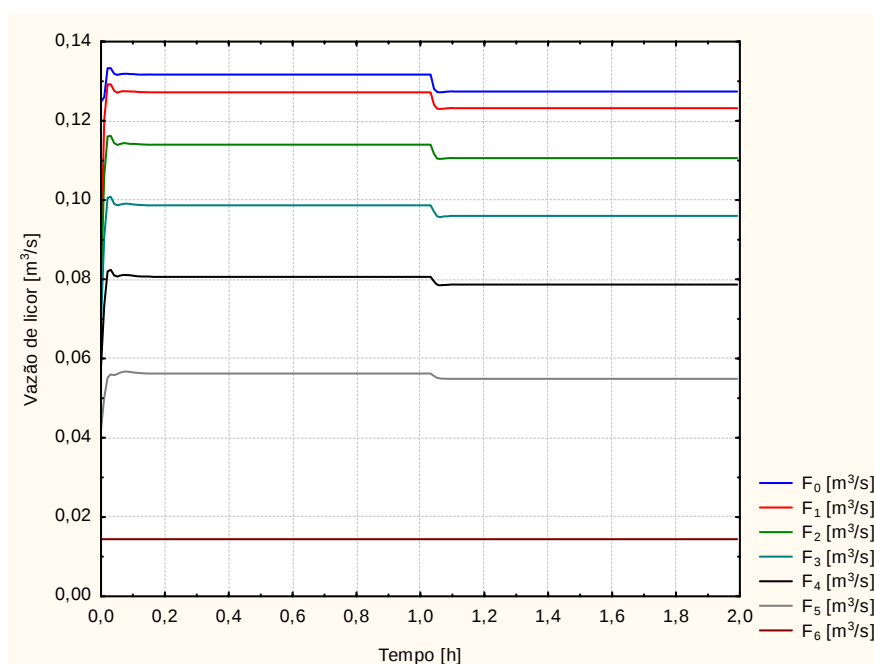


FIGURA 5.4 – Resposta tempo da variável manipulada (vazão de licor) com controle PI.

A dinâmica da resposta simulada com controle PI para o nível é extremamente rápida, atingindo o estado estacionário em aproximadamente 252 s, mostrando que a sintonia escolhida eliminou quase que por completo o erro de “*off-set*” com relação ao “*set-point*” escolhido ($SP = 1$ m). A rapidez da resposta do controlador PI deve-se principalmente ao fato de que o simulador foi desenvolvido desprezando-se o efeito de tempo morto de atraso no processo, comum em processos dinâmicos reais.

Para avaliar o desempenho dos controladores como também da sintonia, o método escolhido foi da minimização de um índice de desempenho muito usual na literatura que é a integral do erro ao quadrado (ISE), descrito pela seguinte equação:

$$ISE = \int_0^{\infty} [\varepsilon(t)]^2 dt \quad (5.2)$$

Através das simulações para o controle de nível, o controlador PI é bastante eficiente, no entanto vale ressaltar que a perturbação aplicada não necessariamente interfere no nível, mas sua aplicação deve-se ao fato que a planta de evaporação possui fluxo de licor em série, portanto todas as vazões devem possuir controlador,

como pode ser observado na Figura 4.2. Simulações com degrau positivo na vazão de licor mostrou-se pouco eficaz como perturbação, pois os controladores deverão atuar justamente nessa variável. Na Tabela 5.1 tem-se uma comparação dos desempenhos dos controladores P e PI pelo método de sintonia IMC (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006; LIESLEHTO, 2009).

TABELA 5.1 – Desempenho dos controladores P e PI para o nível de licor com valores das constantes calculadas segundo método IMC.

	K_C	K_I	ISE
P	33,22	0,0	24,12
PI	66,45	0,5	≈0,0

Fonte: O AUTOR (2009).

O método IMC descrito na literatura (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006; LIESLEHTO, 2009) mostrou-se eficaz no controle do nível de licor na evaporação, onde o controle PI apresentou um erro quase nulo.

5.2. Simulação Com Controle da Concentração de Sólidos no Último Estágio

Com os controladores P e PI do nível devidamente sintonizados, pode-se efetuar simulações para a análise das estratégias de controle da variável de maior interesse no processo de evaporação de licor negro que é a concentração de sólidos na saída do último estágio (sexto efeito). Para tanto, inicialmente implementou-se estratégias convencionais de controle (P e PI) analisando o seu desempenho através da aplicação da equação (5.2) com a minimização do índice ISE. Posteriormente implementou-se uma estratégia de controle avançado preditivo por matriz dinâmica (DMC), onde também foi avaliado o índice ISE juntamente com um índice de desempenho para a variável manipulada (ISU, Integral ao quadrado da ação de controle da variável manipulada), definida pela seguinte equação:

$$ISU_{w_0}^{DMC} = \int_0^{\infty} \left[\overline{\Delta u}^*(t) \right]^2 dt \quad (5.3)$$

Onde $\overline{\Delta u}^*$ é definido pela equação (1.56) sendo a ação de controle calculada pelo controlador DMC. Para efeito comparativo foi definido, então, um índice de desempenho para a variável manipulada (ISU) também para os controladores convencionais P e PI, como mostrado na equação (5.4).

$$ISU_{w_0}^{P-PI} = \int_0^{\infty} [m(t)]^2 dt \quad (5.4)$$

Para a sintonia dos controladores convencionais (P e PI), optou-se pelo método de sintonia Heurístico de Ziegler e Nichols bastante comum na literatura (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006; SEBORG, 1989 *apud* PALÚ, 2001; LIESLEHTO, 2009), repetindo o procedimento de ajuste experimental a um modelo SISO caixa preta de primeira ordem com uma perturbação contínua do tipo degrau positivo na concentração de alimentação da planta de evaporação (ΔC_0), a fim de encontrar os valores para as constantes K_p e τ :

$$\begin{aligned} \tau \frac{dC_6(t)}{dt} + C_6(t) &= K_p \Delta C_0 \\ C_6(t) &= \Delta C_0 K_p \left(1 - e^{-t/\tau}\right) \end{aligned} \quad (5.5)$$

A partir do ajuste experimental da equação (5.5) com a aplicação da ferramenta SOLVER do MS EXCEL, foi realizada a sintonia pelo método Ziegler e Nichols através da página eletrônica da Universidade Tecnológica de Tampere, Finlândia (<http://ae.tut.fi/~juke/java/pidtuning/index.html>) LIESLEHTO, 2009), obtendo uma estimativa calculada dos parâmetros dos controladores que foram, então, para o controlador P: $K_C = 0,5646$; para o controlador PI: $K_C = 0,5081$ e $K_I = 0,0381$. Sendo, portanto, estes os valores utilizados para as simulações e para comparação com o controlador DMC.

Na Figura 5.5 é apresentado o diagrama de blocos simplificado para as estratégias de controle da concentração, implementadas no sistema de evaporação estudado para as simulações em regime transiente.

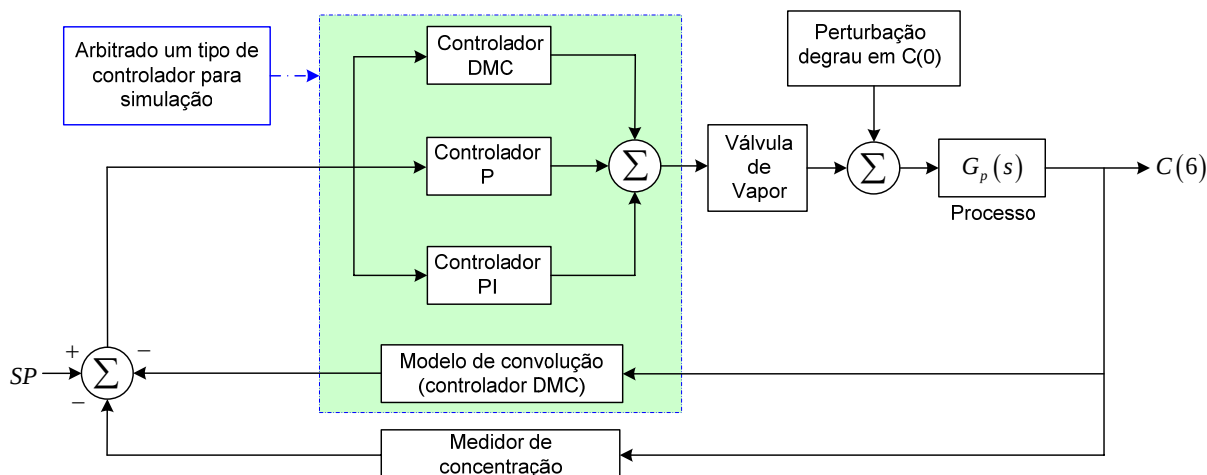


FIGURA 5.5 – Diagrama de blocos simplificado com a visão estratégica do procedimento comparativo para o controle da concentração de sólidos do licor negro.

5.2.1. Simulação Com Controle Proporcional (P)

Para a simulação com controle P os resultados são mostrados na Figura 5.6 e Figura 5.7, com uma perturbação tipo degrau de +10% na concentração de alimentação da planta de evaporação (C_0) e um tempo de 5 horas de simulação.

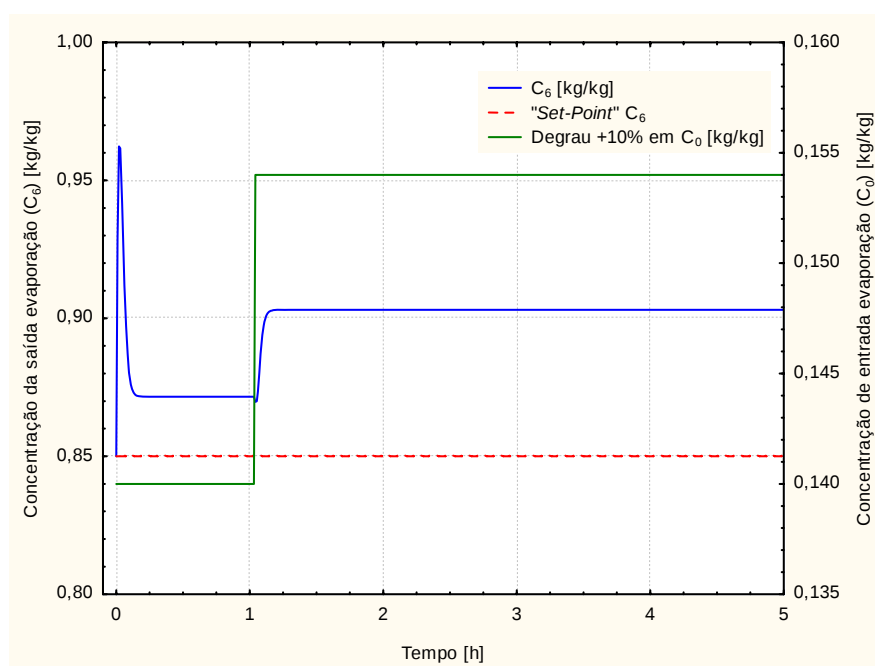


FIGURA 5.6 – Resposta tempo da simulação para a variável controlada (C_6) mostrando a perturbação tipo degrau de +10% em C_0 com controle P.

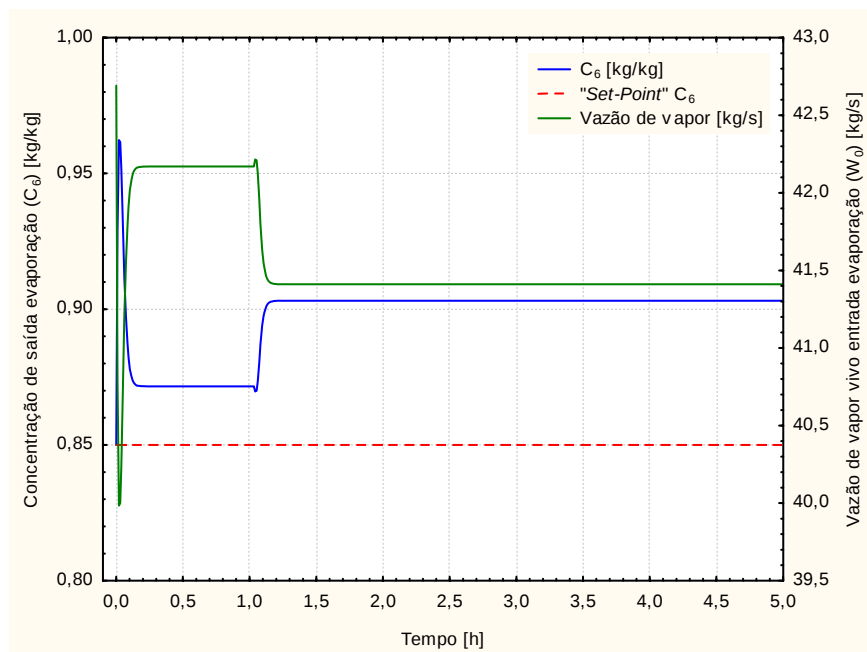


FIGURA 5.7 – Resposta tempo da variável controlada (C_6) e da variável manipulada (W_0) com controle P.

Na Figura 5.8 é mostrado o comportamento em regime transiente do processo sob ação do controlador P, isto é, com um tempo 1,5 horas de simulação.

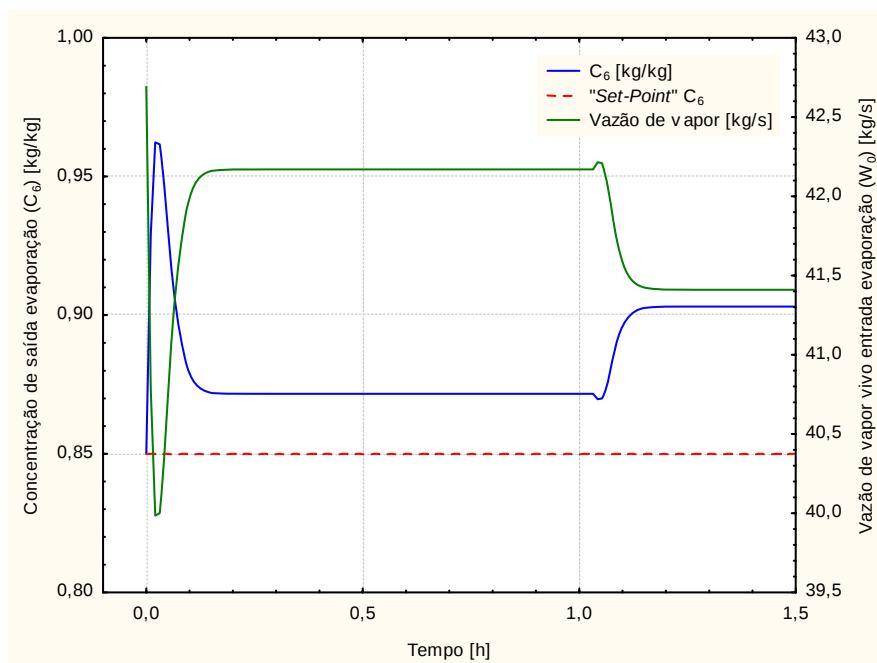


FIGURA 5.8 – Resposta da simulação mostrando em detalhe o comportamento transiente do sistema com controle P.

O comportamento típico do controlador P foi observado, com um elevado erro de “off-set”, sendo necessária a ação integral para reduzir este erro, portanto, este controlador é pouco efetivo no controle do processo obtendo um baixo desempenho.

A fim de analisar o comportamento do controlador P, foi também aplicada uma perturbação tipo excitação com ruído binário pseudo-aleatório (PRBS) com $\Delta t = 300$ segundos na concentração de alimentação da evaporação (C_0), como mostrado na Figura 5.9 e Figura 5.10 para um tempo total de 10 horas de simulação.

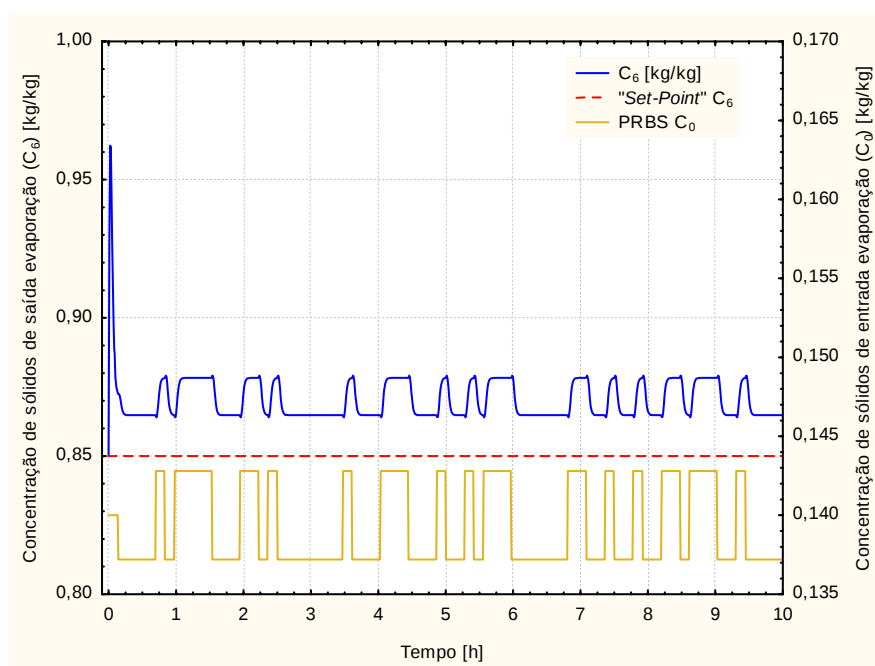


FIGURA 5.9 – Resposta tempo da simulação para a variável controlada (C_6) mostrando a perturbação tipo PRBS em C_0 com controle P.

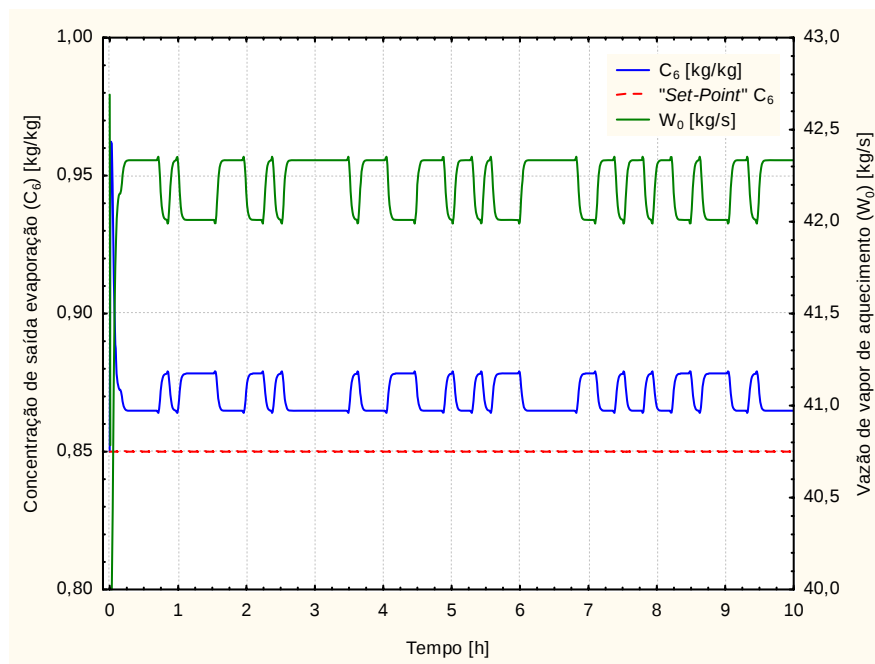


FIGURA 5.10 – Resposta tempo da variável controlada (C_6) e da variável manipulada (W_0) com controle P com perturbação tipo PRBS.

Observa-se que a perturbação PRBS produziu uma excitação com mesmo comportamento na variável manipulada (vazão de vapor), o que é extremamente ruim para o controle do processo, pois variação causada na vazão de vapor interfere nas condições operacionais da caldeira e do processo de evaporação. Esse efeito pode ser reduzido com a aplicação de um sistema digital de controle avançado, como será visto posteriormente, com o controlador DMC.

5.2.2. Simulação Com Controle Proporcional e Integral (PI)

A estratégia de controle com ação proporcional e integral (PI) é mais estável que a ação somente proporcional, reduzindo drasticamente o erro de “off-set” comumente encontrado no controlador P. Sendo assim, foram realizadas simulações com a aplicação do controlador PI para a concentração de sólidos no licor na saída da evaporação em estudo. Os resultados são mostrados na Figura 5.11 e Figura 5.12, com uma perturbação tipo degrau de +10% na concentração de alimentação da planta de evaporação (C_0) e um tempo de 2 horas de simulação.

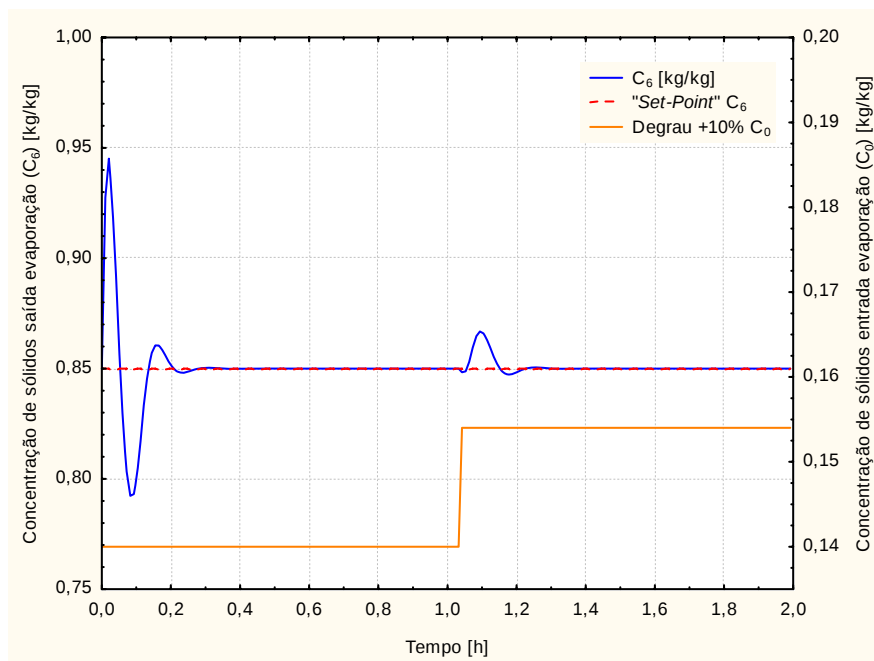


FIGURA 5.11 – Resposta da simulação para a variável controlada (C_6) mostrando a perturbação tipo degrau de +10% em C_0 com controle PI.

