



**UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO**  
**Escola de Engenharia de Lorena – EEL**



---

**GABRIEL GUERATO**  
**JOSÉ ROBERTO RIBEIRO JUNIOR**

**OTIMIZAÇÃO DOS EVAPORADORES TIPO FALLING FILM DE UMA PLANTA DE  
EVAPORAÇÃO DO LICOR NEGRO PROVENIENTE DO PROCESSO DE DIGESTÃO  
DA MADEIRA – KRAFT, ATRAVÉS DA MODIFICAÇÃO DO PROCESSO DE  
LAVAGEM VISANDO O AUMENTO DA CAPACIDADE DA UNIDADE**

**ORIENTADOR: PROFESSOR Msc. ANTONIO CARLOS DA SILVA**

Lorena, 02 de Maio de 2012



RIBEIRO JUNIOR, J.R. & GUERATO, G.

Otimização dos Evaporadores Tipo *Falling Film* de Uma Planta de Evaporação do Licor Negro Proveniente do Processo de Digestão da Madeira – Kraft, Através da Modificação do Processo de Lavagem Visando o Aumento da Capacidade da Unidade. EEL-USP, Lorena-SP, 2012. p.165.

Orientador: Prof. Msc. Antonio Carlos da Silva

Monografia – Trabalho de Conclusão de Curso de Engenharia Química

Modelagem, Otimização, Processo de Lavagem, Evaporação, Licor Negro.



## AGRADECIMENTOS

*Ambos autores agradecem:*

- Primeiramente, A Deus por nos conceder força para concluir mais uma etapa repleta de obstáculos de nossas vidas.
- Aos engenheiros Massahiro Samuel Onoda e Paulo Prado pelo apoio técnico, aquisições dos dados de processo e informações preciosas, sem o qual seria impossível realizar este trabalho.
- O Professor Msc. Antonio Carlos da Silva pela cuidadosa orientação do trabalho.
- Aos amigos, companheiro de trabalho, Luciana Rampazzo, Érico Lopes, Ana Lucia Perez, Antônio Mezzoprete, Rafael Teraoka, Olívia Valério e Santiago Pavão pelo incentivo e apoio no desenvolvimento do trabalho.

*José Roberto R. Jr agradece, em particular:*

- Aos meus queridos pais, Sr. José Roberto Ribeiro e Sra. Célia Antunes Ribeiro, que me proporcionaram todo o ensinamento de vida, me guiando, orientado e dando firme suporte em minhas decisões. Obrigado por tudo que fizeram por mim, pois se não fosse vocês, eu não teria alcançado certo patamares de minha vida. Também, agradeço a minha adorável irmã, Daiane Fernanda Ribeiro, por estar sempre ao meu lado.
- Aos amigos de república e, também, futuros Engenheiros Químicos, Anderson Carnietto, Edson Orati e Matheus Faccioli pela companhia e convivência por esse valioso período de 5 anos.

*Gabriel Guerato agradece, em particular:*

- Aos meus pais, Sr. Omar Guerato Junior e Sra. Dalva dos Santos Guerato pela educação a mim dada e apoio incondicional em todas as decisões que tomei. Obrigado por sempre confiarem e nunca duvidarem de minhas escolhas.
- Aos meus irmãos Mariana e Guilherme Guerato pela torcida em mim, mesmo que de longe.
- Aos meus amigos de república Rafael Couto, Gabriel Reis e Bruno Augusto Ribeiro: mais do que amigos nos tornamos irmãos. Obrigado por todos os momentos que tivemos juntos nesses 5 anos. Espero vê-los também engenheiros em breve.
- Aos amigos Amanda Nascimento, Ana Paula Rezende, Andrei Nogueira, Augusto César Matavelli, Barbara Lara, Carolina Maria Barbosa, Guilherme Rezende, Mariana Simão, Rubens Pulzatto Jr., Taline Marciano, Verônica Bruno, Vinicius Bini e Vinicius Faria, pois cada um, à sua maneira, teve sua parcela de contribuição para eu estar onde hoje estou.



## RESUMO

No processo Kraft de produção de celulose forma-se como subproduto o licor negro, fluido rico em sais inorgânicos e compostos orgânicos, majoritariamente a lignina. Visando a recuperação dos produtos químicos e geração de energia, o licor negro segue para o processo de recuperação dos reagentes químicos que consiste basicamente em concentrar esse fluido em evaporadores seguido pela sua queima em uma caldeira de recuperação e a calcinação dos sais recuperados. Nesse trabalho foi desenvolvida uma modelagem matemática fenomenológica de um sistema de evaporação de licor negro de múltiplos efeitos o qual opera com seis efeitos de evaporação. O primeiro efeito é composto de quatro corpos evaporadores visando a manutenção e lavagem desses equipamentos que sofrem com a intensa incrustação de sólidos em suas paredes devido à elevada concentração do licor negro que passa por eles. Com essa configuração, enquanto três equipamentos operam com a evaporação do licor negro, o outro opera no modo lavagem com licor diluído. Essa modelagem baseou-se no balanço de massa e energia dos evaporadores e em relações empíricas para quantificação das propriedades físicas. O sistema de evaporação considerado nesse estudo está em operação em uma unidade de fabricação de papel e celulose do Brasil. O primeiro objetivo foi desenvolver um algoritmo de cálculo para modelar o sistema de evaporação atual. Nessa modelagem, visando reduzir a complexidade dos cálculos, não foram considerados os equipamentos intermediários entre evaporadores, como vasos de pré-flash, trocadores de calor, tanques de cinzas, os quais auxiliam os efeitos de evaporação, além de não considerar o aproveitamento energético dos condensados produzidos nos cascos dos evaporadores. Sabendo disso, para obter uma concentração de saída do licor negro de 68,4% TS, igual à planta de evaporação de referência, foi necessário aumentar a vazão de vapor vivo para suprir a quantidade de energia que é aproveitada pelos equipamentos auxiliares existentes na evaporação de referência os quais não foram considerados na presente modelagem. O foco principal do trabalho foi modificar a exclusiva operação de lavagem de um corpo evaporador do primeiro efeito por um processo concomitante de lavagem e evaporação do licor negro, sem afetar a eficiência da limpeza do equipamento. Essa modificação visou aumentar a capacidade produtiva de licor negro na planta existente de evaporação apenas aproveitando toda a área de troca térmica disponível no sistema, sem necessidade de alterações mecânicas. O licor negro usado para desenvolver essas funções foi derivado da linha que conecta os evaporadores #4 e #3. Foi constatado que, com essa



modificação proposta, a capacidade produtiva da planta de evaporação existente aumenta em 13%, mantendo-se a economia de vapor em aproximadamente 5 ton de vapor produzido por tonelada de vapor vivo inserido e a capacidade específica de 800 kg de vapor gerado para cada 1 ton de licor negro alimentado na unidade. No processo atual, segundo a modelagem proposta, gera-se 947 ton/h de vapor e 292,1 ton/h de licor negro forte a 68,7 % TS, inserindo na planta 1184 ton/h de licor negro diluído a 15,7% TS e 187,4 ton/h de vapor vivo a 145°C; enquanto que com as modificações propostas no processo de lavagem, obteve-se 306,1 ton/h de licor negro forte a 68,7% TS e uma evaporação total de 1080 ton/h, inserindo na planta 1340 ton/h de licor negro diluído a 15,7% TS e 217,4 ton/h de vapor vivo a 145°C. Portanto, com a modificação do processo de lavagem, determinou-se a capacidade máxima produtiva que a planta de evaporação do licor negro existente pode operar.

**Palavras-chave:** Modelagem. Otimização. Licor negro. Evaporadores.



## Lista de Figuras

Figura 2.1: Principais etapas de uma indústria de produção de celulose. (Fonte: ALMEIDA, 2009).