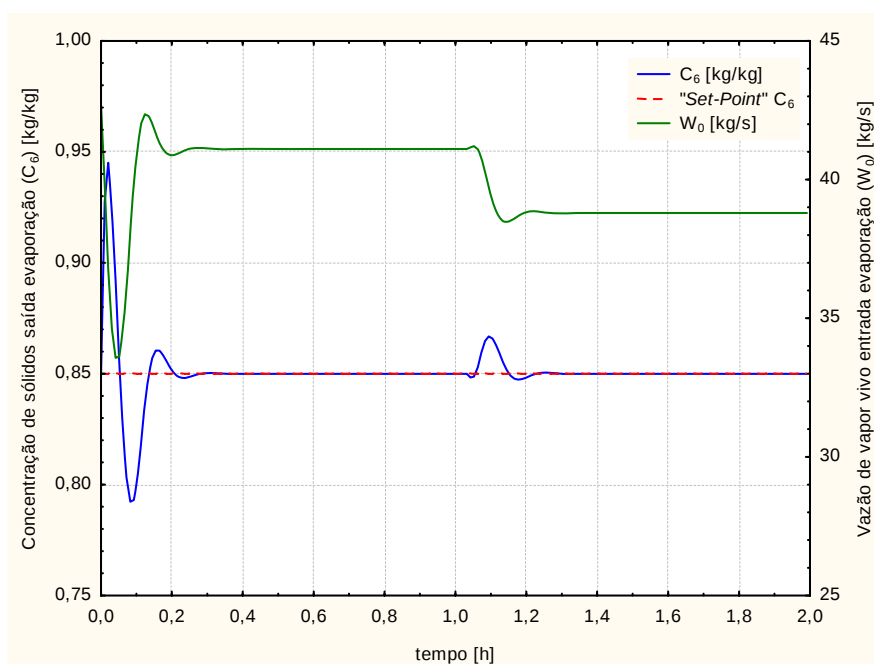


FIGURA 5.12 – Resposta tempo da variável controlada (C_6) e da variável manipulada (W_0) com controle PI.

A Figura 5.13 mostra o comportamento do regime transiente do processo sob ação do controlador PI, com um tempo total de simulação de 0,5 horas (30 minutos).

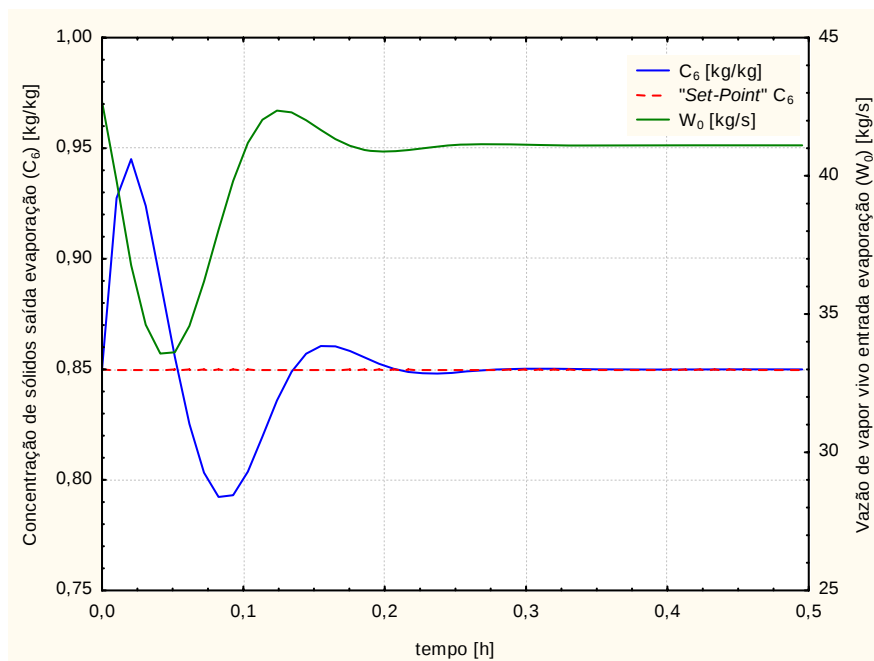


FIGURA 5.13 – Resposta da simulação mostrando em detalhe o comportamento transiente do sistema com controle PI.

A resposta da variável controlada a uma perturbação degrau com a ação do controlador PI foi extremamente rápida, atingindo o estado estacionário com um tempo de aproximadamente 1000 segundos, sendo este o ponto de estabilização do sistema, como pode ser visto na Figura 5.13. Esse comportamento, como já comentado, pode ser explicado pelo fato de não existir tempo morto nas respostas das simulações.

Da mesma maneira que foi feito para a análise do controlador P, também foi aplicada uma perturbação tipo excitação com ruído binário pseudo-aleatório (PRBS) para o controlador PI com $\Delta t = 300$ segundos na concentração de alimentação da evaporação (C_0), como mostrado na Figura 5.14 e Figura 5.15 para um tempo total de 2 e 5 horas de simulação.

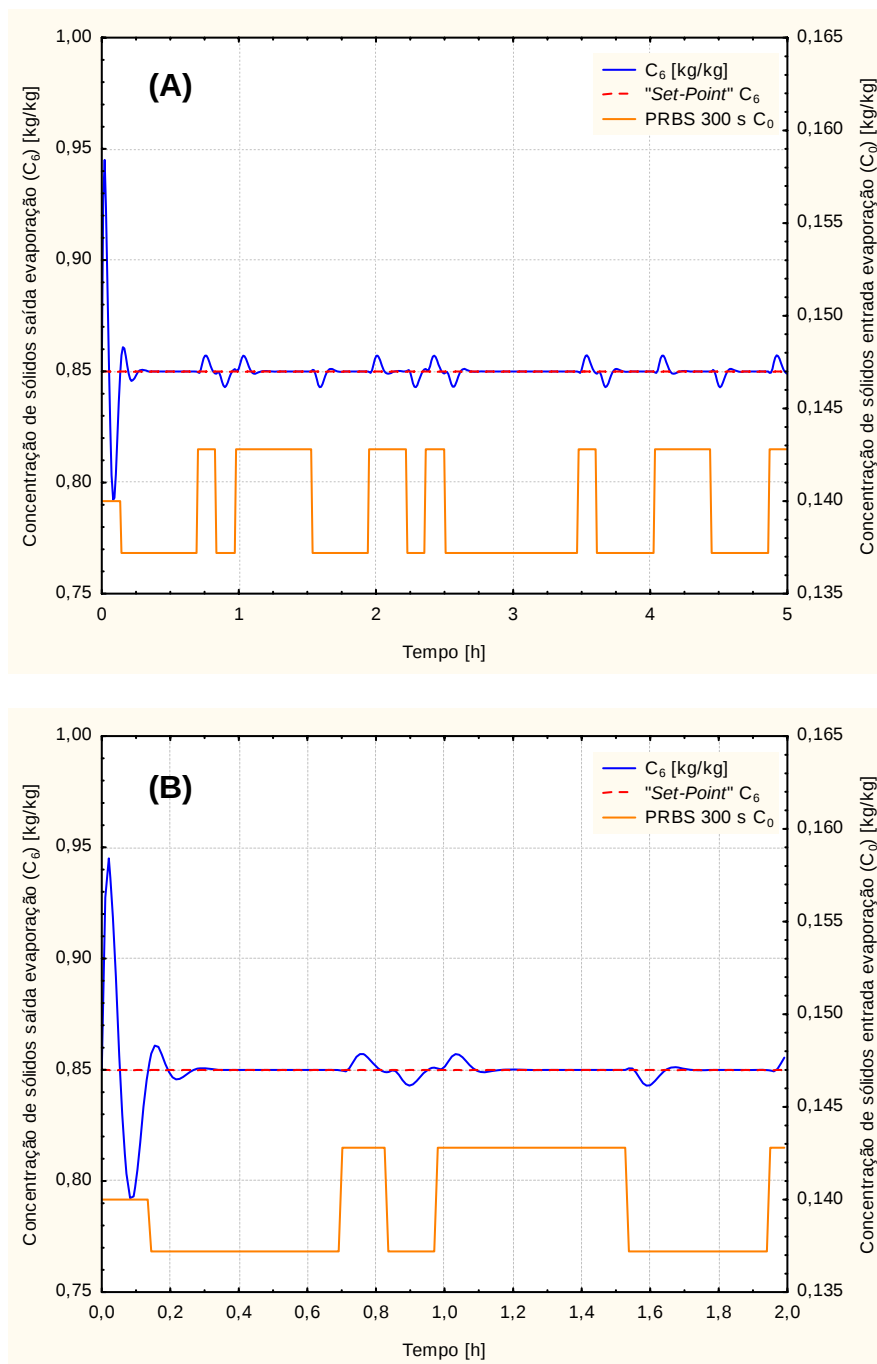


FIGURA 5.14 – Resposta tempo da simulação para a variável controlada (C_6) mostrando a perturbação tipo PRBS em C_0 com controle PI. Tempo de simulação de 5 horas (Figura 5.14a) e 2 horas (Figura 5.14b).

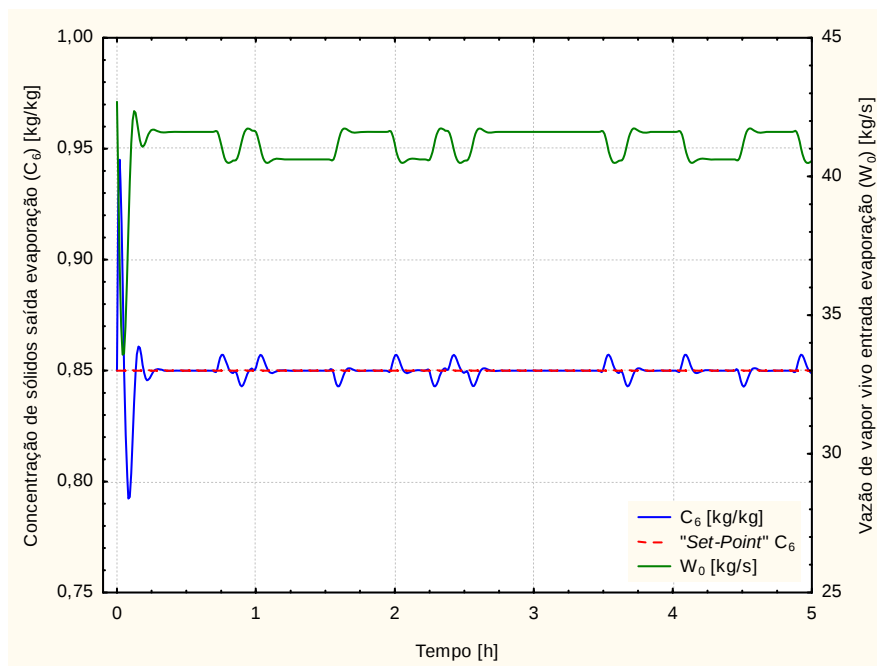


FIGURA 5.15 – Resposta tempo da variável controlada (C_6) e da variável manipulada (W_0) com controle PI.

Para melhor visualização do efeito da perturbação PRBS em C_0 é apresentado a seguir os gráficos com a resposta da simulação com um tempo total de 10 horas.

Na Figura 5.16 pode-se observar a forte tendência do controlador PI em transferir o efeito integrador para a variável manipulada com a aplicação da perturbação PRBS. Efeito também observado com o controlador P (ação proporcional), sendo que o erro com o controlador PI é drasticamente reduzindo até completa eliminação em relação ao valor referencial para concentração de saída da evaporação ($SP = 0,85 \text{ kg/kg}$). No entanto, como já comentado, a elevada variação na vazão de vapor é uma condição indesejável para um processo real de evaporação, dificultando a operacionalidade do sistema como um todo.

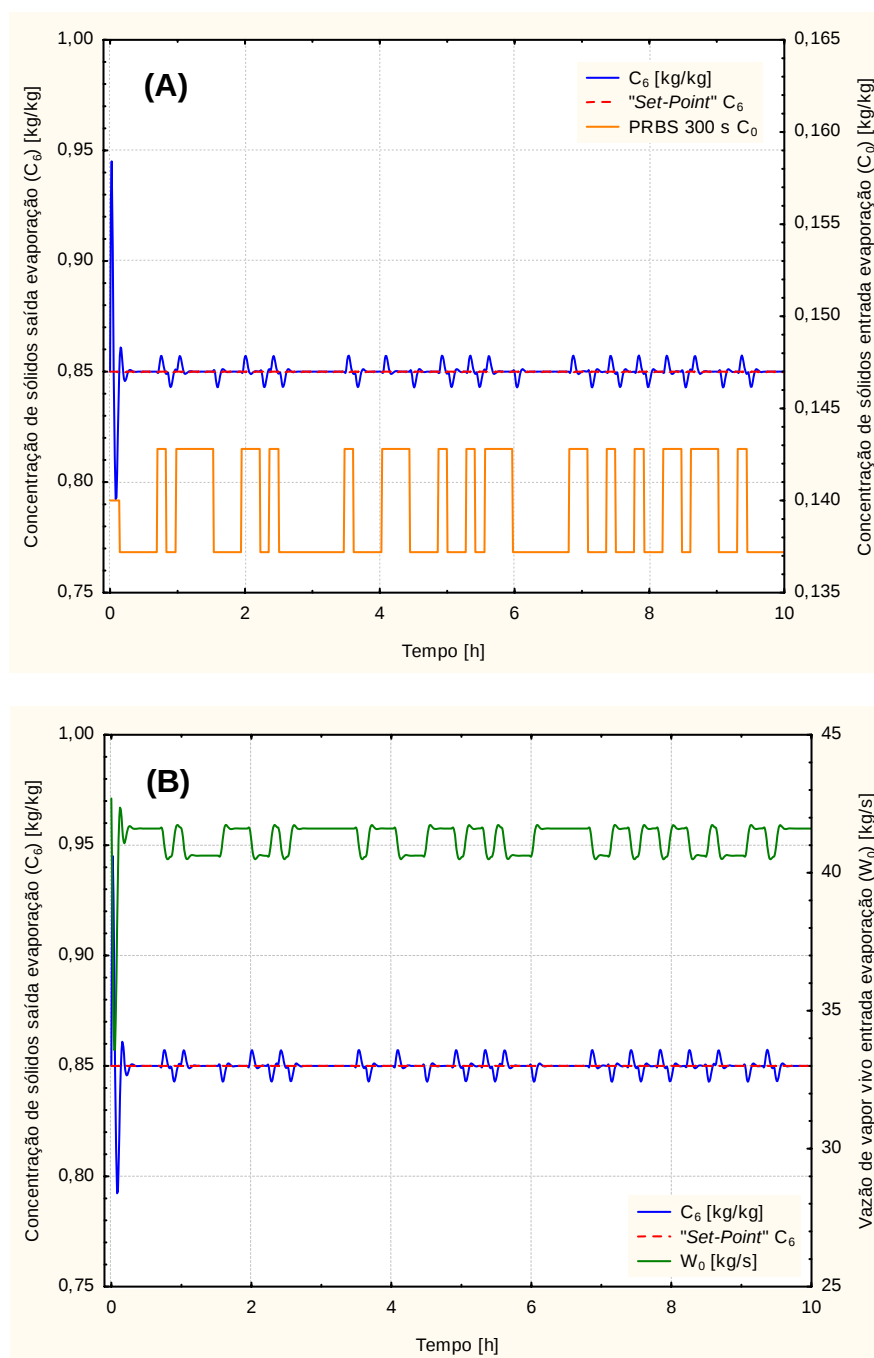


FIGURA 5.16 – Resposta tempo da variável controlada (C_6) e da perturbação (Figura 5.16a) e da variável manipulada (W_0) e variável controlada (C_6) (Figura 5.16b), com controle PI e simulação com tempo total de 10 horas.

5.2.3. Simulação Com Controle Avançado DMC

A abordagem estudada para o controlador DMC é do tipo monovariável SISO (com uma entrada e uma saída), onde foi estudado o desempenho desta estratégia de controle frente a variações dos parâmetros de sintonia do controlador. A sintonia do controlador DMC deve ser realizada com cautela, pois seus parâmetros não são fisicamente compreensíveis quando comparado aos parâmetros de sintonia dos controladores convencionais (P, PI e PID).

As ações de controle do controlador DMC são calculadas através da utilização de um modelo de convolução discreto, onde os coeficientes do modelo são obtidos introduzindo-se uma perturbação em degrau na variável manipulada (W_0) e observando-se o comportamento em malha aberta da variável controlada (C_6). O modelo do processo é, então, uma matriz chamada de matriz dinâmica.

O calculo da matriz dinâmica (matriz A na equação 1.57), que é usada como modelo do processo, é realizado apenas uma vez de forma “*off-line*”. Para a construção da matriz dinâmica foi, então, primeiramente calculado um tempo de amostragem fixo (T_s) para o processo através das seguintes equações:

$$\begin{aligned} 5\tau &\cong T_R \\ \tau &\cong \frac{T_R}{5} \end{aligned} \quad (5.6)$$

$$\begin{aligned} T_s &\cong \frac{\tau}{10} \\ T_s &\cong \frac{\left(\frac{T_R}{5}\right)}{10} \cong \frac{T_R}{50} \end{aligned} \quad (5.7)$$

Onde T_R é o tempo de resposta do processo a uma perturbação degrau de amplitude Δu com tamanho igual ao ponto de estabilização do processo ($T_R \cong 5\tau$). O tempo encontrado para T_R com perturbação degrau continua de +10% em W_0 foi de aproximadamente 1857,6 segundos. A partir da equação (5.7), pode-se então, calcular T_s onde o valor obtido foi de aproximadamente 37,15 segundos.

O tempo de amostragem foi utilizado como referência para as simulações,

facilitando a comparação de desempenho das estratégias de controle estudadas. Com o tempo de amostragem definido, construiu-se a matriz A , a partir da Figura 5.17.

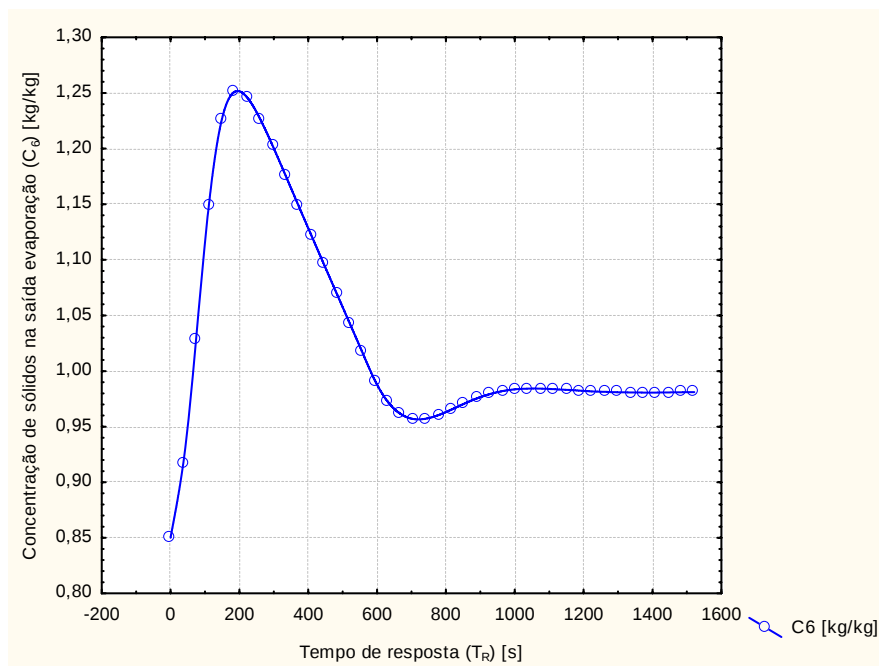


FIGURA 5.17 – Resposta da variável controlada (C_6) a uma perturbação degrau positivo em W_0 para construção da matriz A (modelo do processo).

Com a resposta dinâmica sem controle em regime transiente do processo, mostrado na Figura 5.17 calculou-se a matriz dinâmica A , através de um algoritmo desenvolvido em linguagem FORTRAN para o cálculo “*off-line*” da matriz, onde $A \in \mathbb{R}^{42 \times 42}$.

A matriz A para definição do modelo dinâmico do processo aplicado na estratégia de controle DMC, de acordo coma equação (1.53) é apresentado no ANEXO A. Para a implementação da sintonia do controlador DMC arbitrou-se que a dimensão do horizonte de convolução é igual ao horizonte de controle, isto é $N = \Gamma \in \mathbb{R}^{42}$.

A seguir são mostradas simulações variando os parâmetros de sintonia do controlador DMC a fim de encontrar a melhor sintonia e robustez da malha de controle com uma perturbação tipo degrau de +10% na concentração de entrada da

evaporação (C_0). Inicialmente na Tabela 5.2 e Figura 5.18, tem-se as respostas para simulação com variação de R (horizonte de predição) e com β e γ fixos.