Figura 2.2: Viscosidade relativa (cinemática) vs. % de sólidos de licor negro de pinho Kraft e PSAQ a 100°C (Thompson et. al., 2007)

Figura 2.3: Viscosidade absoluta (dinâmica) vs. temperatura de licor negro de pinho Kraft e PSAQ com 70% de sólidos (Thompson et. al., 2007)

Figura 2.4: Elevação da Temperatura de Ebulição em função da concentração de sólidos no licor negro (VENKATESH e NGUYEN, 1992)

Figura 2.5: Arranjos de sistemas de evaporação em múltiplo efeito. A) concorrente. B) contracorrente (Fonte: CAMPOS, 2009).

Figura 2.6: Planta típica do processo de evaporação de licor negro em múltiplo efeito (Fonte: GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).

Figura 2.7: Evaporador tipo filme ascendente (rising film). (Fonte: ASIRI, 2007)

Figura 2.8: Bandeja responsável pela distribuição do filme de licor pelos tubos do evaporador. (Fonte: MORKFIENSKI, 2005)

Figura 2.9: Evaporador tipo filme descendente (falling film). (Fonte: GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).

Figura 2.10: Evaporador do i-ésimo efeito e suas variáveis de entrada e saída.

Figura 7.1: Perfil de aumento do ponto de ebulição em função da concentração de sólidos do licor negro nos efeitos de evaporação.

Figura 7.2: Viscosidade do licor negro nos efeitos de evaporação.

Figura 7.3: Massa específica do licor negro nos efeitos de evaporação.

Figura 7.4: Coeficiente de convecção do licor negro nos efeitos de evaporação.

Figura 7.5: Coeficiente global de transferência de calor do licor negro nos evaporadores.



Figura 7.6: Fluxograma de processo da atual planta de evaporação com as condições de corrente calculadas.

Figura 7.7: Temperatura calculada nas correntes de licor negro e vapor gerado.

Figura 7.8: Variação de temperatura efetiva calculada e de referência nos evaporadores.

Figura 7.9: Pressão absoluta e manométrica interna nos evaporadores.

Figura 7.10: Concentração do licor negro calculado e de referência nos evaporadores.

Figura 7.11: Vazão de vapor gerado nos efeitos de evaporação.

Figura 7.12: Concentrações de sólidos do licor negro calculados no caso I e caso II.

Figura 7.13: Vazões calculadas de vapor gerado no caso I e caso II.

Figura 7.14: Vazão total de vapor produzido pelo sistema de evaporação em função da vazão de licor negro e de vapor vivo que alimenta o evaporador #1D.

Figura 7.15: Aumento na vazão de vapor gerado com aumento da vazão de licor na planta e de vapor vivo no evaporador #1D.

Figura 7.16: Concentração de sólidos do licor negro na saída no efeito #1D.

Figura 7.17: Concentrações de sólidos do licor negro calculados no caso I e caso III.

Figura 7.18: Vazões calculadas de licor negro no caso I e caso III.

Figura 7.19: Vazões calculadas de vapor produzido no caso I e caso III.

Figura 7.20: Fluxograma de processo da planta de evaporação modificada com as condições de corrente calculada.



## Lista de Tabelas

Tabela 2.1: Teores de celulose das principais fibras comerciais. (Fonte: CARRIER, 2011)

Tabela 2.2: Composição típica de um licor negro (Fonte: GRACE e MALCOLM, 1983)

Tabela 2.3: Composição elementar típica de um licor negro (CARDOSO, 2009)

Tabela 2.4: Coeficientes para equação da viscosidade para “hardwood”, “softwood” e madeira tropical. Fonte: GULLICHSEN e FOGELHOLM (2000).

Tabela 2.5: Valores das constantes da equação 4 ajustados por MASSE et al., 1987. Fonte: GULLICHSEN e FOGELHOLM (2000).

Tabela 3.1: Sequencias operacionais no efeito #1

Tabela 3.2: Concentração de sólidos do licor negro na saída de cada efeito de evaporação.