TABELA 5.2 – Desempenho da simulação com controlador DMC, verificação da influência da variação de R .

<i>Simulações</i>	<i>ISE (C_6)</i>	<i>ISU (W_0)</i>	<i>C_6 final</i>	<i>R</i>	<i>Beta (β)</i>	<i>Gamma (γ)</i>
1	2,0513	0,1454	0,850	5,0	50,0	10,0
2	2,0513	0,1454	0,850	10,0	50,0	10,0
3	2,0513	0,1454	0,850	15,0	50,0	10,0
4	2,0513	0,1454	0,850	20,0	50,0	10,0
5	2,0513	0,1454	0,850	25,0	50,0	10,0
6	2,0513	0,1454	0,850	30,0	50,0	10,0
7	2,0513	0,1454	0,850	35,0	50,0	10,0
8	2,0513	0,1454	0,850	40,0	50,0	10,0

Fonte: O AUTOR (2009).

Na Figura 5.18 observa-se que não existe influência na variação do valor de R na dinâmica do processo e no desempenho do controlador DMC. Isso se deve possivelmente à característica apresentada pelo controlador DMC, que utiliza a estratégia “*Receding Horizon*”, de tal forma que em cada instante k calcula-se a lei de controle da equação (1.57) e aplica-se somente o primeiro elemento da variável manipulada (vazão de vapor vivo no 1º estágio, W_0), ou seja:

$$W(0) = W(0, k-1) + \overline{\Delta u}^* (1) \quad (5.8)$$

É importante observar que a obtenção da lei de controle posicional a partir da lei incremental através da equação (5.8) insere automaticamente um integrador na malha, permitindo o cancelamento de erros em regime permanente para sinais de referência do tipo degrau.

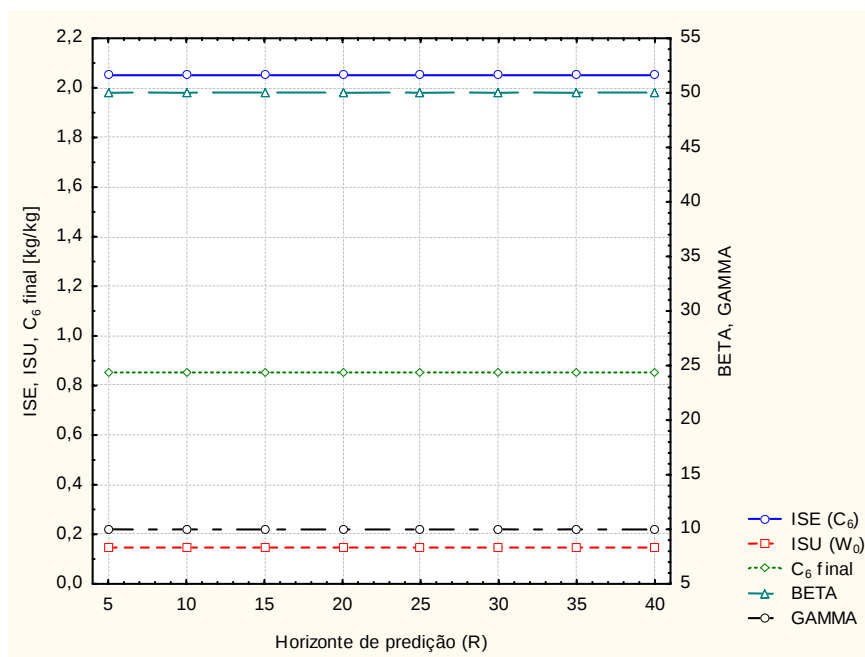


FIGURA 5.18 – Influência do horizonte de predição (R) no desempenho do controlador DMC para simulações com perturbação degrau de +10% em C_0 .

Através da constatação que R não tem influência no laço de controle, verificou-se a análise da influência do fator de supressão de movimento (β) na dinâmica do controle do processo, com os demais parâmetros fixos ($\gamma = 10$ e $R = 30$). A resposta do desempenho da simulação com essas condições são apresentados na Tabela 5.3 e na Figura 5.19 a seguir.

TABELA 5.3 – Desempenho da simulação com controlador DMC, verificação da influência da variação do fator de supressão de movimento (β).

<i>Simulações</i>	<i>ISE (C_6)</i>	<i>ISU (W_0)</i>	<i>C_6 final</i>	<i>R</i>	<i>Beta (β)</i>	<i>Gamma (γ)</i>
1	2,0513	0,1454	0,850	30	0,01	10
2	2,0513	0,1454	0,850	30	0,1	10
3	2,0513	0,1454	0,850	30	1,0	10
4	2,0513	0,1454	0,850	30	5,0	10
5	2,0513	0,1454	0,850	30	10	10
6	2,0513	0,1454	0,850	30	20	10
7	2,0513	0,1454	0,850	30	30	10
8	2,0513	0,1454	0,850	30	40	10
9	2,0513	0,1454	0,850	30	50	10
10	2,0513	0,1454	0,850	30	100	10
11	2,0513	0,1454	0,850	30	200	10
12	2,0513	0,1454	0,850	30	300	10
13	2,0513	0,1454	0,850	30	400	10
14	2,0513	0,1454	0,850	30	500	10
15	2,0513	0,1454	0,850	30	1000	10
16	2,0513	0,1454	0,850	30	5000	10
17	2,0513	0,1454	0,850	30	10000	10

Fonte: O AUTOR (2009).

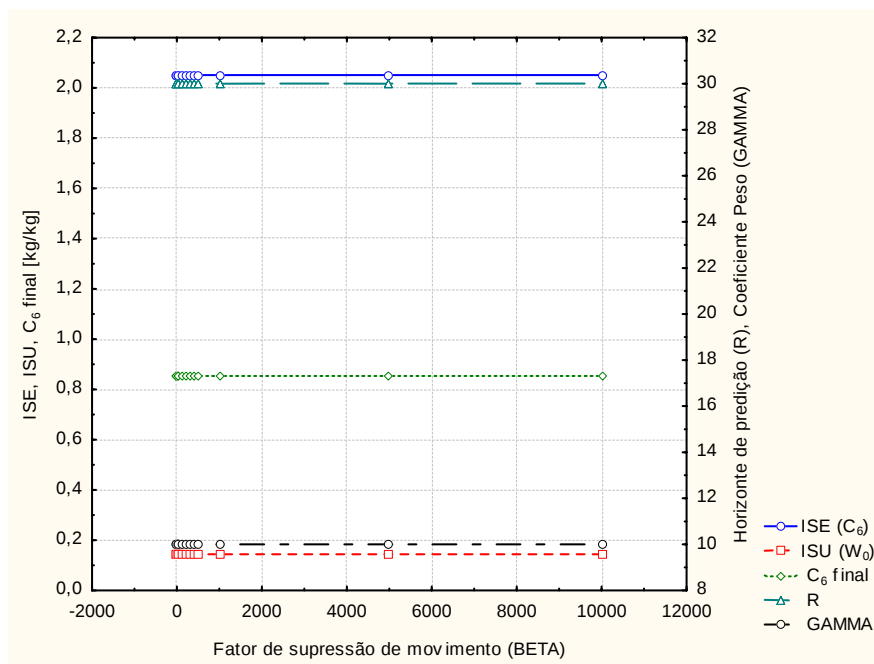


FIGURA 5.19 – Influência do fator de supressão de movimento (β) no desempenho do controlador DMC para simulações com perturbação degrau de +10% em C_0 .

Como pode ser observado na Figura 5.19, a variação do fator de supressão de movimento é desprezível na dinâmica do laço de controle DMC. Sabe-se pela literatura que o fator de supressão de movimento tem por finalidade restringir o movimento da variável manipulada (PALÚ, 2001). No entanto, no processo em estudo sua variação não é sentida pelo laço de controle, o que necessita de uma análise mais aprofundada a fim de compreender esse comportamento de β no controlador DMC para a evaporação. Sendo um objetivo a ser tratado em trabalhos futuros.

Finalmente constatou-se que o único parâmetro a ser sintonizado é coeficiente peso para os valores preditos (γ). Na Tabela 5.4 e Figura 5.20 tem-se a influência da variação do parâmetro γ no desempenho do controlador DMC com os demais parâmetros fixos ($\beta = 100$ e $R = 30$).

TABELA 5.4 – Desempenho da simulação com controlador DMC, verificação da influência da variação do coeficiente peso (γ) com perturbação de grau.

<i>Simulações</i>	<i>ISE (C_6)</i>	<i>ISU (W_0)</i>	<i>C_6 final</i>	<i>R</i>	<i>Beta (β)</i>	<i>Gamma (γ)</i>
1	0,9573	0,4657	0,850	30	100	3
2	1,2485	0,2352	0,850	30	100	5
3	1,4024	0,2074	0,850	30	100	6
4	1,5603	0,1868	0,850	30	100	7
5	1,7215	0,1705	0,850	30	100	8
6	1,8853	0,1569	0,850	30	100	9
7	2,0513	0,1454	0,850	30	100	10
8	2,9035	0,1066	0,850	30	100	15
9	3,7773	0,0841	0,850	30	100	20
10	4,6623	0,0693	0,850	30	100	25
11	5,5540	0,0590	0,850	30	100	30
12	6,4498	0,0513	0,850	30	100	35
13	7,3485	0,0454	0,850	30	100	40
14	8,2492	0,0407	0,850	30	100	45
15	9,1514	0,0369	0,850	30	100	50
16	10,0546	0,0337	0,850	30	100	55
17	10,9587	0,0310	0,850	30	100	60
18	12,7688	0,0268	0,850	30	100	70
19	14,5807	0,0236	0,8501	30	100	80
20	16,3937	0,0210	0,8501	30	100	90
21	18,2075	0,0190	0,8503	30	100	100
22	36,2507	0,0096	0,8545	30	100	200
23	53,3573	0,0063	0,8616	30	100	300
24	68,6256	0,0046	0,8687	30	100	400
25	81,8341	0,0035	0,8749	30	100	500
26	124,7679	0,0013	0,8943	30	100	1000
27	201,1461	2,16E-05	0,9253	30	100	10000

Fonte: O AUTOR (2009).

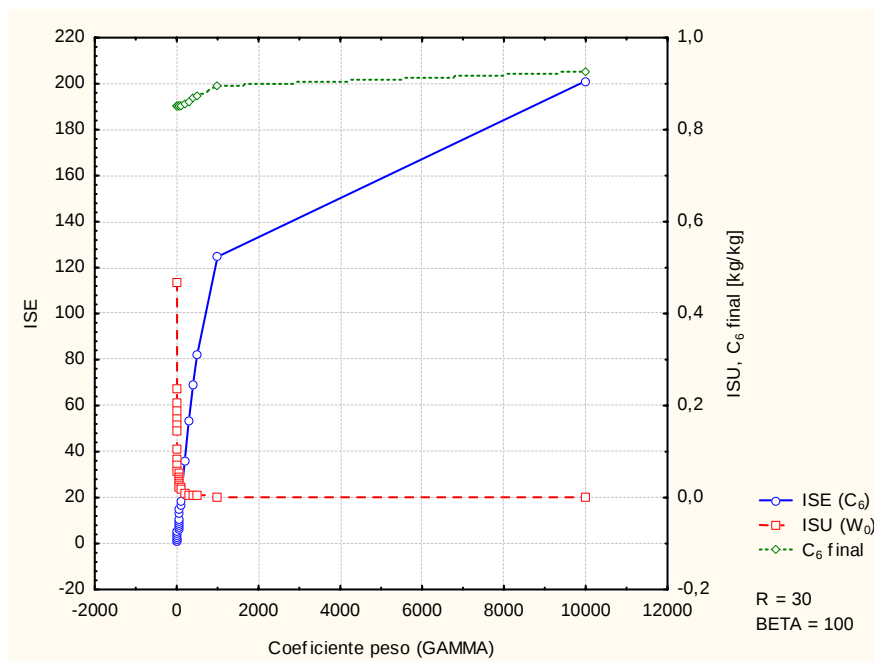


FIGURA 5.20 – Influência do coeficiente peso (γ) no desempenho do controlador DMC para simulações com perturbação degrau de +10% em C_0 .

Nota-se na Figura 5.20 que o parâmetro γ influencia fortemente o ISE da variável controlada (C_6), aumentando a estabilidade e robustez na ação de controle da variável manipulada (W_0) com a redução drástica do ISU de W_0 . Analisando essa tendência de γ podemos dizer que o melhor valor para a sua sintonia situa-se entre 3 e 1000 ($\gamma \geq 3$). Sendo assim, será analisada a resposta tempo para esse range de valores para γ a fim de se definir um valor bom de desempenho do controlador.

Na Figura 5.21 e Figura 5.22 tem-se o resultado das simulações realizadas com γ variável e perturbação degrau de +10% em C_0 , onde se observa que o comportamento da variável controlada é diretamente influenciado pelo valor de γ . Valores elevados (acima de 100) resultaram em uma sintonia ruim com elevado erro de “off-set”, distanciando do valor de referência (“set-point”) evidenciado pelo crescimento do ISE na Figura 5.20. No entanto, o desempenho da variável manipulada melhora drasticamente (Figura 5.20), isto era esperado, pois o controlador DMC tende a ter uma ação mais robusta de controle, reduzindo a variabilidade da variável manipulada (W_0). Quando se reduz o valor de γ , o desempenho da variável controlada melhora (ISE), deve-se então, buscar um equilíbrio na dinâmica entre o ISE e o ISU.

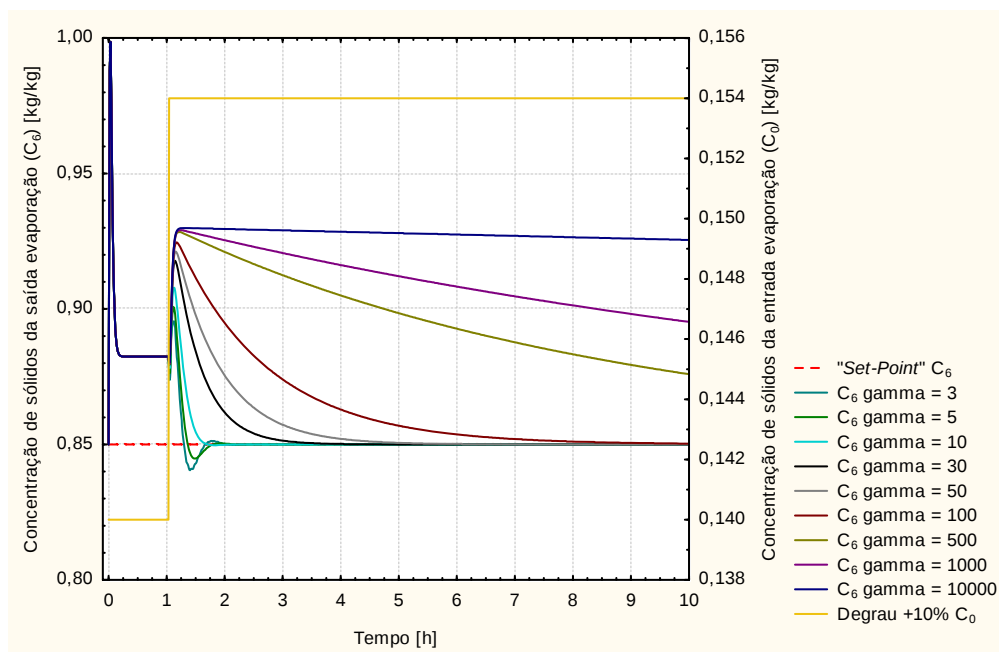


FIGURA 5.21 – Influência do coeficiente peso (γ) na resposta da variável controlada (C_6) com controlador DMC para simulações com perturbação degrau de +10% em C_0 .

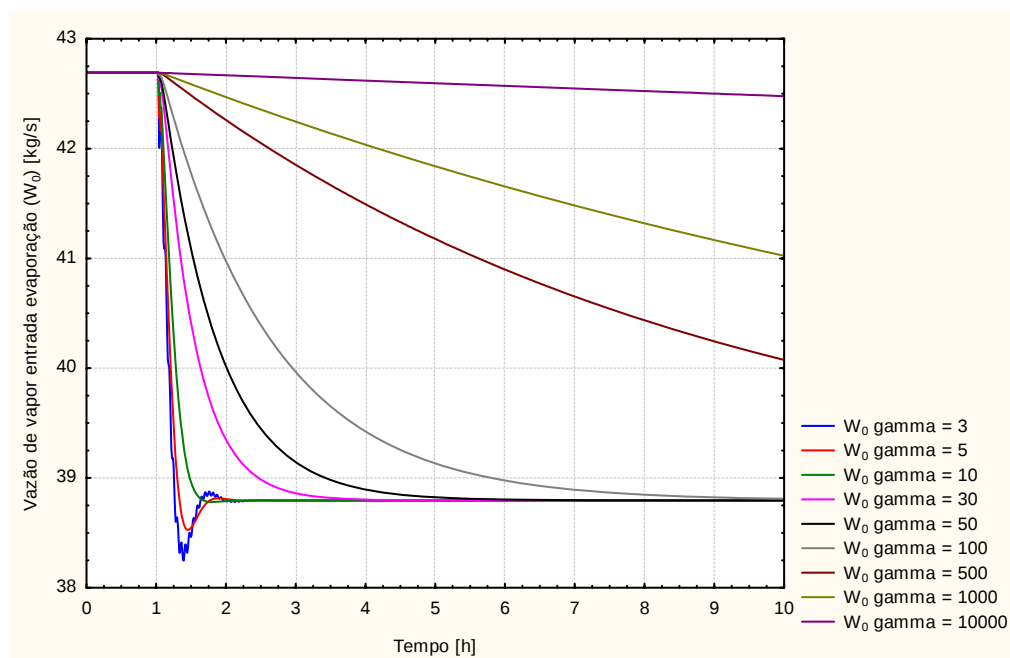


FIGURA 5.22 – Influência do coeficiente peso (γ) na resposta da variável manipulada (W_0) com controlador DMC para simulações com perturbação degrau de +10% em C_0 .

Na Figura 5.23 é apresentado o detalhamento dos parâmetros de sintonia que obtiveram um melhor resultado de desempenho.

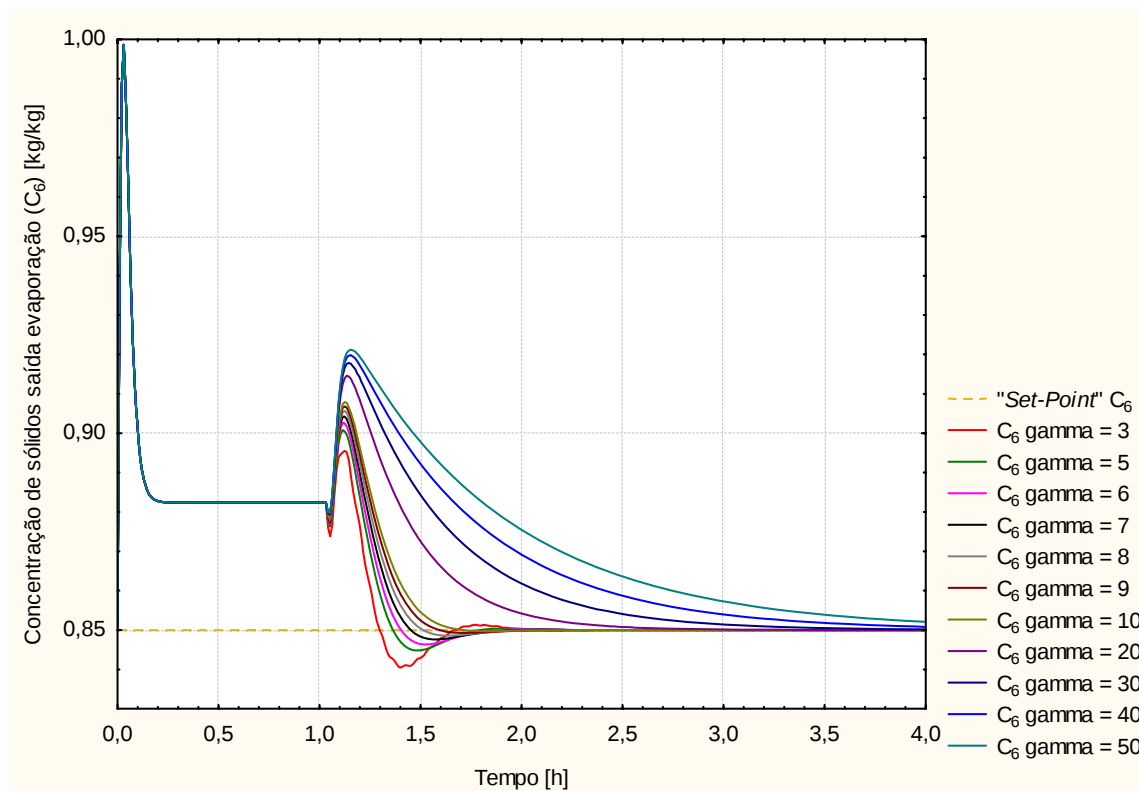


FIGURA 5.23 – Detalhe da influência do coeficiente peso (γ) na resposta da variável controlada (C_6) com controlador DMC para simulações com tempo de 4 horas.

A resposta da variável controlada a uma perturbação degrau positivo com o controlador DMC atingiu o estado estacionário com um tempo de aproximadamente 6480 segundos ou 1,8 horas para a sintonia mais rápida e um valor até aproximadamente 5 horas para o pior valor de γ , sendo este o ponto de estabilização do sistema, como pode ser visto na Figura 5.23.

Para efeito comparativo com os controladores convencionais, também se aplicou uma perturbação tipo PRBS em C_0 com $\Delta t = 300$ segundos para o controlador DMC, a fim de avaliar seu desempenho. As simulações são mostradas na Tabela 5.5 e nos gráficos a seguir.

TABELA 5.5 – Desempenho da simulação com controlador DMC, verificação da influência da variação do coeficiente peso (γ) com perturbação PRBS.

<i>Simulações</i>	<i>ISE (C_6)</i>	<i>ISU (W_0)</i>	<i>C_6 final</i>	<i>R</i>	<i>Beta (β)</i>	<i>Gamma (γ)</i>
1	4,214	3,37E+00	0,8536	30	100	3
2	4,661	1,38E+00	0,8558	30	100	5
3	5,271	4,47E-01	0,8588	30	100	10
4	5,839	1,38E-01	0,8605	30	100	20
5	6,209	6,79E-02	0,8604	30	100	30
6	6,534	4,11E-02	0,8600	30	100	40
7	6,839	2,79E-02	0,8596	30	100	50
8	7,131	2,04E-02	0,8593	30	100	60
9	7,414	1,57E-02	0,8591	30	100	70
10	7,691	1,25E-02	0,8589	30	100	80
11	7,963	1,03E-02	0,8588	30	100	90
12	8,231	8,65E-03	0,8587	30	100	100
13	10,843	2,88E-03	0,8594	30	100	200
14	13,346	1,58E-03	0,8615	30	100	300
15	15,646	1,05E-03	0,8639	30	100	400
16	17,689	7,58E-04	0,8661	30	100	500
17	24,633	2,64E-04	0,8735	30	100	1000
18	37,749	4,06E-06	0,8860	30	100	10000

Fonte: O AUTOR (2009).

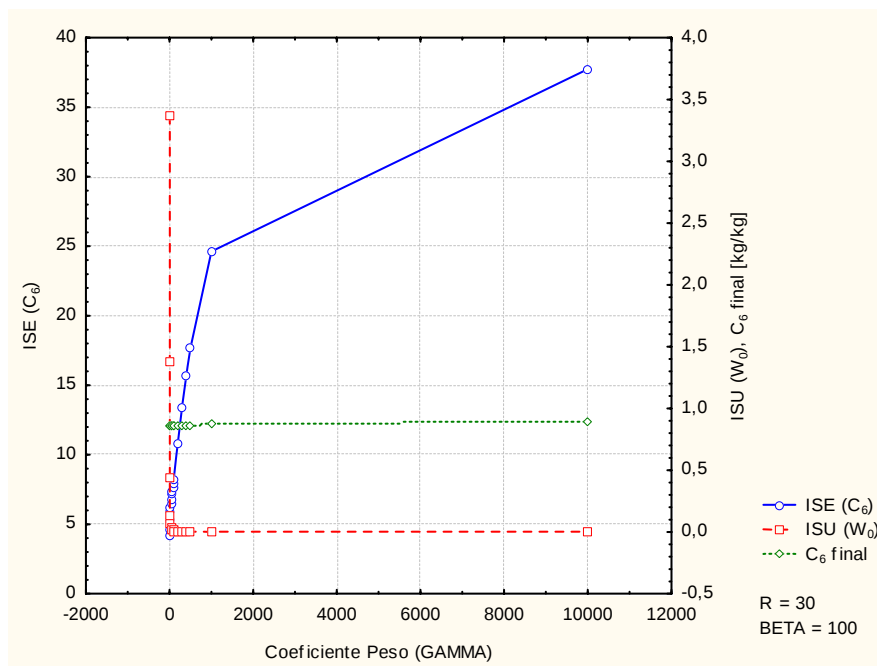


FIGURA 5.24 – Influência do coeficiente peso (γ) no desempenho do controlador DMC para simulações com perturbação PRBS de 300 segundos em C_0 .

Na Figura 5.24, o mesmo desempenho é observado para perturbação PRBS em relação à perturbação tipo degrau, no entanto com ordem de grandeza menor para o ISE e maior para o ISU, o que era esperado, pois o PRBS tem um comportamento periódico oscilatório aproximando e afastando-se do valor de referência (“*set-point*”). Sendo que o ISU maior é devido à característica de proporcionalidade inversa dos índices de desempenho, onde valores elevados de γ leva ao elemento final de controle não atuar, o que é evidenciado pelo valor pequeno do índice ISU. Esse comportamento é melhor observado no gráfico da resposta simulada da Figura 5.26.

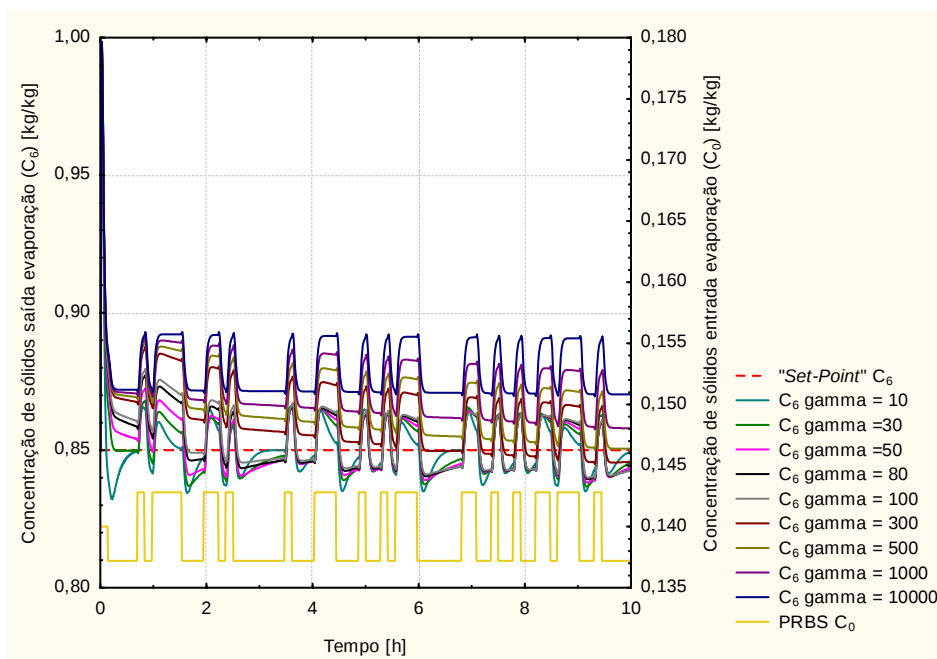


FIGURA 5.25 – Influência do coeficiente peso (γ) na resposta da variável controlada (C_6) com controlador DMC para simulações com perturbação PRBS de 300 segundos em C_0 .

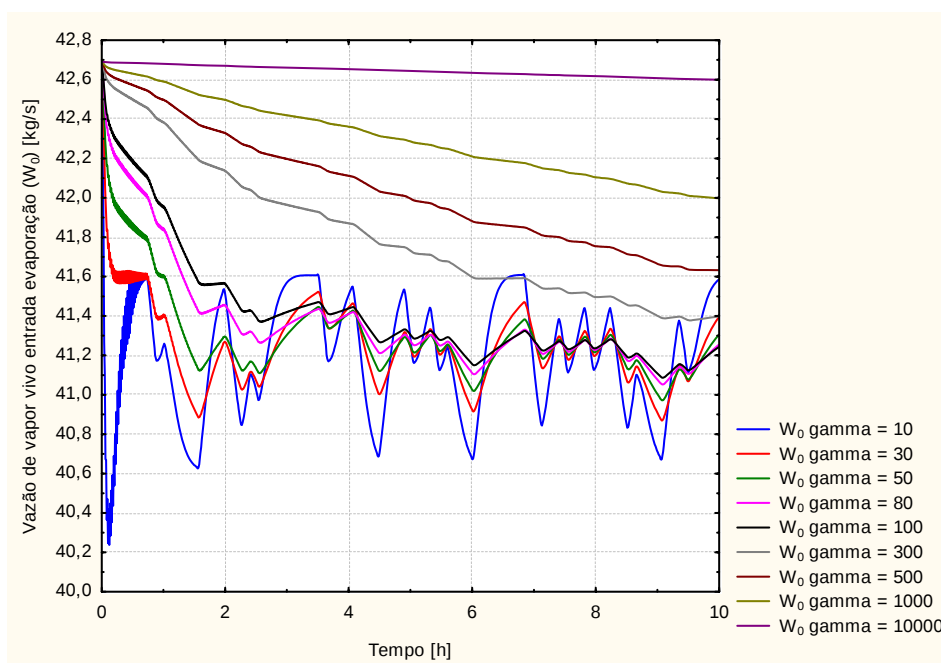


FIGURA 5.26 – Influência do coeficiente peso (γ) na resposta da variável manipulada (W_0) com controlador DMC para simulações com perturbação PRBS de 300 segundos em C_0 .

Um comportamento observado do controlador DMC frente a uma excitação por PRBS é a tendência em transferir o seu efeito periódico para a variável controlada (C_6), suavizando a ação sobre a variável manipulada (W_0), isso se deve possivelmente ao fato do controlador agir como um amortecedor de flutuações do processo. Esse tipo de comportamento deve ser analisado mais criteriosamente em trabalhos futuros, pois exige um estudo do laço de controle e da dinâmica do processo, o que pode levar a um grande esforço computacional.

Com base nas simulações pode-se constatar que a melhor sintonia para o controlador DMC situa-se na faixa de 5 a 100 para o parâmetro γ . Onde, têm-se os melhores índices de desempenho para uma faixa de γ entre 5 e 10 para perturbação degrau positivo em C_0 e uma faixa de γ entre 50 e 100 para perturbação PRBS em C_0 , como pode ser observado na Figura 5.22, Figura 5.23, Figura 5.25 e Figura 5.26.

Na Figura 5.27, tem-se então a resposta tempo para as melhores simulações com base em valores ótimos de *gamma* (γ), escolhidos através da análise dos índices de desempenho ISE e ISU definidos pelas equações (5.2) e (5.3) respectivamente. Como já comentado, através da visualização da Figura 5.27, observa-se que a ação do controlador DMC é mais intensa sobre a variável controlada, com uma perturbação degrau positiva, comparada a uma perturbação PRBS, o que era esperado.

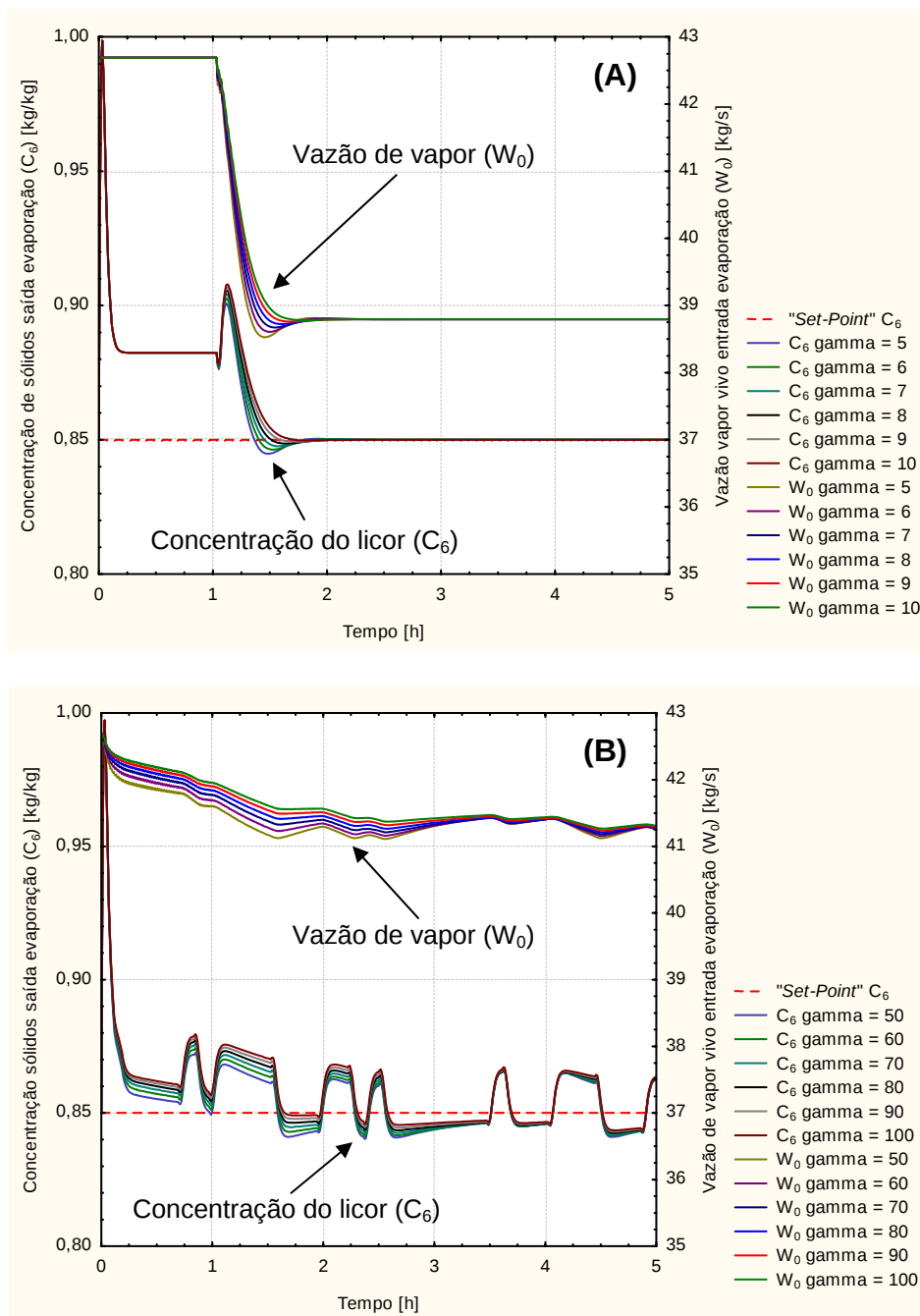


FIGURA 5.27 – Melhores valores de γ para sintonia do controlador DMC, com perturbação degrau positivo em C_0 (Figura 5.27a); e com perturbação PRBS em C_0 (Figura 5.27b).

5.2.4. Comparação das Estratégias de Controle Estudadas

A sintonia escolhida para o controlador DMC foi de $\beta=100$, $R=30$ e $\gamma=8$ para resposta a uma perturbação degrau de +10%, e de $\beta=100$, $R=30$ e $\gamma=80$

para resposta a uma perturbação tipo PRBS na concentração do licor de alimentação da planta de evaporação (C_0). A fim de comparar os índices de desempenho ISE e ISU do controlador DMC com os controladores convencionais P e PI sintonizados pelo método de Ziegler e Nichols. A variável escolhida para as perturbações é a que melhor representa desvios que podem afetar o processo em uma planta industrial.

A Figura 5.28 mostra o comportamento da resposta simulada da variável controlada com uma perturbação em degrau de +10% na concentração de alimentação do primeiro estágio de evaporação (C_0). Observa-se nesta figura, que o controlador PI possui uma oscilação maior, porém atinge o “set-point” mais rapidamente que os controladores P e DMC. O controlador DMC possui uma resposta com maior sobre-elevação (“overshoot”) no instante transiente da simulação comparado aos controladores P e PI, no entanto ainda não se pode avaliar o controlador PI como o melhor para controle do processo, pois o comportamento que este controlador impõe à variável manipulada é um ponto importante a ser analisado.

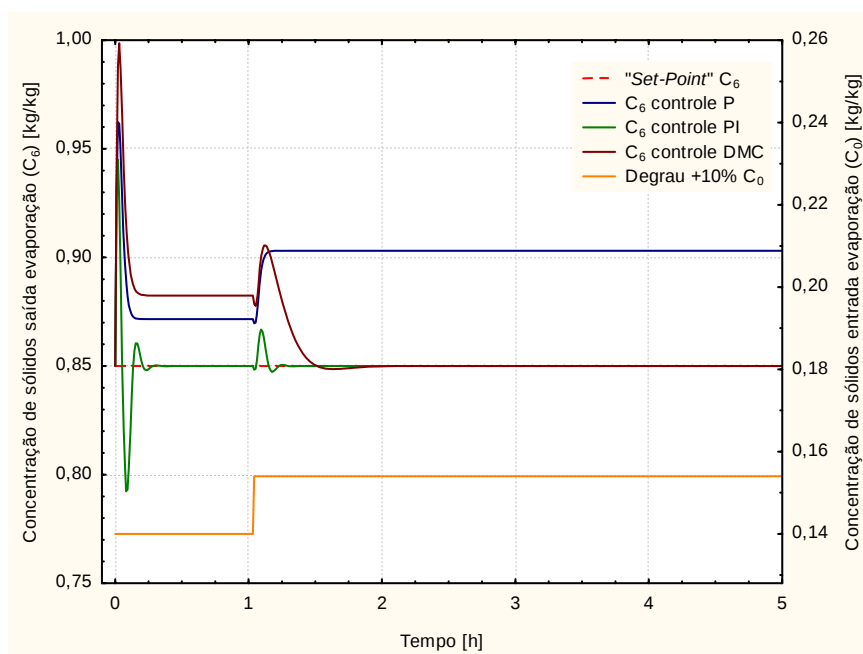


FIGURA 5.28 – Comparação da resposta simulada da variável controlada (C_6) para os controladores P, PI e DMC, dada uma perturbação degrau de +10% na concentração de alimentação da evaporação (C_0).

A Figura 5.29 apresenta a comparação entre os comportamentos da variável manipulada para os controladores P, PI e DMC.

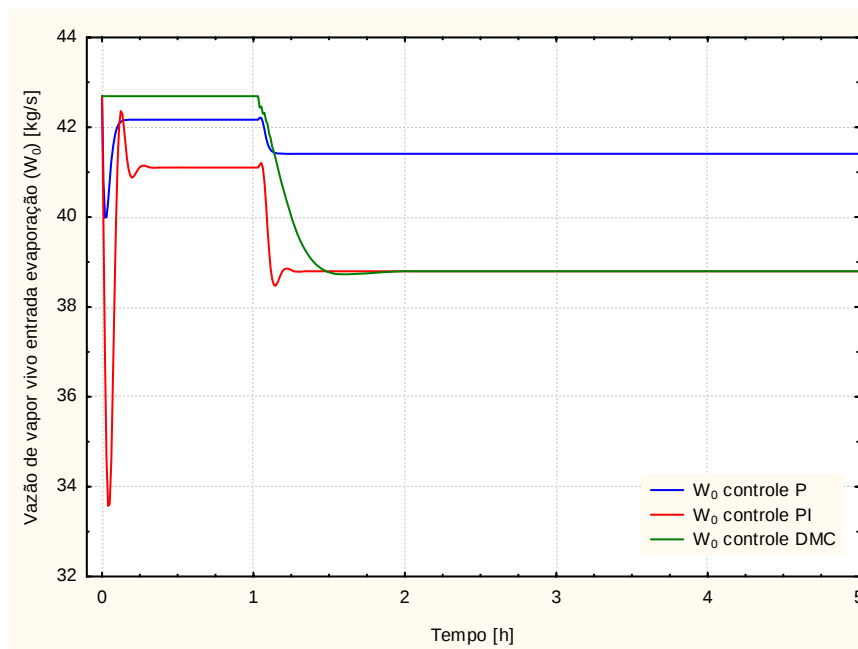


FIGURA 5.29 – Comparação da resposta simulada da variável manipulada (W_0) para os controladores P, PI e DMC, dada uma perturbação degrau de +10% na concentração de alimentação da evaporação (C_0).

A análise da Figura 5.29 é decisiva para uma criteriosa avaliação do desempenho dos controladores estudados. Nesta figura é possível observar o comportamento da variável manipulada para controle da concentração de sólidos na saída da evaporação.

Uma característica importante no controle do processo de evaporação é a vazão de vapor, que deve ser mantida a mais constante possível sem variações muito bruscas, pois o gerador de vapor (caldeira de recuperação química) não admite muitas variações de vazão e pressão para os consumidores, o que interfere diretamente no controle e operacionalidade da caldeira. A partir dessa premissa, observa-se que na Figura 5.29 as ações dos controladores P e PI são extremamente bruscas, principalmente na região de início da ação de controle (“start” do controlador), enquanto que as ações implementadas pelo controlador DMC são mais suaves. Nota-se também que as primeiras ações de controle

implementadas na variável controlada pelo controlador PI restringem bruscamente a vazão de vapor, o que pode dificultar a ação do elemento final de controle, chegando até a atingir o limite físico da válvula de vapor, fechando-a completamente ou interferindo no seu funcionamento. Impedindo a conservação da ação do controlador PI ou proporcionando uma resposta instável de controle (efeito de instabilidade do laço de controle).

A fim de comprovar os efeitos acima discutidos, a Figura 5.30 e Figura 5.31 mostram a resposta simulada para a variável controlada e manipulada com aplicação de uma perturbação tipo ruído pseudo-aleatória (PRBS) com $\Delta t = 300$ segundos na concentração do licor negro diluído de alimentação (C_0).