Tabela 3.3: Área dos evaporadores da indústria atual de Papel e Celulose

Tabela 6.1: Parâmetros de processo conhecidos para efeito #6 da evaporação

Tabela 6.2: Parâmetros de processo conhecidos para efeito #5 da evaporação

Tabela 6.3: Parâmetros de processo conhecidos para efeito #4 da evaporação

Tabela 6.4: Parâmetros de processo conhecidos para efeito #3 da evaporação

Tabela 6.5: Parâmetros de processo conhecidos para efeito #2B da evaporação

Tabela 6.6: Parâmetros de processo conhecidos para efeito #2A da evaporação

Tabela 6.7: Condição operacional dos evaporadores do primeiro efeito

Tabela 6.8: Parâmetros de processo conhecidos para efeito #1C da evaporação

Tabela 6.9: Parâmetros de processo conhecidos para efeito #1B da evaporação

Tabela 6.10: Parâmetros de processo conhecidos para efeito #1A da evaporação

Tabela 6.11: Parâmetros de processo conhecidos para efeito #1D da evaporação



Tabela 6.12: Características termodinâmicas do vapor vivo injetado no efeito #1D que opera no modo lavagem e evaporação.

Tabela 6.13: Parâmetros de processo conhecidos para efeito #3 da evaporação

Tabela 6.13: Coeficientes para cálculo da viscosidade para “softwood”. Fonte: GULLICHSEN e FOGELHOLM (2000).

Tabela 7.1: Viscosidade do licor negro determinada experimentalmente por XXXX em função de sua temperatura e concentração de sólidos.

Tabela 7.2: Valores de referência e calculados de vazão mássica, concentração e temperatura nas correntes de entrada e saída de licor negro nos equipamentos de evaporação.

Tabela 7.3: Valores de referência e calculados de vazão mássica e temperatura nas correntes de entrada e saída de vapor nos equipamentos de evaporação.

Tabela 7.4: Valores de calculados no caso I e caso II de vazão mássica, concentração e temperatura nas correntes de entrada e saída de licor negro nos equipamentos de evaporação.

Tabela 7.5: Valores de calculados no caso I e caso II de vazão mássica e temperatura nas correntes de entrada e saída de vapor nos equipamentos de evaporação.

Tabela 7.6: Valores de calculados no caso I e caso III de vazão mássica, concentração e temperatura nas correntes de entrada e saída de licor negro nos equipamentos de evaporação.

Tabela 7.7: Valores de calculados no caso I e caso III de vazão mássica e temperatura nas correntes de entrada e saída de vapor nos equipamentos de evaporação



## ÍNDICE

<b>1. INTRODUÇÃO.....</b>	<b>13</b>
<b>2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....</b>	<b>15</b>
<b>2.1. Indústria de Papel e Celulose.....</b>	<b>15</b>
2.1.1. Obtenção da Celulose.....	15
2.1.2. A Extração da Celulose.....	15
2.1.3. Polpação Química Alcalina.....	16
2.1.4. O Processo “Kraft”.....	16
2.1.5. Sistema de Recuperação de Calor e dos Inorgânicos.....	17
2.1.6. Descrição do Processo de Recuperação.....	18
2.1.6.1. Evaporação.....	18
2.1.6.2. Combustão.....	18
2.1.6.3. Produção de Licor Verde e Caustificação.....	19
2.1.6.4. Calcinação.....	19
<b>2.2. Licor negro.....</b>	<b>20</b>
2.2.1. Composição química e propriedades.....	20
2.2.2. Propriedades físicas.....	22
2.2.2.1. Teor de sólidos secos.....	22
2.2.2.2. Viscosidade.....	22
2.2.2.3. Massa Específica.....	24
2.2.2.4. Calor específico.....	25
2.2.2.5. Condutividade Térmica.....	26
2.2.2.6. Coeficiente de Convecção do Licor Negro.....	26
2.2.2.7. Aumento do Ponto de Ebulição (BPR) .....	27
<b>2.3. Evaporação.....</b>	<b>29</b>
2.3.1. Aplicação dos Evaporadores.....	32
2.3.2. Tipo de Evaporadores.....	32
2.3.2.1. Evaporadores de Filme Ascendente (Rising Film) .....	33
2.3.2.2. Evaporadores de Filme Descendente (Falling Film) .....	34
2.3.3. Cálculos relacionados à evaporação.....	36
2.3.3.1. Modelagem e Simulação de Evaporadores.....	36
2.3.3.2. Cálculo da Transferência de Calor nos Evaporadores.....	37
2.3.3.3. Calculo do Coeficiente Global de Troca Térmica.....	38