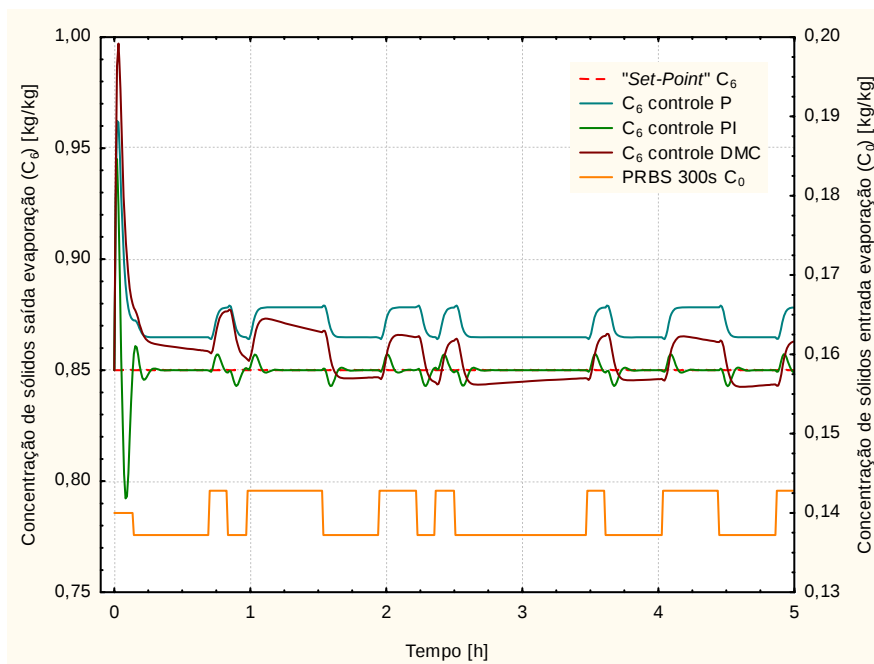


FIGURA 5.30 – Comparação da resposta simulada da variável controlada (C_6) para os controladores P, PI e DMC, dada uma perturbação PRBS de 300 s na concentração de alimentação da evaporação (C_0).

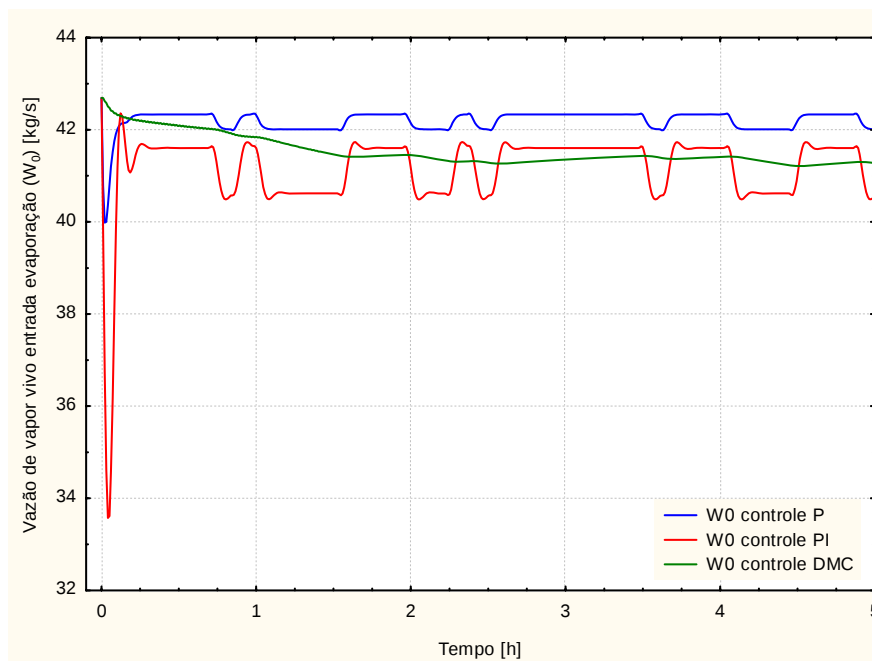


FIGURA 5.31 – Comparação da resposta simulada da variável manipulada (W_0) para os controladores P, PI e DMC, dada uma perturbação PRBS de 300 s na concentração de alimentação da evaporação (C_0).

Na Figura 5.30 nota-se que a resposta da simulação para a variável controlada tende a ser melhor com controlador PI, sendo que o controlador P e DMC esta absorvendo o comportamento periódico da perturbação PRBS. No entanto, a Figura 5.31 volta a resultar na conclusão de que as ações do controlador P e PI são demasiadamente severas para o processo e que o elemento final de controle pode não atuar ou ter seu limite físico ultrapassado, além de resultar em variações nas condições operacionais do gerador de vapor saturado de aquecimento para a planta. O controlador DMC, que implementa ações suaves na variável manipulada, tem um comportamento superior (maior robustez), apesar de ser mais lento.

Na Figura 5.32 e Figura 5.33 a seguir é apresentada uma análise comparativa dos desempenhos dos controladores estudados, através dos índices de desempenho ISE e ISU frente a uma perturbação tipo degrau positivo e tipo PRBS.

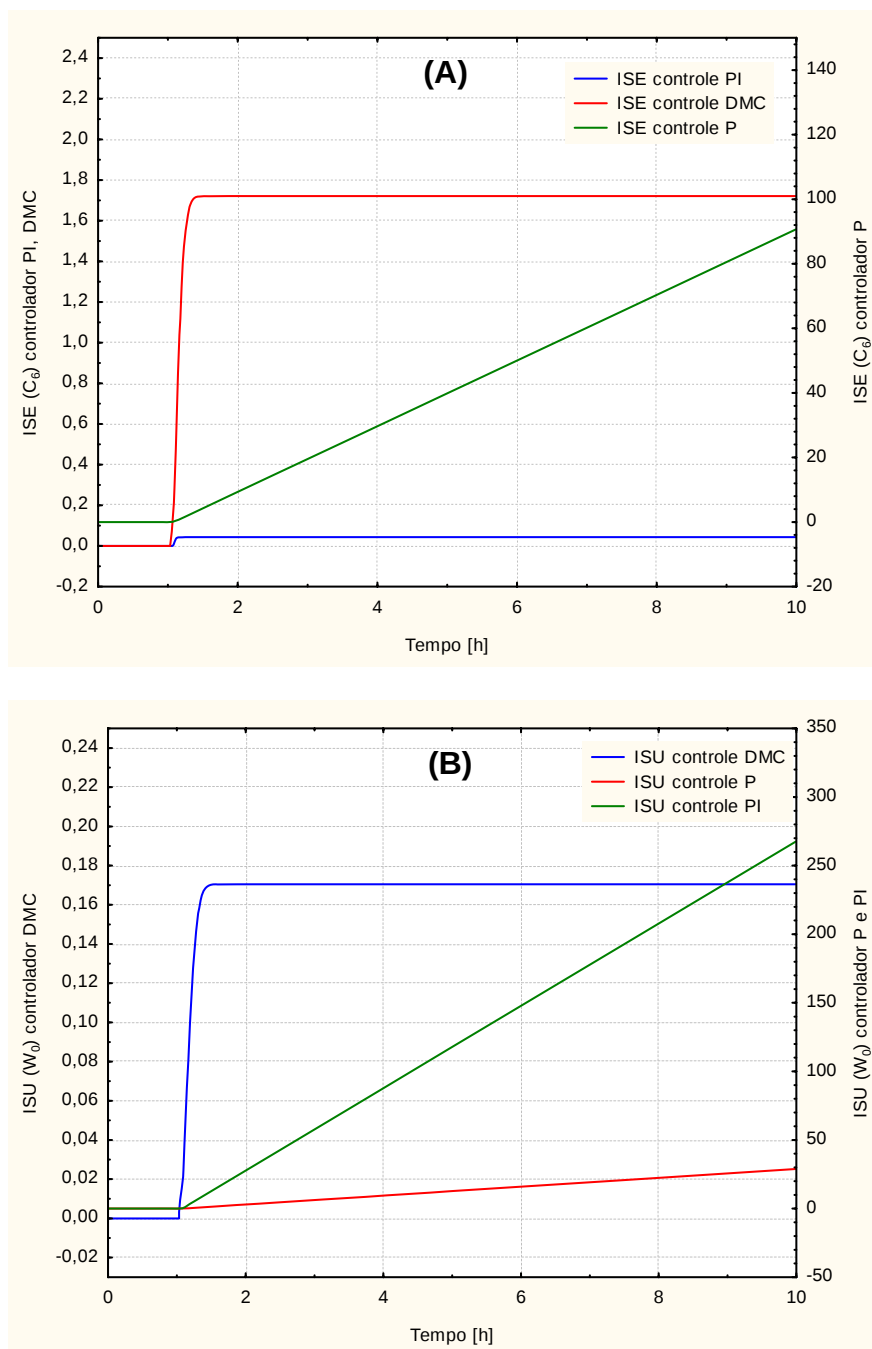


FIGURA 5.32 – Comparação dos índices de desempenho para os controladores P, PI e DMC, dada uma perturbação degrau de +10% na concentração de alimentação da evaporação (C_0), resposta do ISE (Figura 5.32a) e do ISU (Figura 5.32b).

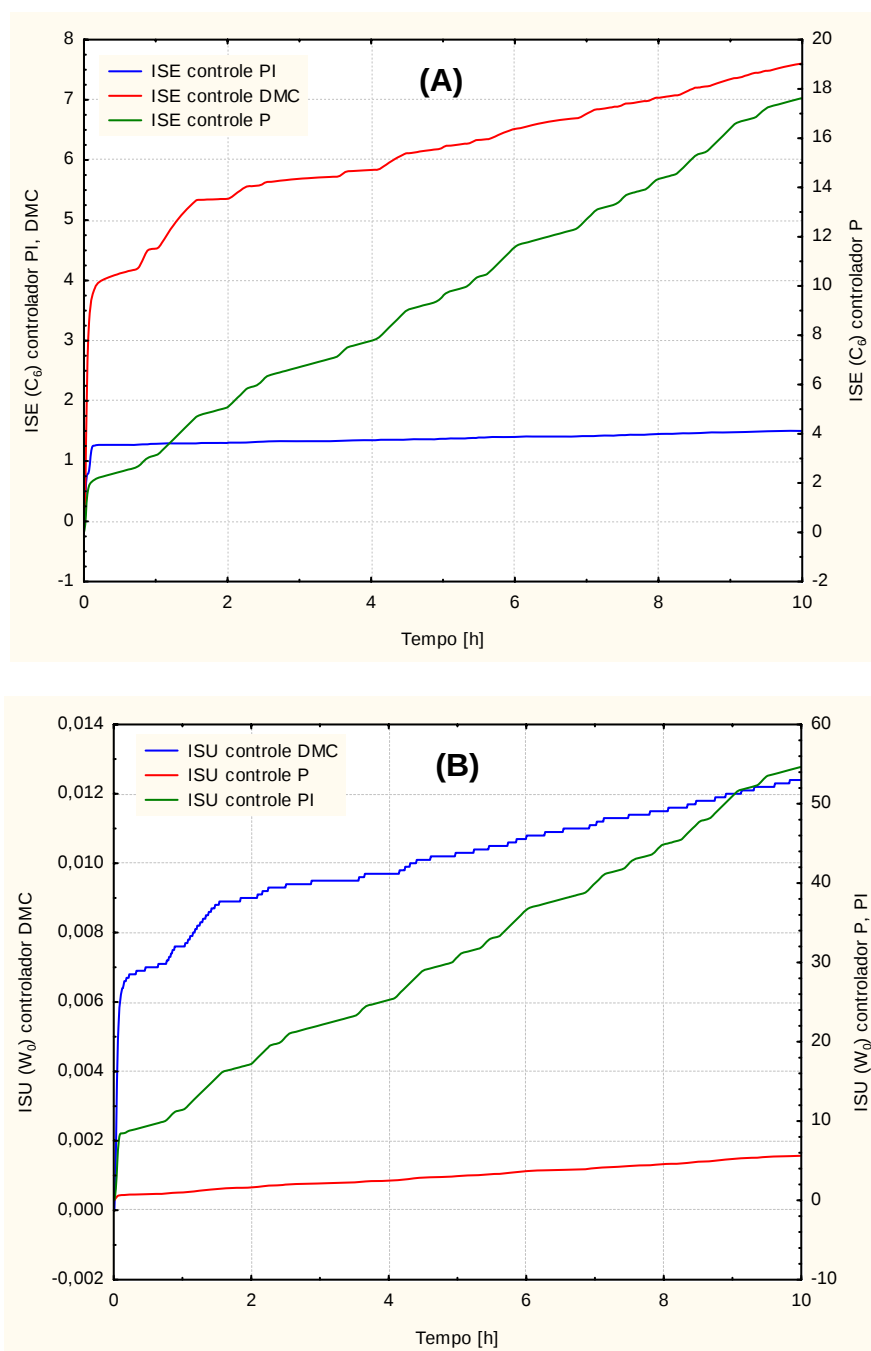


FIGURA 5.33 – Comparação dos índices de desempenho para os controladores P, PI e DMC, dada uma perturbação PRBS de 300 s na concentração de alimentação da evaporação (C_0), resposta do ISE (Figura 5.33a) e do ISU (Figura 5.33b).

A Tabela 5.6 mostra a comparação dos índices de desempenho ISE e ISU após o tempo total de simulação definido em 10 horas.

TABELA 5.6 – Comparação do desempenho final das simulações com controle P, PI e DMC, após tempo total de 10 horas.

<i>Tipo de Perturbação</i>	<i>Degrau C_0</i>		<i>PRBS C_0</i>	
<i>Controlador</i>	<i>ISE (C_6)</i>	<i>ISU (W_0)</i>	<i>ISE (C_6)</i>	<i>ISU (W_0)</i>
P	93,957	29,950	18,136	5,781
PI	0,043	277,425	1,508	56,189
DMC	1,722	0,171	7,691	0,013

Fonte: O AUTOR (2009).

Verifica-se através da análise da Figura 5.31 e Figura 5.32, como também da Tabela 5.5, que o desempenho do controlador PI para redução da soma do erro quadrático em relação à variável controlada (ISE) é muito superior comparado aos controladores P e DMC. No entanto, como já foi discutida, a importância da variável manipulada é um ponto a ser estudado no projeto de um sistema de controle eficiente para o processo de evaporação. Neste contexto, o controlador DMC mostrou-se muito mais robusto e estável, com menor valor da soma do erro quadrático para a variável manipulada (ISU), mesmo obtendo uma resposta mais lenta na ação de controle para atingir a estabilização do sistema ao “*set-point*”.

Devido ao fato de existir poucos estudos na área de controle avançado de processos da família MPC aplicados à indústria de celulose e papel, principalmente no que diz respeito à evaporação e recuperação química, não se pode definir critérios mais claros para a sintonia e desenvolvimento do modelo de convolução para o controlador DMC, o que poderia melhorar o seu desempenho. Portanto é necessário um estudo analítico mais profundo sobre o conhecimento da dinâmica do processo de evaporação de licor negro. Pois neste trabalho não foi levando em consideração alguns fatores interferentes no processo, como por exemplo, o coeficiente de incrustação dos efeitos, que reduz a capacidade de troca térmica do mesmo, da dinâmica da pressão na câmara de evaporação e o efeito do tempo morto de atraso decorrente de equipamentos de bombeamento do licor para os estágios.

6. CONCLUSÕES

A modelagem matemática para a evaporação de múltiplo efeito foi realizada com base em balanço de massa e energéticos através do cálculo das propriedades físicas e termodinâmicas do licor negro e do vapor de aquecimento. As equações diferenciais permitiram simular o comportamento do nível de licor e da concentração de sólidos em cada efeito (seis estágios), podendo assim, analisar também os perfis de temperatura, pressão na câmara de evaporação, densidade do licor, capacidade calorífica e as vazões de licor e vapor em cada estágio. Inicialmente implementou-se uma simulação de otimização para definição do ponto de equilíbrio do sistema (regime permanente), através destes dados realizou-se as simulações em regime transiente a fim de obter dados para conhecimento da dinâmica do processo e implementação de um sistema de controle convencional e preditivo avançado.

O problema proposto para o controle do processo foi de controlar o nível e a concentração de sólidos do licor concentrado na saída do último estágio. Para o controle do nível, foi proposto um controlador por retro-alimentação ("*feedback*") P e PI, sintonizados pelo método IMC, obtendo um bom resultado com controlador PI com uma resposta rápida da ordem de 250 segundos para atingir o regime estacionário. Com o controlador de nível devidamente sintonizado, buscou-se a implementação de um controlador convencional (P e PI) sintonizados pelo método Ziegler e Nichols e avançado por matriz dinâmica (DMC) para controle da concentração de sólidos na saída da evaporação (licor concentrado para queima na caldeira de recuperação), comparando o desempenho destes. Com base nos resultados das simulações, conclui-se que o controlador P não atingiu o valor referencial do sistema ("*set-point*") com elevado erro residual (erro de "*off-set*"). Já o controlador PI foi bastante eficiente com alto desempenho, no entanto apresenta ações de controle altamente bruscas, com resposta oscilatória, ou seja, desestabilizando o sistema de controle, correndo o risco de se atingir o limite físico do elemento final de controle ou a não atuação do mesmo. A fim de resolver este problema, conclui-se que o controlador DMC é mais estável com ações mais suaves sobre a variável manipulada, preservando o elemento final de controle e estabilizando as condições operacionais da planta de vapor, porém, apresenta resposta mais lenta comparado ao controlador PI. Constatou-se que para a sintonia

do controlador DMC, o efeito da variação dos parâmetros β (fator de supressão de movimento) e R (horizonte de predição) não tiveram influência nas ações de controle. Somente o coeficiente peso γ é que interfere nas ações do controlador DMC, portanto buscou-se uma melhor sintonia para este parâmetro. Para o coeficiente peso γ notou-se que um aumento do seu valor leva à variável manipulada a atuar mais suavemente reduzindo o índice ISU, no entanto o efeito sobre a variável controlada acaba sendo ruim deixando a resposta cada vez mais lenta, aumentando o índice ISE. Através do balanceamento desses fatores encontrou-se a melhor sintonia para o controlador DMC, com $\beta=100$, $R=30$ e $\gamma=8$ para respostas com perturbação degrau e com $\beta=100$, $R=30$ e $\gamma=80$ para respostas com perturbação PRBS. Outra conclusão importante referente à adoção do controlador DMC, é que este possui alta estabilidade, pois não é necessário um conhecimento profundo do processo a ser controlado para realizar a sua sintonia adequadamente, sendo esta uma característica comum dos controladores convencionais. O controlador DMC absorve a dinâmica do processo sem a necessidade de uma re-sintonia de seus parâmetros, variações nos parâmetros são admitidos sem grande impacto nas ações de controle, o que ocorreu somente com valores muito elevados para os parâmetros de sintonia.

Comparando o desempenho dos controladores P, PI e DMC para controle da concentração pode-se concluir que o controlador DMC é o mais indicado para a estratégia de controle proposta neste trabalho. Mesmo o controlador P e PI tendo uma resposta mais rápida, o controlador DMC aplica ações de controle mais suaves impedindo que o limite físico do elemento final de controle (válvula de vapor) seja ultrapassado ou completamente saturado, o que é extremamente interessante no controle da evaporação de licor negro, estabilizando a vazão de vapor necessária para a concentração do licor. Conclui-se também, que a sintonia do controlador DMC é mais simples que os controladores convencionais, através de um simulador pode-se encontrar a melhor sintonia estudando seus parâmetros separadamente.

7. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

A modelagem proposta neste trabalho apresentou bons resultados, no entanto é de grande interesse estudos que levem em conta a dinâmica do processo, com relação à variação da pressão nos efeitos, como também o coeficiente global de troca térmica. Onde aqui foi arbitrado um valor de U no primeiro estágio e calculado em função de uma constante α o valor do coeficiente global nos demais evaporadores.

Considerando o reduzido tempo para desenvolvimento deste trabalho e analisando os resultados obtidos, sugerem-se as seguintes abordagens em trabalhos futuros:

- Adição de tempo morto na simulação do processo decorrente do transporte do fluido entre os efeitos ou com a aplicação de equipamentos intermediários auxiliares. Sendo que neste trabalho foi considerando um processo idealizado sem tempo morto;
- Desenvolvimento da dinâmica da pressão na câmara de evaporação, pois esta não é constante em um processo real, aumentando o tempo morto;
- Desenvolvimento de um sistema de controle antecipativo ("*feedforward*"), através do conhecimento da concentração de alimentação na planta de evaporação;
- Aplicação de um controlador multivariável MIMO (múltiplas entradas e múltiplas saídas) ou MISO (múltiplas entradas e única saída) com a implementação de um controlador não-linear por redes neurais;
- Implementação de um simulador industrial "*on-line*" ou "*off-line*" para orientação operacional e estudo do comportamento dinâmico de um processo de evaporação de licor negro;
- Como também um estudo de caso a fim de ampliar estudos de aplicações de controle avançado na indústria de celulose e papel, pois aplicações deste tipo são mais comuns nas indústrias químicas e petroquímicas.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ASSIS, Adilson José de. **Identificação e Controle de Processos Não Lineares Utilizando Redes Neurais Artificiais**. 2001. 189 p. Tese (Doutorado) – UNICAMP, Universidade Estadual de Campinas – Faculdade de Engenharia Química. Campinas, SP.

BENNE, M. *et al.* **Artificial Neural Networks For Modelling And Predictive Control Of An Industrial Evaporation Process**. Journal of Food Engineering. 1999.

BHARGAVA, Ravindra *et al.* **Mathematical Model for a Multiple Effect Evaporator System With Condensate Feed and Product Flash and Steam Splitting**. Indian Journal of Chemical Technology. Vol. 15, March 2008, pp 118-129.

BREMFOR, D. J.; MÜLLER, H. M. **Multiple Effect Evaporator Performance for Black Liquor**. Appita Journal, v. 47, n. 4. Jul 1994, pp. 320-326.

CAMPOS, Mario C. M. M.; TEIXEIRA, Herbert C. G. **Controles Típicos de Equipamentos e Processos Industriais**. 1ª Edição. Editora Edgard Blücher. São Paulo, SP. 2006.

CARDOSO, A. L.; DOURADO, António. **A Reduced Order Model and a Robust Controller's Synthesis of a Black-Liquor Evaporation System**. Universidade de Coimbra. Departamento de Engenharia Informática. Coimbra Portugal. 1998.

CARDOSO, M.; GONÇALVES, C. R. S.; OLIVEIRA, E. D.; PASSOS, M. L. A. **Caracterização do Licor Negro de Eucalipto de Indústrias Brasileiras**. Anais do CIADICYP 2000. 2000.

CARDOSO, Marcelo. **Análise da Unidade de Recuperação do Licor Negro de Eucalipto no Processo "Kraft" Avaliando Alternativas de Processamento**. 1998. 171 p. Tese (Doutorado) - UNICAMP, Universidade Estadual de Campinas – Faculdade de Engenharia Química. Campinas, SP.

COOPER, Doug. **Practical Process Control: Proven Methods and Best Practices for Automatic PID Control**. Chemical, Materials and Biomolecular Engineering. University of Connecticut. Disponível em: <<http://www.controlguru.com/pages/table.html>>. Acessado em: 28 nov. 2008.

FOUST, Alan S. *et al.* **Princípios das Operações Unitárias**. 2º edição. Livros Técnicos Científicos Editora S/A. 1982.

FRANKS, Roger G. E. **Modeling and Simulation in Chemical Engineering**. Wiley-Interscience, pg 104. 1972.

GRÄNFORS, Anders; NILSSON, Bernt. **Modelling of Single Evaporators**. Engineering Company. 1997.

GUERRA, Fábio Alessandro. **Análise de Métodos de Agrupamento para o Treinamento de Redes Neurais de Base Radial Aplicadas à Identificação de Sistemas**. 2006. 122 p. Dissertação (Mestrado) - PUC-PR, Pontifícia Universidade Católica do Paraná, Curitiba, PR.

GULLICHSEN, Johan; FOGELHOLM, Carl-Johan. **Papermarking Science and Technology Book 6: Chemical Pulping**. Fapet Oy, Helsinki, Finland. 2000.

JESUS, Charles Dayan Farias. **Validação da Simulação Dinâmica das Etapas de Evaporação e Cristalização da Produção de Açúcar com Dados Obtidos em Plantas Industriais**. 2004. 155 p. Tese (Doutorado) - UFSCAR, Universidade Federal de São Carlos. Centro de Ciências Exatas e Tecnologia. São Carlos SP.

KERN, Donald Q. **Procesos de Transferencia de Calor**. McGraw Hill Book Company, Inc. Compañía Editorial Continental S.A. Trigésima Primeira Reimpresión. Mexico. 1999.

KWONG, Wu Hong. **Introdução ao Controle de Processos Químicos com MATLAB**. Volume I e II. Editora da UFSCar, 215 p. São Carlos, SP. 2002.

MARTINELLI, Sérgio H. S. **Modelagem, Simulação e Controle de Processos no Sistema de Evaporação da Klabin Paraná Papéis**. 2000. 80 p. Dissertação (Mestrado) – UEM, Universidade Estadual de Maringá. Maringá, PR.

MIELI, João Carlos de Almeida. **Sistemas de Avaliação Ambiental na Indústria de Celulose e Papel**. 2007. 90 p. Tese (Doutorado) – Universidade Federal de Viçosa. Viçosa, MG.

NEITZEL, Ivo. **Um Controlador DMC Autosintonizante**. 1995. 72 p. Tese (Doutorado) – Universidade Federal do Rio de Janeiro. COPPE/UFRJ. Rio de Janeiro, RJ.

OLIVEIRA, Adalberto Luiz de Lima. **Instrumentação: Fundamentos de Controle de Processos**. *Apostila de Instrumentação*. SENAI/CST/CTIAF. Vitória, ES. 1999.

PALÚ, Fernando. **Controle Preditivo de Colunas de Absorção com o Método de Controle Por Matriz Dinâmica**. 2001. 143 p. Tese (Doutorado) - UNICAMP, Universidade Estadual de Campinas – Faculdade de Engenharia Química. Campinas, SP.

PHILIPP, Paul; D'ALMEIDA, Maria L. O. **Celulose e Papel: Tecnologia de Fabricação da Pasta Celulósica**. 2ª ed. Vol I. São Paulo. Ed. SENAI/IPT, 559 p. 1988.

PERRY, Robert H.; GREEN, Don W. **Perry's Chemical Engineer's Handbook**. 7º Edition. McGraw-Hill Handbooks Companies. 1999.

PIMENTA, Pedro Correia Cravo. **Estudos de Simulação Assistidos por Computador: Desenvolvimento e Testes de Estratégias Integradas a Evaporadores de Duplo Efeito**. 1996. 217 p. Tese (Doutorado) - Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto. Portugal.

POLOWSKI, Natascha Vigdis. **Modelagem e Análise de Digestores Kraft Descontínuos**. 2004. 126 p. Tese (Mestrado) - UNICAMP, Universidade Estadual de Campinas – Faculdade de Engenharia Química. Campinas, SP.

RANGAIAH, G. P.; SAHA, P.; TADÉ, M.O., **Nonlinear Model Predictive Control of an Industrial Four-Stage Evaporator System Via Simulation**. Chemical Engineering Journal. 2001.

SENAI - CETCEP. **Tecnologia de Matérias Primas: Evaporação**. *Apostila do Curso Técnico em Celulose e Papel*. 2º Módulo. Telêmaco Borba, PR. 2002.

SOUZA, Cláudio Arcanjo. **Produção de Celulose do Ponto de Vista de Seus Processos Químicos e Ambientais**. I Semana de Engenharia Ambiental UFMS/VCP/MS. Apresentação em PowerPoint: 51 slides. Disponível em: <http://www.e-ambiental.com/_files/534462d5a822122007181848.pdf>. Acessado em: 08 jun. 2009.

LIESLEHTO, Jukka. **Collection of Java Applets for PID Controller Tuning**. TUT. Tampere University of Technology. Department of Automation Science and Engineering. Tampere, Finlândia Disponível em: <<http://ae.tut.fi/~juke/java/pidtuning/index.html>>. Acessado em: 10 set. 2009.

WESTPHALEN, Denis Libert. **Modelagem, Simulação e Otimização de Sistemas de Evaporação**. 1999. 221 p. Tese (Doutorado) - UNICAMP, Universidade Estadual de Campinas – Faculdade de Engenharia Química. Campinas, SP.

WILSON, A; PARDA, C; VEGA, P. **Simulated Predictive of an Industrial Process**. Chemical Engineering Department. Bradford University. UK. 1990.

ZAMAN, A. A., MCNALLY, T. W., FRICKE, A. L. **Vapor Pressure and Boiling Point Elevation of Slash Pine Black Liquors: Predictive Models with Statistical Approach**. Industrial Engineering Chemical Research, v.37, n. 1. 1998. pp. 275-283.

ANEXOS

Matriz A																																												
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42		
1	0,8500	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0		
2	0,9174	0,8500	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
3	1,0287	0,9174	0,8500	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
4	1,1491	1,0287	0,9174	0,8500	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
5	1,2255	1,1491	1,0287	0,9174	0,8500	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
6	1,2510	1,2255	1,1491	1,0287	0,9174	0,8500	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
7	1,2460	1,2510	1,2255	1,1491	1,0287	0,9174	0,8500	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
8	1,2270	1,2460	1,2510	1,2255	1,1491	1,0287	0,9174	0,8500	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
9	1,2024	1,2270	1,2460	1,2510	1,2255	1,1491	1,0287	0,9174	0,8500	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
10	1,1760	1,2024	1,2270	1,2460	1,2510	1,2255	1,1491	1,0287	0,9174	0,8500	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
11	1,1492	1,1760	1,2024	1,2270	1,2460	1,2510	1,2255	1,1491	1,0287	0,9174	0,8500	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
12	1,1226	1,1492	1,1760	1,2024	1,2270	1,2460	1,2510	1,2255	1,1491	1,0287	0,9174	0,8500	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
13	1,0962	1,1226	1,1492	1,1760	1,2024	1,2270	1,2460	1,2510	1,2255	1,1491	1																																	

ANEXO B: LISTAGEM DOS ALGORITMOS PARA SIMULAÇÃO E CONTROLE DE UM SISTEMA DE EVAPORAÇÃO MÚLTIPLO EFEITO

```

=====
!PROGRAMA 'SimulEvap' - SIMULAÇÃO E CONTROLE EVAPORAÇÃO DE LICOR NEGRO
!AUTORES: ALEXANDRE MARQUES E PROF. IVO NEITZEL
!VERSÃO 15 - setembro de 2009
program SimulTrans_0A
include 'link_fnl_shared.h'
use operacao
USE IVPRK_INT
USE UMACH_INT
external modeloTrans
real*8 ::PARAM(50),TOL,Time,Hora_inic, Hora_fim
real*8 ::X(12),ER8
real*8, allocatable
::simul(:,,:),simulPF(:,,:),simulCon(:,,:),simulPARAM(:,,:)
integer ::IDO,Nvar,k,Np
logical ::continuar,parar_PF

Dhora_ref = 1.0D-01
Nvar      = 12          6 níveis e 6 concentracoes
ER8       = epsilon(dble(1.0))
parar_PF  = .false.

call valorInicial(x)
call atualiza_PropFis(x,int(-1),parar_PF)
call usuario() !deve calcular Dtime em função do num max de pontos a
armazenar

allocate (A(R,R))
if (.not.ALLOCATED(A)) then
print *, '[Principal] falha na alocação dinâmica de memória [A] => programa
abortado <'
stop
end if
allocate (MK(R,R))
if (.not.ALLOCATED(MK)) then

```

```

print *, '[Principal] falha na alocação dinamica de memória [MK] =>
programa abortado <'
stop
end if
allocate (AT(R,R))
if (.not.ALLOCATED(AT)) then
print *, '[Principal] falha na alocação dinamica de memória [AT] =>
programa abortado <'
stop
end if
allocate (ATAGBI(R,R))
if (.not.ALLOCATED(ATAGBI)) then
print *, '[Principal] falha na alocação dinamica de memória [ATAGBI] =>
programa abortado <'
stop
end if
allocate (ATA(R,R))
if (.not.ALLOCATED(ATA)) then
print *, '[Principal] falha na alocação dinamica de memória [ATA] =>
programa abortado <'
stop
end if
allocate (ATAG(R,R))
if (.not.ALLOCATED(ATAG)) then
print *, '[Principal] falha na alocação dinamica de memória [ATAG] =>
programa abortado <'
stop
end if
allocate (ATAGB(R,R))
if (.not.ALLOCATED(ATAGB)) then
print *, '[Principal] falha na alocação dinamica de memória [ATAGB] =>
programa abortado <'
stop
end if
allocate (deltaUU(R))
if (.not.ALLOCATED(deltaUU)) then
print *, '[Principal] falha na alocação dinamica de memória [deltaUU] =>
programa abortado <'
stop
end if
allocate (Yol(R))

```

```

if (.not.ALLOCATED(Yol)) then
print *, '[Principal] falha na alocação dinâmica de memória [Yol] =>
programa abortado <'
stop
end if
allocate (Eol(R))
if (.not.ALLOCATED(Eol)) then
print *, '[Principal] falha na alocação dinâmica de memória [Eol] =>
programa abortado <'
stop
end if
IF (controle_DMC .EQ. 1) THEN
call MatrizDinamica (Np)
call matrizK ()
END IF
allocate (Simul(0:NumPontos+2,42))
if (.not.ALLOCATED(SIMUL)) then
print *, '[Principal] falha na alocação dinâmica de memória [SIMUL] =>
programa abortado <'
stop
end if
allocate (SimulCon(0:NumPontos+2,18))
if (.not.ALLOCATED(SIMULCon)) then
print *, '[Principal] falha na alocação dinâmica de memória [SIMULCon] =>
programa abortado <'
stop
end if
allocate (SimulPF(0:NumPontos+2,43))
if (.not.ALLOCATED(SIMULPF)) then
print *, '[Principal] falha na alocação dinâmica de memória [SIMULPF] =>
programa abortado <'
stop
end if
allocate (SimulPARAM(0:NumPontos+2,23))
if (.not.ALLOCATED(SIMULPARAM)) then
print *, '[Principal] falha na alocação dinâmica de memória [SIMULPARAM] =>
programa abortado <'
stop
end if
PARAM      = 0.0D00    ! zerando todos, usar valores default (para IMSL)
PARAM(4)   = 5000.00

```

```

PARAM(10) = 1.0D-01 ! a precisão eh abosluta, max(erro)
Tol          = 0.0005

CALL UMACH (2, NOUT)
IDO          = 1.0
k            = 0
continuar    = .true.
time        = 0.0D00

call atualiza_PropFis(X,k,parar_PF)
call converte100()
call armazena(time,k,Simul,SimulCon,SimulPF,SimulParam,continuar)

laco_integ: do while (continuar)
k = k + 1      ! contador de armazenamento
if (k.GT.(NumPontos+2)) exit
if (k.eq.nint((real(numPontos)/4.))) print *, ' calculo == 25% Time = ',Time
if (k.eq.nint((real(numPontos)/2.))) print *, ' calculo == 50% Time = ',Time
if (k.eq.nint((3.0*real(numPontos)/4.))) print *, ' calculo == 75% Time =
',Time
pert_start = DTIME*pert_start_ponto
TIME_END   = TIME + DTIME
Hora_inic  = Time
Dhora      = Dhora_ref    ! segundos

LH001: do while ( (Hora_fim.LE.Time_end).and. (dabs(Dhora).GT.
((1.0D05)*ER8)) )
Hora_fim = Hora_inic + Dhora

call perturba(Hora_inic)
call controlPI(Hora_inic) ! precisa usar rotina converte100
call atualiza_PropFis(X,k,parar_PF)
if (parar_PF) exit
! 1/10 segundo sem atualizar as prop fisicas ou controlador -> Dhora = 0.1
CALL IVPRK (IDO, modeloTrans, Hora_inic, Hora_fim, X, TOL=TOL, PARAM=PARAM)
Hora_inic = Hora_fim
if ( (Hora_fim + Dhora) .GT. Time_end ) Dhora = Time_end - Hora_fim
end do LH001

IDO = 3    ! não integra, apenas libera memoria

```

```

CALL IVPRK (IDO, modeloTrans, Hora_inic, Hora_fim, X, TOL=TOL, PARAM=PARAM)
! não integra, apenas libera memoria
IDO = 1
Time = Time_end

call atualiza_PropFis(X,int(-k),parar_PF)
call converte100()
call armazena(time,k,Simul,SimulCon,SimulPF,SimulPARAM,continuar)

if (controle_DMC .eq. 1) then
call controlDMC (Hora_inic,k)
end if

if (time_end .GE. TFinal) continuar = .false.
if (parar_PF) exit

call indexEvap ()

open(30,file='Indices_CAP_EV_CV.txt',status='unknown')
write(30,*) Capa,EcoVapor,ConsVapor

end do laco_integ

call relatorio(k,Simul,SimulCon,SimulPF,SimulPARAM)
call resumo(k,Simul,SimulCon,SimulPF,SimulPARAM)

deallocate
(Simul,SimulPF,SimulCon,SimulPARAM,A,MK,AT,ATAGBI,ATA,ATAGB,ATAG,deltaUU,Yo
l,Eol)
stop
end program SimulTrans_0A

!=====
!MODULO PARA DECLARAÇÃO DAS VARIÁVEIS
MODULE OPERACAO

REAL*8, dimension(0:6):: F,W,P,T,TH20sat,C,H,Fss,Wss,Tss,Css,Hss
REAL*8, dimension(0:6)::
C100,Cmin,Cmax,Hmin,Hmax,F100,Fss100,W100,T100,Fmin,Fmax,Wmin,Wmax,Tmin,Tma
x
REAL*8, dimension(0:6):: dens,DHvap,Cp,DTR,UAA,alpha

```

```

real*8, dimension(6) ::
KcH100ref, KiH100ref, KdH100ref, mH100, ISEH, SPH100, SPH, H100
real*8, dimension(6) :: KcH100, KiH100, KdH100, mH
real*8 :: KcC6100ref, KiC6100ref, KdC6100ref, mC6100, ISEC6, ISEW0, mC6
real*8 :: KcC6100, KiC6100, KdC6100, DW, DC, UltimaVez, Tprbs
REAL*8 :: Tf, Cf, UA, Tfeed, SPC6, SPC6100
REAL*8 :: ATROCA(6), AreaTQ(6), Capa, EcoVapor, ConsVapor
REAL*8 :: beta, gamma, Hpulso(42)
REAL*8, allocatable ::
A(:, :), MK(:, :), AT(:, :), ATAGBI(:, :), ATA(:, :), ATAGB(:, :), ATAG(:, :), deltaUU(:)
, Yol(:), Eol(:)
REAL*8 ::
Tfinal, TFhora, DTIME, Dhora_ref, Dhora, epsa, pert_start, pert_start_ponto
real*8 :: W00(0:2000), C66(0:2000)
integer :: NumPontos, ifreq, controle_DMC
Logical :: controla_nivel, controla_Conc, perturbacao
integer :: tipo_perturbacao, R
integer, parameter :: NumPontosMax = 100000, Nc = 42
Logical :: reg(10), rtemp
! controla_nivel      :: true  -> controle de nivel ativado, em todos Evap
!                    :: false -> controle de nivel DESativado, em todos EVAP
! controla_Conc      :: true  -> controle da concentracao C6 ativada
!                    :: false -> controle da concentracao C6 DESativada
! perturbacao        :: true  -> existe perturbacao em algum lugar
!                    :: false -> nenhuma perturbacao
!                    Tfeed = Tf
END MODULE OPERACAO

!=====
!ROTINA PARA DEFINIÇÃO DOS PARÂMETROS INICIAIS PARA SIMULAÇÃO
!INTERFACE COM USUÁRIO
subroutine usuario()
use operacao
integer :: NP, idummyH, idummyC
real*8 :: dummyH, dummyC
perturbacao = .true.
controla_nivel = .true.
controla_Conc = .true.
print*, ''
print*, ''
print *, '> Qual o tempo final [R4] (horas)? '

```

```

print *, '          1 hora          -> 3600 segundos'
print *, '          6 horas          -> 21600 segundos'
print *, '          24 horas - 1 dia -> 86400 segundos'
read(*,*) TFhora
TFinal = (TFhora*3600) !converte o tempo final de horas para segundos
print*, ''
print *, '> Numero maximo de pontos armazenaveis = ', NumPontosMax
print *, '> Quantos pontos deseja armazenar [I4] ? '
read(*,*) NumPontos
print*, ''
if (perturbacao) then
print*, ''
print *, '> Qual eh a perturbacao desejada ?'
print *, '          (0) -> SEM PERTURBACAO !!'
print *, '          (1) -> Degrau em [W0]'
print *, '          (2) -> Degrau em [F0]'
print *, '          (3) -> Degrau em [C0]'
print *, '          (4) -> Degrau em [F1]'
print *, '          (5) -> Degrau em [C1]'
print *, '          (6) -> Degrau em [F2]'
print *, '          (7) -> Degrau em [C2]'
print *, '          (8) -> Degrau em [F3]'
print *, '          (9) -> Degrau em [C3]'
print *, '          (10) -> Degrau em [F4]'
print *, '          (11) -> Degrau em [C4]'
print *, '          (12) -> Degrau em [F5]'
print *, '          (13) -> Degrau em [C5]'
print *, '          (14) -> PRBS em [W0]'
print *, '          (15) -> PRBS em [C0]'
read(*,*) tipo_perturbacao
print*, ''
if (tipo_perturbacao.LE.0) tipo_perturbacao = 0.0
if (tipo_perturbacao.GE.15) tipo_perturbacao = 15.0
if (tipo_perturbacao.EQ.0) perturbacao = .false.
if (tipo_perturbacao .EQ. 0) then
print *, '> nenhuma PERTURBACAO aplicada !!'
print*, ''
else if (tipo_perturbacao .EQ. 1) then
print*, ''
print *, '> PERTURBACAO aplicada em W0'
print*, ''

```

```

print *, '> Qual eh o ponto para inicio da perturbacao ?'
read(*,*) pert_start_ponto
print*, ''
else if (tipo_perturbacao .EQ. 2) then
print*, ''
print *, '> PERTURBACAO aplicada em F0'
print*, ''
print *, '> Qual eh o ponto para inicio da perturbacao ?'
read(*,*) pert_start_ponto
print*, ''
else if (tipo_perturbacao .EQ. 3) then
print*, ''
print *, '> PERTURBACAO aplicada em C0'
print*, ''
print *, '> Qual eh o ponto para inicio da perturbacao ?'
read(*,*) pert_start_ponto
print*, ''
else if (tipo_perturbacao .EQ. 4) then
print*, ''
print *, '> PERTURBACAO aplicada em F1'
print*, ''
print *, '> Qual eh o ponto para inicio da perturbacao ?'
read(*,*) pert_start_ponto
print*, ''
else if (tipo_perturbacao .EQ. 5) then
print*, ''
print *, '> PERTURBACAO aplicada em C1'
print*, ''
print *, '> Qual eh o ponto para inicio da perturbacao ?'
read(*,*) pert_start_ponto
print*, ''
else if (tipo_perturbacao .EQ. 6) then
print*, ''
print *, '> PERTURBACAO aplicada em F2'
print*, ''
print *, '> Qual eh o ponto para inicio da perturbacao ?'
read(*,*) pert_start_ponto
print*, ''
else if (tipo_perturbacao .EQ. 7) then
print*, ''
print *, '> PERTURBACAO aplicada em C2'