2.3.3.4. Balanço de massa e energia.....	39
2.3.4. Eficácia do sistema de evaporação.....	42
<b>3. PROCESSO DE REFERÊNCIA - INDÚSTRIA DE PAPEL E CELULOSE DO BRASIL.....</b>	<b>43</b>
<b>3.1. O Primeiro Efeito e o Sistema de Lavagens.....</b>	<b>44</b>
3.2. Parâmetros conhecidos do processo.....	45
<b>4. OBJETIVOS DO TRABALHO.....</b>	<b>47</b>
<b>4.1. Objetivo Geral.....</b>	<b>47</b>
<b>4.2. Objetivos Específicos.....</b>	<b>47</b>
<b>5. JUSTIFICATIVA.....</b>	<b>48</b>
<b>6. MÉTODOS.....</b>	<b>49</b>
<b>6.1. Modelagem do Processo Atual.....</b>	<b>49</b>
<b>6.2. Modelagem do processo modificado.....</b>	<b>81</b>
<b>6.3. Relações Adicionais.....</b>	<b>93</b>
6.3.1. Cálculo da velocidade de escoamento.....	93
6.3.2. Cálculo das propriedades físicas do licor negro.....	94
6.3.3. Cálculo do Coeficiente Global de Transferência de Calor.....	96
<b>6.4. Descrição do método iterativo de cálculo.....</b>	<b>96</b>
<b>6.5. Parâmetros comparativos.....</b>	<b>97</b>
<b>7. RESULTADOS E DISCUSSÃO.....</b>	<b>99</b>
<b>7.1. CASO I – Modelagem do Sistema Atual de Evaporação do Licor Negro.....</b>	<b>100</b>
7.1.1. Propriedades Físicas do Licor Negro.....	100
7.1.1.1. Aumento do Ponto de Ebulição (BPR) .....	100
7.1.1.2. Viscosidade.....	101
7.1.1.3. Massa Específica.....	102
7.1.1.4. Coeficiente de Convecção .....	103
7.1.1.5. Coeficiente Global de Transferência de Calor, U.....	104
7.1.2. Modelagem do Sistema de Evaporação .....	105
<b>7.2. CASO II – Modelagem do Sistema de Evaporação Modificado sem Alterações na Vazão Total de Vapor Vivo.....</b>	<b>114</b>
<b>7.3. CASO III – Otimização do Processo de Evaporação Através da Modificação no Processo de Lavagem.....</b>	<b>119</b>
7.3.1. Melhor Vazão de Licor Negro para Lavagem/Evaporação no efeito #1D.....	119
7.3.2. Melhor Vazão de Vapor Vivo Alimentado no Efeito #1D.....	120
7.3.3. Otimização.....	122



<b>7.4. Capacidade de Condensação de Vapor.....</b>	<b>127</b>
<b>8. CONCLUSÃO.....</b>	<b>130</b>
<b>9. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUTOS .....</b>	<b>132</b>
<b>10. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....</b>	<b>133</b>
<b>11. ANEXO I .....</b>	<b>138</b>
MEMORIAL DE CÁLCULO – Caso I, Caso II e Caso III.....	139
FLUXOGRAMAS .....	162



## 1. INTRODUÇÃO

O setor de papel e celulose é um dos que mais cresce no Brasil e no Mundo. O Brasil é 4º maior produtor de celulose e o 10º produtor de papel no mundo (BRACELPA, 2012). O crescimento médio anual de produção de papel e de celulose no Brasil está em torno de 5,5 e 7,2%, respectivamente.

Segundo QUINTILIANO (2008), aproximadamente 91% da produção de pastas celulósicas produzidas no Brasil ocorre através de processos químicos e semi-químicos alcalinos, sendo que 80 % desses utiliza o processo Kraft.

O processo Kraft usa hidróxido de sódio e sulfeto de sódio como reagentes químicos para o cozimento da madeira. A mistura complexa que contém grandes quantidades de substâncias orgânicas, componentes inorgânicos, reagentes não convertidos no processo Kraft e água é chamada de licor negro.

O licor negro diluído, proveniente da lavagem da pasta celulósica, é concentrado em evaporadores para ser, posteriormente, queimado na caldeira de recuperação. Na caldeira de recuperação, obtém-se energia térmica proveniente da queima da matéria orgânica e ocorre a regeneração dos produtos químicos de cozimento, aumentando a viabilidade econômica do processo. (SENAI-CETCEP, 2007). Para que o processo de polpação tenha viabilidade econômica, a soda que reagiu com as fibras celulósicas, deve ser recuperada. A inexistência de um sistema de recuperação neste processo, e a consequente descarga do licor negro em rios significaria desperdiçar combustíveis e reagentes, além de causar poluição ao meio ambiente.

No processo de recuperação, o propósito principal da evaporação do licor negro é concentrar uma solução diluída, proveniente da lavagem da polpa, a um teor adequado de sólidos para a queima na caldeira de recuperação.

O uso de um sistema de evaporação em múltiplos efeitos permite reduzir o consumo de vapor usando o vapor gerado no primeiro evaporador como fonte de aquecimento para o segundo evaporador e assim sucessivamente.

Durante o processamento do licor no sistema de evaporação, o limite de solubilidade dos sais inorgânicos geralmente é atingido, levando à precipitação de sais e à formação de deposições e incrustações. Essa incrustação causa a redução do coeficiente global de transferência de calor (U) em um corpo de evaporação, o que significa que a troca de calor entre o vapor vivo e o licor negro é prejudicada e a eficiência do processo é comprometida (CARDOSO *et al.*, 2009a).



Os corpos do primeiro efeito de uma unidade de evaporação recebem o licor mais concentrado, portanto sofrem mais com as deposições e incrustações, o que diminui o coeficiente global de transferência de calor destes equipamentos ao longo do tempo e se faz necessária sua lavagem periódica.

Assim, uma metodologia pode ser proposta no sentido de fornecer às indústrias interessadas ferramentas adequadas e modificações no processo para que as mesmas possam mais facilmente estabelecer, a qualquer momento, as melhores condições de operação nos equipamentos envolvidos, bem como outras situações que prevejam a concentração máxima do licor, o consumo mínimo de energia e a maximização da capacidade produtiva.

O presente trabalho propõe a modelagem de uma unidade de evaporação do licor negro do processo *Kraft* visando aumentar a capacidade produtiva da planta de evaporação através da modificação do processo de exclusiva lavagem por um processo de concomitante lavagem e evaporação.

Nesse trabalho é apresentado um estudo de um sistema de evaporadores de múltiplos efeitos, usado na etapa de recuperação do licor negro proveniente da produção de celulose pelo processo *Kraft*.

Para isto, foram considerados, como referência, os evaporadores existentes em uma indústria de PAPEL E CELULOSE do BRASIL.

## 2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

### 2.1. Indústria de Papel e Celulose

#### 2.1.1. Obtenção da Celulose

A obtenção da celulose pode ser feita teoricamente a partir de qualquer material lignocelulósico. Define-se material lignocelulósico como qualquer material fibroso, que forma matrizes complexas de celulose, hemicelulose, pectina e outras gomas, impregnadas em uma estrutura de lignina. (CARREIRO, 2009).