```

```

print*, ''
print *, '> Qual eh o ponto para inicio da perturbacao ?'
read(*,*) pert_start_ponto
print*, ''
else if (tipo_perturbacao .EQ. 8) then
print*, ''
print *, '> PERTURBACAO aplicada em F3'
print*, ''
print *, '> Qual eh o ponto para inicio da perturbacao ?'
read(*,*) pert_start_ponto
print*, ''
else if (tipo_perturbacao .EQ. 9) then
print*, ''
print *, '> PERTURBACAO aplicada em C3'
print*, ''
print *, '> Qual eh o ponto para inicio da perturbacao ?'
read(*,*) pert_start_ponto
print*, ''
else if (tipo_perturbacao .EQ. 10) then
print*, ''
print *, '> PERTURBACAO aplicada em F4'
print*, ''
print *, '> Qual eh o ponto para inicio da perturbacao ?'
read(*,*) pert_start_ponto
print*, ''
else if (tipo_perturbacao .EQ. 11) then
print*, ''
print *, '> PERTURBACAO aplicada em C4'
print*, ''
print *, '> Qual eh o ponto para inicio da perturbacao ?'
read(*,*) pert_start_ponto
print*, ''
else if (tipo_perturbacao .EQ. 12) then
print*, ''
print *, '> PERTURBACAO aplicada em F5'
print*, ''
print *, '> Qual eh o ponto para inicio da perturbacao ?'
read(*,*) pert_start_ponto
print*, ''
else if (tipo_perturbacao .EQ. 13) then
print*, ''

```

```

print *, '> PERTURBACAO aplicada em C5'
print*, ''
print *, '> Qual eh o ponto para inicio da perturbacao ?'
read(*,*) pert_start_ponto
print*, ''
else if (tipo_perturbacao .EQ. 14) then
print *, '> PRBS aplicado em W0'
Print *, '    Qual a duracao do pulso [R8][segundos]'
read(*,*) Tprbs
print*, ''
else if (tipo_perturbacao .EQ. 15) then
print *, '> PRBS aplicado em C0'
Print *, '    Qual a duracao do pulso [R8][segundos]'
read(*,*) Tprbs
print*, ''
end if
end if
controla_nivel = .false.
print *, '> Ativar controle de nivel ?'
print *, '    (1) -> sim'
print *, '    (0) -> nao'
read(*,*) idummyH
print*, ''
if (idummyH.eq.1) controla_nivel = .true.
controla_conc = .false.
print *, '> Ativar controle de concentracao no ultimo estágio ?'
print *, '    (1) -> sim'
print *, '    (0) -> nao'
read(*,*) idummyC
print*, ''
if (idummyC.eq.1) controla_conc = .true.
if (idummyC .eq. 1) then
print *, '> Deseja ativar o controlador DMC para C6 ?'
print *, '    (1) -> sim'
print *, '    (0) -> nao'
read(*,*) controle_DMC
print*, ''
end if
if (Numpontos.GE.NumpontosMax) then
Numpontos = NumpontosMax - 2
print *, '> Numero de pontos reduzido para = ',Numpontos

```

```

print*, ''
end if
IF (controle_DMC .EQ. 1) THEN
! para DMC =====
Dtime = 37.1518D+00 !Ts 1
!Dtime = 22.319932D+00 !Ts 2
Tfinal = Dtime * dble(NumPontos)
print *, ' DMC - novo Tempo final = ', Tfinal
print*, ''
! fim do para DMC =====
END IF
IF (controle_DMC .EQ. 0) THEN
IF (controla_nivel) THEN
Dtime = Tfinal/DBLE(NumPontos)
if ( Dtime.LT.Dhora_ref ) then
Dtime = Dhora_ref
NP = nint(Tfinal/Dtime)
NumPontos = NP - 1
print *, '> Numero de pontos reajustado para = ', NumPontos
print*, ''
end if
END IF
end if
if ((.not. controla_nivel ).and.(.not. controla_conc ).and.(controle_DMC
.eq. 0 )) then
KcH100ref = 0.0D00
KiH100ref = 0.0D00
KcH100      = 0.0D00
KiH100      = 0.0D00
KcC6100ref = 0.0D00
KiC6100ref = 0.0D00
KcC6100     = 0.0D00
KiC6100     = 0.0D00
return
end if
if (idummyH .eq. 1) then
print *, '> Sintonia do controlador de nivel PI pelo metodo IMC'
dummyH = 66.44518272425249 !controle PI
!dummyH = 33.222591362126245 !controle P
print*, ''
KcH100ref = dummyH

```

```

dummyH =(1.0/2.0)
KiH100ref = dummyH
end if
if (controle_DMC.eq.1) then
print *, '> Qual o FATOR DE SUPRESSAO DE MOVIMENTO desejado [BETA] ?'
read(*,*) beta      ! >= 0.0
print*, ''
print *, '> Qual o FATOR DE PESO ISE desejado [GAMMA] ?'
read(*,*) GAMMA      ! >= 0.0
print*, ''
print *, '> Qual o HORIZONTE DE PREDICAO desejado [R] ?'
read(*,*) R
print*, ''
end if
if (idummyC .eq. 1) then
if (controle_DMC .eq. 0) then
print *, '> Qual o metodo de sintonia do controlador PI para C6 ?'
print *, '      (1) -> Chien-Hrones-Reswick overshoot 0%'
print *, '      (2) -> Chien-Hrones-Reswick overshoot 20%'
print *, '      (3) -> Cohen-Coon '
print *, '      (4) -> Haalman'
print *, '      (5) -> Internal Model Control (IMC)'
print *, '      (6) -> KT Method ms = 1.4'
print *, '      (7) -> KT Method ms = 2.0'
print *, '      (8) -> Ziegler-Nichols'
read(*,*) metodo_sintonia
if (metodo_sintonia .LE. 1) metodo_sintonia = 1.0
if (metodo_sintonia .GE. 8) metodo_sintonia = 8.0
if (metodo_sintonia .eq. 1) then
dummyC = 0.013330399374030251
KcC6100ref = dummyC
dummyC = (1/31.506933004440004)
KiC6100ref = dummyC
else if (metodo_sintonia .eq. 2) then
dummyC = 0.02285211321262329
KcC6100ref = dummyC
dummyC = (1/26.2557775037)
KiC6100ref = dummyC
else if (metodo_sintonia .eq. 3) then
dummyC = 13.808761231805487
KcC6100ref = dummyC

```

```

dummyC = (1/3.055409951490694)
KiC6100ref = dummyC
else if (metodo_sintonia .eq. 4) then
dummyC = 9.88243250826724
KcC6100ref = dummyC
dummyC = (1/26.2557775037)
KiC6100ref = dummyC
else if (metodo_sintonia .eq. 5) then
dummyC = 14.82364876240086
KcC6100ref = dummyC
dummyC = (1/26.2557775037)
KiC6100ref = dummyC
else if (metodo_sintonia .eq. 6) then
dummyC = 3.912859772582152
KcC6100ref = dummyC
dummyC = (1/19.76730185969257)
KiC6100ref = dummyC
else if (metodo_sintonia .eq. 7) then
dummyC = 10.024263266245445
KcC6100ref = dummyC
dummyC = (1/19.76730185969257)
KiC6100ref = dummyC
else if (metodo_sintonia .eq. 8) then
dummyC = 0.5081275496138212 !sintonia PI
!dummyC = 0.5645861662375792 !sintonia P
KcC6100ref = dummyC
dummyC = (1/26.2557775037) !0.0 controle P
KiC6100ref = dummyC
end if
end if
end if

return
end

```

```

!=====
!FUNÇÕES PARA CALCULO DAS PROPRIEDADES FÍSICAS E TERMODINÂMICAS DO
!LICOR NEGRO E VAPOR DE AQUECIMENTO
! =====
! FUNÇÃO PARA CALCULO DA TEMPERATURA DE SATURAÇÃO
real*8 function Tsat(P)

```

```

! description 'P = bar, T = K';
real*8,parameter ::
a0=372.60383010627,a1=27.8194465102346,a2=2.50289032455847,a3=0.24279424689
0118,a4=0.0135656913605806
real*8,parameter::A=40.06169800,B=-6426.140857,C=-3.854678527,TolP=1.0D-12
real*8 ::lnP,P,P1,T1,Psat,P0,T0
real*8,intrinsic ::dlog10
integer :: kpress
P0=P
P1 = 30
lnP = dLOG(P0)
T0 = a0 + a1*(lnP) + a2*(lnP**2) + a3*(lnP**3) + a4*(lnP**4)
kpress = 0
do while ((dabs(P1-P0) .GT. TolP) .AND. (kpress.LT.10000))
h = -(P0 - dexp(A + B / T0 + C * dlog(T0))) / (-B / T0 ** 2 + C / T0) /
dexp(A + B / T0 + C * dlog(T0))
T1 = T0 - h
P1 = Psat(T1)
T0 = T1
kpress = kpress + 1
end do
if (kpress.GE.10000) print *, '[PropFis][Tsat][erro 100] nao converge [sem
rastreamento de posicao]'
Tsat = T1
return
end

! =====
! FUNÇÃO PARA CALCULO DA PRESSÃO DE SATURAÇÃO
real*8 function Psat(T)
! description 'P = bar, T = K';
real*8 :: A,B,C,T,C1,ABC
Real*8, intrinsic ::dlog,dexp
A=40.06169800
B=-6426.140857
C=-3.854678527
C1 = c*dlog(T)
ABC=A+(B/T)+C1
Psat = dexp(abc)
return
end

```

```

! =====
! FUNÇÃO PARA CALCULO DO CALOR LATENTE DE VAPORIZAÇÃO
real*8 function lambda(T)
! description 'T = K, lambda = J/kg'
real*8 :: T, e1, e2, e3, e4, Tc, PM, Tr
e1 = 52053000.
e2 = 0.3199
e3 = -0.212
e4 = 0.25795
Tc = 647.13
PM = 18.015
Tr = T/Tc
lambda = (e1/PM)*((1-(Tr))**(e2+e3*(Tr)+e4*((Tr)**2)))
return
end

! =====
! FUNÇÃO PARA CALCULO DA ELEVAÇÃO DO PONTO DE EBULIÇÃO
real*8 function BPR(c,P)
! description 'c = kg/kg, P = bar, BPR = K ';
real*8 :: c,P,Tbolha
real*8, parameter :: um = 1.00D00, dois = 2.00D00
real*8, parameter :: b1 = 6.173, b2 = -7.48, b3 = 32.747, b4 = 0.6, b5 =
373.16
real*8, external :: Tsat
Tbolha = Tsat(P)
if (Tbolha.LE.0.0) then
print *, " erro Tsat negativo "
return
end if
BPR = (b1*c+b2*(c**(1.5))+b3*c**dois)*(um+(b4/100.)*(Tbolha-b5))
return
end

! =====
! FUNÇÃO PARA CALCULO DA CAPACIDADE CALORÍFICA DO LICOR
real*8 function Cpp(c,T)
! description 'T = K, Cp = J / kg C c = kg/kg';
real*8 c, T, d1, d2, d3, d4, d5, d6
d1=4.105999677

```

```

d2=-1.210295433
d3=49.97195244
d4=33.54195928
d5=503.1421379
d6=4.86656831
Cpp = 1000.*(d1*(1-c)+(d2+(d3/1000.)*(T-273.15))*c+(d4-(d5/1000.)*(T-
273.15))*(1-c)*(c**d6))
return
end

! =====
! FUNÇÃO PARA CALCULO DA DENSIDADE DO LICOR
real*8 function rho(c,T)
! description 'T = K, c = kg/kg, rho = kg/m3 '
real*8 c,T,a0,a1,a2,a3,a4,a5
a0 = 1.008
a1 = -.237
a2 = -1.94
a3 = 997.0
a4 = 649.0
a5 = 273.16
rho = (a0+a1*((T-a5)/1000.)+a2*(((T-a5)/1000.）**2))*(a3+a4*c)
return
end

! =====
! ROTINA PARA ATUALIZAÇÃO DAS PROPRIEDADES DO LICOR E VAPOR
! VERIFICAÇÃO DA ESTABILIDADE DOS CALCULOS, ARAPUCAS DE ERRO
subroutine atualiza_PropFis(X,posicao,parar)
use operacao
real*8 ::X(12)
integer ::posicao
logical ::parar
logical :: existe_erro
real*8 :: lambda,BPR,Cpp,Tsat,Psat,rho
integer :: k,erro,kpress
real*8 :: DPre1,Pressao,NovaPressao,Temp
real*8, parameter
::Tminimo=200.0,Tmaximo=500.0,Fminimo=0.0,Fmaximo=10.0,Wminimo=0.0,Wmaximo=
100.00

```

```
real*8, parameter
```

```
::Cminimo=0.0,Cmaximo=1.4,Hminimo=0.0,Hmaximo=10.0,TolDp=0.0000001
```

```
if (parar) return
```

```
existe_erro = .false.
```

```
parar = .false.
```

```
erro = 0
```

```
h(1) = x(1)
```

```
h(2) = x(2)
```

```
h(3) = x(3)
```

```
h(4) = x(4)
```

```
h(5) = x(5)
```

```
h(6) = x(6)
```

```
C(1) = x(7)
```

```
C(2) = x(8)
```

```
C(3) = x(9)
```

```
C(4) = x(10)
```

```
C(5) = x(11)
```

```
C(6) = x(12)
```

```
! verificar se eh possivel atualizar as prop fisicas
```

```
do k=0,6
```

```
if ( (T(k).LT.Tminimo).OR.(T(k).GT.Tmaximo) ) then
```

```
existe_erro = .true.
```

```
erro = 1
```

```
exit
```

```
end if
```

```
if ( (F(k).LT.Fminimo).OR.(F(k).GT.Fmaximo) ) then
```

```
existe_erro = .true.
```

```
erro = 2
```

```
exit
```

```
end if
```

```
if ( (W(k).LT.Wminimo).OR.(W(k).GT.Wmaximo) ) then
```

```
existe_erro = .true.
```

```
erro = 3
```

```
exit
```

```
end if
```

```
if ( (C(k).LT.Cminimo).OR.(C(k).GT.Cmaximo) ) then
```

```
existe_erro = .true.
```

```
erro = 4
```

```

exit
end if
if (k.eq.0) cycle
if ( (H(k).LT.Hminimo).OR.(H(k).GT.Hmaximo) ) then
existe_erro = .true.
erro = 5
exit
end if
end do
if (existe_erro) then
print *, '[atualiza_dados] falha na base de informacoes '
print *, '    [mess= 9999] correcao: nao eh possivel'
print *, '    [valor do contador global] ',posicao
print *, '    [numero ultimo erro] ',erro
print *, '    [possivel estágio do erro] ',k

select case (erro)
case(1)
print *, '    Temperatura ',T(k)
print *, '    minimo <-> maximo ',Tminimo, Tmaximo
case (2)
print *, '    Vazao ',F(k)
print *, '    minimo <-> maximo ',Fminimo, Fmaximo
case (3)
print *, '    Vazao massica Vapor ',W(k)
print *, '    minimo <-> maximo ',Wminimo, Wmaximo
case (4)
print *, '    Concentracao ',C(k)
print *, '    minimo <-> maximo ',Cminimo, Cmaximo
case (5)
print *, '    Nivel ',H(k)
print *, '    minimo <-> maximo ',Hminimo, Hmaximo
case default
print *, '    nao identificado '
end select
print *, '    vetor X'
write(*,9000) X
9000 format(1x,F15.4)
print *, ' [atualiza_dados] acao -> requisitado termino do programa '
print *, '                                arquivo de dados deve ser gravado'
parar = .true.

```

```

pause
end if
! sao imposicoes de projeto: P(6), C(6)
DTR(6) = BPR(C(6),P(6))
TH20sat(6) = Tsat(P(6))
T(6) = TH20sat(6) + DTR(6)

! sao imposicoes de projeto F(0) C(0) T(0) Tfeed
DHvap(0) = lambda(T(0))
Cp(0) = Cpp(C(0),Tfeed)
dens(0) = rho(C(0),Tfeed)
P(0) = Psat(T(0))
TH20sat(0) = T(0)

do k=1,6
if(k.eq.1) then
T(1) = (UA * alpha(1) * T(0) - DHvap(0) * W(0)) / (UA * alpha(1))
if (T(1).GT.T(0)) T(1) = T(0)
DHvap(1) = lambda(T(1))
Cp(1) = Cpp(C(1),T(1))
dens(1) = rho(C(1),T(1))
W(1) = ( F(0) * dens(0)* Cp(0)*Tfeed - F(1) * dens(1)* Cp(1)*T(1) +
DHvap(0) * W(0) )/(Cp(1)*T(1)+DHvap(1))
if (W(1).LT.zero) W(1) = zero
else
T(k) = (UA * alpha(k) * T(k - 1) - DHvap(k - 1) * ( W(k-1) )) / (UA *
alpha(k))
if (T(k).GT.T(k-1)) T(k) = T(k-1)
DHvap(k ) = lambda(T(k))
Cp(k) = Cpp(C(k),T(k))
dens(k) = rho(C(k),T(k))
W(k) = ( F(k - 1) * dens(k - 1)* Cp(k-1)*T(k-1) - F(k) * dens(k)*
Cp(k)*T(k) + DHvap(k - 1) * ( F(k - 2) * dens(k - 2) - F(k - 1) * dens(k -
1)) )/(Cp(k)*T(k)+DHvap(k))
if (W(k).LT.zero) W(k) = zero
end if
end do

do k=1,5
DPre1 =1.0
Pressao = Psat(T(k))

```

```

kpress = 0
do while ((DPrel.GT.TOLdp) .AND. (kpress.LT.10000))
DT = BPR(C(k),Pressao)
Temp = T(k) - DT
NovaPressao = Psat(Temp)
DPrel = dabs((NovaPressao-Pressao)/Pressao)
kpress = kpress + 1
Pressao = NovaPressao
end do
if (kpress.GE.10000) print *, '[atualiza_PropFis][Psat][erro 101] nao
converge <=> contador =',posicao,' estágio =',k
DTR(k) = BPR(C(k),Pressao)
P(k) = Pressao
TH20sat(k) = T(k) - DTR(k)
end do
return
end

!=====
!ROTINA PARA DEFINIÇÃO DOS VALORES INICIAIS DO PROCESSO EM REGIME
!PERMANENTE - UNIDADES SI
subroutine valorinicial (x)
USE OPERACAO
real*8      :: x(12) !,Hmin(Nvar),Hmax(Nvar),Cmin(Nvar),Cmax(Nvar)
integer      :: k

!valores iniciais de ponto de equilibrio do sistema
!Unidades SI -> vazão de vapor [kg/s]
W(0) =      42.6908787
W(1) =      26.3601
W(2) =      27.8777
W(3) =       5.6228
W(4) =     10.7145
W(5) =     14.998
W(6) =     28.2867
Wss =       W
Wmin =      0.0
Wmax =     80.0

!Unidades SI -> vazão de licor [m3/s]
F(0) =      0.1248086

```

```

F(1) =      0.0858396
F(2) =      0.0782408
F(3) =      0.0692070
F(4) =      0.0581846
F(5) =      0.0423428
F(6) =      0.0144029
Fss  =      F
Fimn =      0.0
Fmax =      2.0*Fss

```

!Unidades SI -> concentração de sólidos no licor [kg/kg]

```

C(0) =      0.1400000
C(1) =      0.1749
C(2) =      0.2554
C(3) =      0.2733
C(4) =      0.3176
C(5) =      0.4101
C(6) =      0.8500000
Css  =      C
Cmin =      0.0
Cmax =      1.0

```

!Unidades SI -> Pressão na câmara do evaporador [bar]

```

P(0) =      8.0000000
P(1) =      4.747
P(2) =      2.4544
P(3) =      2.3247
P(4) =      1.8742
P(5) =      1.1736
P(6) =      0.2237

```

!Unidades SI -> Temperatura na câmara [K]

```

T(0) =      443.5188014
T(1) =      424.9287784
T(2) =      403.0798      ! 420.4691621
T(3) =      401.6475      ! 414.5564791
T(4) =      395.6334      ! 406.4075142
T(5) =      383.5324      ! 388.6559435
T(6) =      356.3414      ! 353.6389351
Tss  =      T
Tmin =      250.0

```

```
Tmax =      550.0
Tfeed =     358.1600037
```

```
!Unidade SI -> área de troca térmica [m2]
```

```
Atroca(1) = 817.55
Atroca(2) = 817.55
Atroca(3) = 817.55
Atroca(4) = 817.55
Atroca(5) = 817.55
Atroca(6) = 817.55
```

```
!Unidades SI -> área do tanque do evaporador [m2]
```

```
AreaTQ(1) = 2.0
AreaTQ(2) = 2.0
AreaTQ(3) = 2.0
AreaTQ(4) = 2.0
AreaTQ(5) = 2.0
AreaTQ(6) = 2.0
```

```
!Unidades SI -> nível de licor do evaporador [m]
```

```
h(1) = 1.00
h(2) = 1.00
h(3) = 1.00
h(4) = 1.00
h(5) = 1.00
h(6) = 1.00
Hss = H
Hmin = 0.0
Hmax = 3.0
```

```
! o produto UA em cada evaporador eh: UA x alpha
```

```
alpha(1) = 1.0000000
alpha(2) = 0.9000000
alpha(3) = 0.8000000
alpha(4) = 0.7000000
alpha(5) = 0.4000000
alpha(6) = 0.3000000
```

```
!Unidades SI -> coeficiente global de troca térmica x área de troca [W/k]
```

```
UA = 4713407.8858472
do k=1,6
```

```

UAa(k) = UA*alpha(k)
end do

do k=1,6
SPH(k) = h(k)
end do
SPC6 = C(6)
epsa = epsilon(dble(2))

KcH100ref = 10.0
KiH100ref = 0.0
KdH100ref = 0.0
KcC6100ref = 0.0
KiC6100ref = 0.0
KdC6100ref = 0.0

ISEH = 0.0
ISEC6 = 0.0
ISEW0 = 0.0

do i=1,10
reg(i) = .true.
end do
UltimaVez = 0.0
  DW = 0.02*Wss(0)
  DC = 0.02*Css(0)

x(1) = h(1)
x(2) = h(2)
x(3) = h(3)
x(4) = h(4)
x(5) = h(5)
x(6) = h(6)
x(7) = C(1)
x(8) = C(2)
x(9) = C(3)
x(10) = C(4)
x(11) = C(5)
x(12) = C(6)

return

```

end

!=====

!ROTINA PARA CALCULO DAS EDO'S - BALANÇO DE MASSA

!MODELAGEM MATEMÁTICA DO NÍVEL E DA CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS

subroutine modeloTrans(Nvar,time,X,DER)

use operacao

integer ::Nvar

real*8 ::X(Nvar),DER(Nvar),time

integer ::k

real*8 ::lambda,rho,Cpp,DDHvap(0:6),Ddens(0:6),edoh(6),edoc(6),CCp(0:6)

real*8, parameter :: zero = 0.0D00,um = 1.0D00

h(1) = x(1)

h(2) = x(2)

h(3) = x(3)

h(4) = x(4)

h(5) = x(5)

h(6) = x(6)

C(1) = x(7)

C(2) = x(8)

C(3) = x(9)

C(4) = x(10)

C(5) = x(11)

C(6) = x(12)

do k =1,6

if (h(k).LT.zero) h(k) = zero

if (C(k).LT.zero) C(k) = zero

if (C(k).GT.um) C(k) = um

end do

do k=1,6

edoh(k) = (F(k - 1) * (dens(k - 1)/dens(k)) - F(k) - (W(k)/dens(k)))/
AreaTQ(k)

if (h(k).LE.zero) then

edoC(k) = zero

else

edoC(k) = -(C(k) * F(k - 1) * dens(k - 1) - C(k) * W(k) - F(k - 1) * dens(k
- 1) * C(k-1)) / AreaTQ(k) / h(k) / dens(k)

end if

end do

```

der(1) = edoh(1)
der(2) = edoh(2)
der(3) = edoh(3)
der(4) = edoh(4)
der(5) = edoh(5)
der(6) = edoh(6)
der(7) = edoC(1)
der(8) = edoC(2)
der(9) = edoC(3)
der(10) = edoC(4)
der(11) = edoC(5)
der(12) = edoC(6)

```

return

end

=====

!ROTINA PARA ALOCAÇÃO DAS VARIÁVEIS A SEREM ARMAZENADAS NA MEMÓRIA

subroutine armazena(time,k,Simul,SimulCon,SimulPF,SimulPARAM,continuar)

use operacao

real*8

```

::time,simul(0:Numpontos+2,*),simulCon(0:Numpontos+2,*),simulPF(0:Numpontos
+2,*),simulPARAM(0:Numpontos+2,*)

```

integer ::k

logical ::continuar

if (k.GT.(Numpontos+2)) **then**

continuar = .false.

print *, ' [principal][armazena] tentativa de armazenar acima do limite
disponivel'

print *, ' Simul, SimulPF, SimulCon'

print *, ' interrompendo o laço de calculo ->

encerra'

return

end if

```

simul(k,1)      = time
simul(k,2:8)    = F(0:6)
simul(k,9:15)   = W(0:6)

```

```

simul(k,16:22) = P(0:6)
simul(k,23:29) = T(0:6)
simul(k,30:36) = C(0:6)
simul(k,37:42) = H(1:6)

```

```

W00(k)          = W(0)
C66(k)          = C(6)

```

```

simulCon(k,1)    = time
simulCon(k,2:8)  = C100(0:6)
simulCon(k,9)    = SPC6100
simulCon(k,10)   = SPC6
simulCon(k,11:16)= H100(1:6)
simulCon(k,17)   = SPH100(1)
simulCon(k,18)   = SPH(1)

```

```

simulPF(k,1)     = time
simulPF(k,2:8)   = TH20sat(0:6)
simulPF(k,9:15)  = dens(0:6)
simulPF(k,16:22) = DHvap(0:6)
simulPF(k,23:29) = Cp(0:6)
simulPF(k,30:36) = DTR(0:6)
simulPF(k,37:42) = UAa(1:6)
simulPF(k,43)    = UA

```

```

simulPARAM(k,1)  = time
simulPARAM(k,2:7) = KcH100(1:6)
simulPARAM(k,8:13)= KiH100(1:6)
simulPARAM(k,14)  = KcC6100
simulPARAM(k,15)  = KiC6100
simulPARAM(k,16:21)= ISEH(1:6)
simulPARAM(k,22)  = ISEC6
simulPARAM(k,23)  = ISEW0

```

```

return
end

```

```

!=====
!ROTINA SALVAR O RESULTADO DA SIMULAÇÃO EM ARQUIVO 'TXT'
subroutine relatorio(k,Simul,SimulCon,SimulPF,SimulPARAM)
use operacao

```

```
real*8
```

```
::simul(0:Numpontos+2,*), simulCon(0:Numpontos+2,*), simulPF(0:Numpontos+2,*),  
SimulPARAM(0:Numpontos+2,*))
```

```
integer ::k,j
```

```
open(20,file='Simul.txt',status='unknown')
```

```
open(21,file='SimulPF.txt',status='unknown')
```

```
open(22,file='SimulCon.txt',status='unknown')
```

```
open(23,file='SimulPARAM.txt',status='unknown')
```

```
write(20,8009)
```

```
8009
```

```
format(T11,'time',T28,'F0',T44,'F1',T60,'F2',T76,'F3',T92,'F4',T108,'F5',T1  
24,'F6',T140,'W0',T156,'W1',T172,'W2',T188,'W3', &  
T204,'W4',T220,'W5',T236,'W6',T252,'P0',T268,'P1',T284,'P2',T300,'P3',T316,  
'P4',T332,'P5',T348,'P6',T364,'T0', &  
T380,'T1',T396,'T2',T412,'T3',T428,'T4',T444,'T5',T460,'T6',T476,'C0',T492,  
'C1',T508,'C2',T524,'C3',T540,'C4', &  
T556,'C5',T572,'C6',T588,'H1',T604,'H2',T620,'H3',T636,'H4',T652,'H5',T668,  
'H6')
```

```
write(20,8010) (Simul(j,1:42),j=0,k)
```

```
8010 format(42(F15.4,1x))
```

```
write(21,8019)
```

```
8019
```

```
format(T11,'time',T28,'TS0',T44,'TS1',T60,'TS2',T76,'TS3',T92,'TS4',T108,'T  
S5',T124,'TS6',T140,'D0',T156,'D1',T172,'D2',T188,'D3', &  
T204,'D4',T220,'D5',T236,'D6',T252,'HV0',T268,'HV1',T284,'HV2',T300,'HV3',T  
316,'HV4',T332,'HV5',T348,'HV6',T364,'CP0', &  
T380,'CP1',T396,'CP2',T412,'CP3',T428,'CP4',T444,'CP5',T460,'CP6',T476,'DT0  
,T492,'DT1',T508,'DT2',T524,'DT3',T540,'DT4', &  
T556,'DT5',T572,'DT6',T588,'UA1',T604,'UA2',T620,'UA3',T636,'UA4',T652,'UA5  
,T668,'UA6',T684,'UA')
```

```
write(21,8020) (SimulPF(j,1:43),j=0,k)
```

```
8020 format(43(F15.4,1x))
```

```
write(22,8029)
```

```
8029
```

```
format(T11,'time',T28,'c0%',T44,'c1%',T60,'c2%',T76,'c3%',T92,'c4%',T108,'c  
5%',T124,'c6%',T140,'SPc%',T156,'SPC',T172,'h1%',T188,'h2%', &  
T204,'h3%',T220,'h4%',T236,'h5%',T252,'h6%',T268,'SPh%',T284,'SPH')
```

```
write(22,8030) (SimulCon(j,1:18),j=0,k)
```

```
8030 format(18(F15.4,1x))
```

```
write(23,8039)
```

```
8039
```

```
format(T11, 'time', T28, 'KcH1', T43, 'KcH2', T59, 'KcH3', T75, 'KcH4', T91, 'KcH5', T1
07, 'KcH6', T123, 'KiH1', T139, 'KiH2', T156, 'KiH3', T171, 'KiH4', T187, 'KiH5', &
T203, 'KiH6', T219, 'KcC6', T235, 'KiC6', T252, 'iH1', T268, 'iH2', T284, 'iH3', T300, '
iH4', T316, 'iH5', T332, 'iH6', T348, 'iC6', T364, 'iW0')
```

```
write(23,8040) (SimulPARAM(j,1:23),j=0,k)
```

```
8040 format(23(F15.4,1x))
```

```
return
```

```
end
```

```
!=====
```

```
!ROTINA PARA CONVERSÃO DAS VARIÁVEIS ABSOLUTAS EM PERCENTUAL
```

```
subroutine converte100()
```

```
use operacao
```

```
integer ::k
```

```
do k=1,6
```

```
h100(k) = 100.0*( h(k)-Hmin(k) )/(Hmax(k) - Hmin(k))
```

```
SPH100(k) = 100.0*( SPH(k)-Hmin(k) )/(Hmax(k) - Hmin(k))
```

```
C100(k) = 100.0*( C(k)-Cmin(k) )/(Cmax(k) - Cmin(k))
```

```
F100(k) = 100.0*( F(k)-Fmin(k) )/(Fmax(k) - Fmin(k))
```

```
Fss100(k) = 100.0*( Fss(k)-Fmin(k) )/(Fmax(k) - Fmin(k))
```

```
W100(k) = 100.0*( W(k)-Wmin(k) )/(Wmax(k) - Wmin(k))
```

```
T100(k) = 100.0*( T(k)-Tmin(k) )/(Tmax(k) - Tmin(k))
```

```
end do
```

```
c100(0) = 100.0*( C(0)-Cmin(1) )/(Cmax(0) - Cmin(0))
```

```
SPC6100 = 100.0*( SPC6-Cmin(6) )/(Cmax(6) - Cmin(6))
```

```
return
```

```
end
```

```
!=====
```

```
!ROTINA PARA IMPLEMENTAÇÃO DAS PERTURBAÇÕES DEGRAU OU PRBS DEFINIDAS PELO
!USUÁRIO
```

```
subroutine perturba(time)
```

```
use operacao
```

```
real*8 :: Tinicio,Tfim,time,X(12)
```

```
Tinicio = pert_start
```

```
Tfim = Tfinal
```

```

select case (tipo_perturbacao)

    case (0) ! não implementa nenhuma perturbação
    W(0) = Wss(0)
    F(0) = Fss(0)
    C(0) = Css(0)
    F(1) = Fss(1)
    C(1) = Css(1)
    F(2) = Fss(2)
    C(2) = Css(2)
    F(3) = Fss(3)
    C(3) = Css(3)
    F(4) = Fss(4)
    C(4) = Css(4)
    F(5) = Fss(5)
    C(5) = Css(5)

    case (1) ! vazao de vapor de aquecimento
    IF ((time.GT.Tinicio).AND.(time.LT.Tfim)) then
    W(0) = (Wss(0))*1.10
    else
    W(0) = Wss(0)
    end if

    case (2) ! vazao de entrada de licor negro
    IF ((time.GT.Tinicio).AND.(time.LT.Tfim)) then
    F(0) = (Fss(0))*1.10
    else
    F(0) = Fss(0)
    end if

    case (3) ! concentracao de entrada
    IF ((time.GT.Tinicio).AND.(time.LT.Tfim)) then
    C(0) = (Css(0))*1.10
    else
    C(0) = Css(0)
    end if

    case (4) ! vazao de entrada de licor negro
    IF ((time.GT.Tinicio).AND.(time.LT.Tfim)) then
    F(1) = (Fss(1))*1.10
    else
    F(1) = Fss(1)
    end if

```

```

case (5) ! concentracao de entrada
IF ((time.GT.Tinicio).AND.(time.LT.Tfim)) then
C(1) = (Css(1))*1.10
else
C(1) = Css(1)
end if
case (6) ! vazao de entrada de licor negro
IF ((time.GT.Tinicio).AND.(time.LT.Tfim)) then
F(2) = (Fss(2))*1.10
else
F(2) = Fss(2)
end if
case (7) ! concentracao de entrada
IF ((time.GT.Tinicio).AND.(time.LT.Tfim)) then
C(2) = (Css(2))*1.10
else
C(2) = Css(2)
end if
case (8) ! vazao de entrada de licor negro
IF ((time.GT.Tinicio).AND.(time.LT.Tfim)) then
F(3) = (Fss(3))*1.10
else
F(3) = Fss(3)
end if
case (9) ! concentracao de entrada
IF ((time.GT.Tinicio).AND.(time.LT.Tfim)) then
C(3) = (Css(3))*1.10
else
C(3) = Css(3)
end if
case (10) ! vazao de entrada de licor negro
IF ((time.GT.Tinicio).AND.(time.LT.Tfim)) then
F(4) = (Fss(4))*1.10
else
F(4) = Fss(4)
end if
case (11) ! concentracao de entrada
IF ((time.GT.Tinicio).AND.(time.LT.Tfim)) then
C(4) = (Css(4))*1.10
else

```

```

C(4) = Css(4)
end if
case (12) ! vazao de entrada de licor negro
IF ((time.GT.Tinicio).AND.(time.LT.Tfim)) then
F(5) = (Fss(5))*1.10
else
F(5) = Fss(5)
end if
case (13) ! concentracao de entrada
IF ((time.GT.Tinicio).AND.(time.LT.Tfim)) then
C(5) = (Css(5))*1.10
else
C(5) = Css(5)
end if
case (14) ! perturbação tipo PRBS em W0
if ((time.GT.Tinicio).AND.(time.LT.Tfim)) then
if ( time.GT.(UltimaVez + Tprbs) ) then ! UltimaVez e Tprbs sao
inicializados em Valor_inicial
UltimaVez = time
rtemp = ( reg(4).neqv.reg(5).neqv.reg(6).neqv.reg(8) )
if ( rtemp )then
W(0) = Wss(0) + DW
else
W(0) = Wss(0) - DW
end if
do j = 1, 7
reg(9-j) = reg(8-j)
end do
reg(1) = rtemp
end if
end if
case (15) ! perturbação tipo PRBS em C0
if ((time.GT.Tinicio).AND.(time.LT.Tfim)) then
if ( time.GT.(UltimaVez + Tprbs) ) then ! UltimaVez e Tprbs sao
inicializados em Valor_inicial
UltimaVez = time
rtemp = ( reg(4).neqv.reg(5).neqv.reg(6).neqv.reg(8) )
if ( rtemp )then
C(0) = Css(0) + DC
else
C(0) = Css(0) - DC

```

```

end if
do j = 1, 7
  reg(9-j) = reg(8-j)
end do
reg(1) = rtemp
end if
end if
end select

return
end

!=====
!IMPLEMENTAÇÃO DO CONTROLADOR P E PI - VAZÃO DE ENTRADA 'FIN'
!VERSÃO COM CONTROLE DA VAZÃO DE ENTRADA DO EVAPORADOR
subroutine controlPI(time)
use operacao
real*8      :: time
real*8, save ::
erroH100(6),erroH(6),erroC6100,erroC6,erroH100_anterior(6),erroC6100_anteri
or
real*8      :: dummy

do k=1,6
  erroH = SPH(k) - H(k)
end do
erroC6 = SPC6 - C(6)
call converte100()
erroH100_anterior = erroH100
erroC6100_anterior = erroC6100
erroH100 = SPH100 - H100
erroC6100 = SPC6100 - C100(6)

! verificacao da condicao de estabilidade
KcH100 = KcH100ref
KiH100 = KiH100ref
KcC6100 = KcC6100ref
KiC6100 = KiC6100ref

do k=1,6
  if ( dabs(SPH(k)-H(k)).LT.((1.0D+08)*epsa)) cycle

```

```

dummy = (W(k) - dens(k-1)*Fss(k-1))*((Hmax(k) - Hmin(k)))/(dens(k-1)*Fss(k-1)*(SPH(k)-H(k)))
if (dummy.GT.(0.0)) KcH100(k) = 0.9*dummy
if (KcH100(k).GT.KcH100ref(k)) KcH100(k) = KcH100ref(k)
end do

! CONTROLE PI PARA O NÍVEL EM CADA ESTÁGIO...
do k =1,6
mH100(k) = mH100(k) + KcH100(k)*(erroH100(k) - erroH100_anterior(k))+
KcH100(k)*KiH100(k)*Dhora*erroH100(k)
F(k-1) = Fss(k-1) + Fss(k-1)*(mH100(k)/100.0)
if (F(k-1).LT.Fmin(k)) F(k-1) = Fmin(k-1)
if (F(k-1).GT.Fmax(k-1)) F(k-1) = Fmax(k-1)
end do

! CONTROLE PI PARA A CONCENTRAÇÃO NO 6° ESTÁGIO...
if (controla_conc.AND.(.NOT.(controle_DMC .eq. 1))) then
mC6100 = mC6100 + KcC6100*(erroC6100 - erroC6100_anterior)+
KcC6100*KiC6100*Dhora*erroC6100
W(0) = Wss(0) + Wss(0)*(mC6100/100.0)
end if

if (time.GT.pert_start) then
do k=1,6
ISEH(k) = ISEH(k) + DHora_ref*erroH(k)*erroH(k) ! 0-100% -> 0-1
end do
ISEC6 = ISEC6 + DHora_ref*erroC6*erroC6 !*(1.0D-04) ! 0-100% -> 0-1
ISEW0 = ISEW0 + Dhora_ref*(mC6100/100.0)*(mC6100/100.0)
end if

return
end

!=====
!ROTINAS PARA IMPLEMENTAÇÃO DO CONTROLADOR DMC
!=====
!ROTINA PARA CONSTRUÇÃO DA MATRIZ DINÂMICA A
subroutine MatrizDinamica (Np)
use operacao
real*8, parameter :: Nmax = 42
real*8 :: C6k(Nmax+1), dummy, SS

```

```

integer                :: fim,j,i,Np

open(20,file='dados_matrizA.txt',status='old',action='read',position='REWIND',iostat=Np)
Np = 1      ! iniciar a leitura na primeira linha ...
fim = 0     ! leitura finalizada na ultima linha da tabela ..
lendo_vetor: do
read (20,fmt=*,iostat=fim) dummy
C6k(Np) = (dummy - SPC6)/(4.26908787)
if (fim .EQ. 0) Np = Np + 1 ! OK, aumentar, ir para a proxima linha ...
if (fim .GT. 0) stop "> Erro na Leitura da Tabela <" ! algo deu errado ...
if (fim .LT. 0) exit                                     ! fim do arquivo
end do lendo_vetor
Np = Np - 1
A = 0.0D00
if (R.GT.Np) then
print *, ' [MatrizA]: horizonte de predição (R) maior do que horizonte de
convolucao (Np)'
print *, ' STATUS: condicao nao suportada '
print *, ' ACAO: programa abortado'
stop
end if
Hpulso(1) = 0.0D00
do k=2,Nc
Hpulso(k) = C6k(k) - C6k(k-1)
end do
do j=1,R
do i=j,R
A(i,j)=C6k(i-j+1)
end do
end do
return
end

!=====
!ROTINA CALCULO MATRIZ K -> K = [(A^T*A + beta*I)^-1]*A^T
subroutine matrizK ()
USE LINRG_INT
USE NR2RR_INT
use operacao
integer :: k,i

```

```
real*8      :: ATANORM, ATABNORM, MKANORM, Anorm
```

```
AT  = TRANSPOSE(A)
```

```
ATA = MATMUL(AT,A)
```

```
ATAG = ATA*gamma
```

```
do k=1,R
```

```
do i=1,R
```

```
ATAGB(k,i) = ATAG(k,i) + beta
```

```
end do
```

```
end do
```

```
CALL LINRG (ATAGB, ATAGBI)
```

```
Mk = MATMUL(ATAGBI,AT)
```

```
return
```

```
end
```

```
!=====
```

```
!FUNÇÃO PARA CALCULO DE DELTA U -> DELTA W0
```

```
!IMPLEMENTAÇÃO DO CONTROLADOR DMC
```

```
real*8 function DUKJ (k,j)
```

```
use operacao
```

```
integer :: k,j
```

```
DUKJ = 0.0D00
```

```
if (k .GT. (Nc+1)) DUKJ = W00(k-j) - W00(k-j-1)
```

```
return
```

```
end
```

```
!=====
```

```
!ROTINA PARA IMPLEMENTAÇÃO DO CONTROLADOR DMC:
```

```
!R -> horizonte de predição
```

```
!Nc -> horizonte de convolução
```

```
subroutine controlDMC (time,k)
```

```
use operacao
```

```
real*8      :: time
```

```
real*8      :: norma2Hpulso,norma2Yo1,norma2Eo1,R8norma2
```

```
integer      :: k,m,j,Ncc
```

```
external     :: DUKJ
```

```

!primeiro valor predito
Yol(1) = C66(k) - SPC6
do i=2,Nc
Yol(1) = Yol(1) + Hpulso(i)*DUKJ(k,i-1)
end do

!valores restantes a serem preditos
do m=2,R
Yol(m) = Yol(m-1)
do i=m+1,Nc
Yol(m) = Yol(m) + Hpulso(i)*DUKJ(k,i-m)
end do
end do
Ncc = Nc
!vetor do erro futuro
do j=1,R
Eol(j) = - Yol(j) !SPC6 - Yol(j)
end do

deltaUU = matmul(MK,Eol)

!Implementação do controlador DMC...
if (controla_conc) then
if (controle_DMC .eq. 1) then
if (time .GT. pert_start) then
W(0) = W00(k-1) + deltaUU(1)
end if
end if
end if

if (time.GT.pert_start) then
ISEC6 = ISEC6 + DHora_ref*Eol(1)*Eol(1) !0-100% -> 0-1
ISEW0 = ISEW0 + Dhora_ref*deltaUU(1)*deltaUU(1)
end if

return
end

```