Atualmente, as fibras de maior valor econômico utilizadas largamente pela indústria de papel e celulose são as de madeira, conhecidas como folhosas porosas duras (também chamadas de “*hardwood*”) ou resinosas (não porosas moles, ou “*softwood*”) (CARREIRO, 2009). Os teores de celulose destes materiais foram investigados por CARRIER, e encontram-se na tabela abaixo:

Tabela 2.1: Teores de celulose das principais fibras comerciais. (Fonte: CARRIER, 2011)

MATERIAL	TEOR DE CELULOSE
“Softwood”	45-50%
“Hardwood”	40-55%

#### 2.1.2. A Extração da Celulose

Para extração da fibra celulósica, usualmente chamada na indústria de papel e celulose como “pasta” ou “polpa” de celulose, é necessário algum tipo de tratamento na madeira para remoção, solubilização ou degradação da lignina. O tipo de tratamento utilizado pode ser de caráter mecânico, físico, químico ou biológico, e depende da espécie da madeira e da finalidade proposta ao produto final.

Os tratamentos químicos são os mais utilizados na indústria de papel e celulose, e baseiam-se no emprego de uma espécie química para o cozimento do material lignocelulósico. São classificados conforme o pH de operação ou pela substância



química utilizada. (ANDREUCETTI, 2010). Atualmente, emprega-se pela maior parte da indústria de papel e celulose a polpação química alcalina.

### **2.1.3. Polpação Química Alcalina**

O termo polpação alcalina inclui todos os métodos de produção de pasta celulósica, nos quais os vegetais, contendo fibras de celulose, são tratados com soluções alcalinas aquosas (GRACE e MALCOLM, 1983).

Os dois principais processos alcalinos na produção de pastas químicas são: o processo soda e processo kraft ou sulfato. No processo soda, o principal reagente é o hidróxido de sódio, enquanto no processo sulfato usa-se, além do hidróxido de sódio, o sulfeto de sódio. Os dois processos são similares, porém atualmente quase toda a pasta celulósica é preparada a partir da madeira por meio do processo Kraft ou sulfato, representando, no ano 2000, aproximadamente 99,6% da pasta celulósica produzida no Brasil e 94,7% da produzida no mundo (BITTENCOURT 2004).

A grande vantagem na utilização do processo Kraft está na alta recuperação dos insumos químicos utilizados – em torno de 97% (ANDREUCETTI, 2010).

Neste trabalho, a planta industrial em estudo também utiliza o processo Kraft no preparo da celulose. Desta forma este processo foi estudado com maior ênfase e receberá um tratamento mais detalhado abaixo.

### **2.1.4. O Processo “Kraft”**

O processo Kraft data do final do século XIX e foi desenvolvido pelo químico alemão C.F. Dahl.

Inicia-se o processo com o descascamento e corte dos troncos, os quais são reduzidos a cavacos e armazenados em silos, de onde são levados até os digestores, que são grandes vasos de pressão onde os cavacos de madeira são tratados com licor de cozimento a uma temperatura de 170°C durante aproximadamente duas horas (CHAKAR, 2004). O licor de cozimento é uma solução aquosa constituída principalmente de hidróxido de sódio e sulfeto de sódio (RIBEIRO, 2007). A razão entre madeira e licor, bem como a concentração do licor, umidade dos cavacos e outras variáveis de processo são cuidadosamente controladas (SHREVE, *et al.*, 1980).

O licor de cozimento é feito a partir de dois outros licores, chamados de branco e negro. O licor branco é onde se encontra a principal parcela dos reagentes ativos. Sua



constituição é basicamente de hidróxido de sódio, sulfeto de sódio e outros sais de sódio em pequenas quantidades. Já o licor negro é oriundo do cozimento anterior, contendo constituintes de madeira dissolvidos ao lado de reagentes de cozimento não consumidos. O licor negro é utilizado como diluente para garantir uma boa circulação de carga, sem a introdução de uma quantidade extra de água (CLAYTON *et al.*, 1983).

O processo de digestão pode ser feito tanto de forma contínua como em batelada. No processo em batelada, o digestor é carregado com os cavacos e o licor branco, e em seguida o aquecimento é feito, conforme um programa pré-determinado, no qual a temperatura é gradualmente elevada até seu ponto ideal (geralmente próximo de 170°C). O tempo de aquecimento dura de 50 a 90 minutos. Atingida essa temperatura, o cozimento se mantém por mais 90 minutos, onde por fim uma válvula no fundo do vaso é aberta e a pressão empurra os cavacos cozidos para um tanque. No processo contínuo, o digestor é alimentado pelo topo a uma taxa constante pelos cavacos e pelo licor de cozimento e atravessam zonas de temperatura crescentes, até atingir a zona de cozimento, onde a temperatura é mantida constante. O período é determinado pelo tempo que os cavacos atravessam a zona até serem descarregados, continuamente, do digestor para o tanque de descarga.

No tanque de descarga tem-se a polpa e o licor negro constituído de reativos remanescentes do cozimento, lignina e outros sólidos extraídos da madeira. A polpa e o licor negro são, então, diluídos com água de lavagem contendo pequena porcentagem de licor negro, proveniente dos lavadores de polpa, sendo posteriormente enviados aos desfibradores e ao sistema de lavagem, onde a polpa é separada do licor.

A polpa lavada é enviada aos depuradores, nos quais é retirado o material não desintegrado, sendo em seguida encaminhada aos tanques de branqueamento.

Parte do licor negro dos lavadores é utilizado como diluente do licor concentrado proveniente do cozimento e, na fase de suspensão da polpa, nas primeiras etapas de lavagem. O restante é enviado à unidade de recuperação de produtos químicos.

#### **2.1.5. Sistema de Recuperação de Calor e dos Inorgânicos**

O processo Kraft utiliza hidróxido de sódio e sulfeto de sódio como reagentes químicos na digestão. Ao final desta etapa, os efluentes químicos (orgânicos e inorgânicos) formam uma solução aquosa denominada licor negro. O sistema de recuperação processa o licor negro fraco regenerando os reagentes químicos. É



considerada a unidade mais importante na fabricação de celulose, estando diretamente relacionada com a viabilidade econômica de todo o processo (SHREVE, et. al., 1980).

Segundo PHILIPP e D'ALMEIDA (1988) O sistema de recuperação possui três funções:

- Recuperação e reutilização de inorgânicos, evitando desperdícios de reagentes químicos e poluição do meio ambiente;
- Remoção e posterior venda de compostos orgânicos de valor agregado;
- Degradação da matéria orgânica remanescente, acompanhada da recuperação de sua energia liberada, através da geração de vapor.

## **2.1.6. Descrição do Processo de Recuperação**

### **2.1.6.1. Evaporação**

O licor negro fraco oriundo do processo de lavagem normalmente contém um teor de sólidos de 13 a 17%. Esta concentração deve ser elevada a 80% antes do licor ser queimado na caldeira de recuperação. Para este propósito é utilizado um sistema de evaporação em múltiplos efeitos. Uma vez que esta parte do processo é o objeto de estudo deste trabalho, um tratamento mais aprofundado sobre evaporadores e o processo de evaporação será apresentado adiante. O licor negro efluente dos evaporadores possui uma concentração de sólidos bem elevada e passa a ser chamado de licor negro forte.

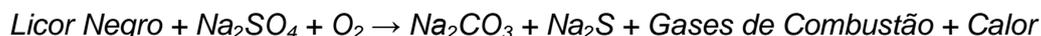
### **2.1.6.2. Combustão**

O licor negro forte é transferido para a caldeira de recuperação, onde passará por um processo de combustão. O objetivo não é apenas queimar a matéria orgânica contida, mas também recuperar o sódio e o enxofre presente.

Porém este licor não apresenta todos os componentes inorgânicos originais do licor branco (licor adicionado ao digestor no início do cozimento) devido às perdas mecânicas e à impossibilidade de se retirar todos os íons inorgânicos na lavagem. Portanto, há necessidade de se compensar a perda pela adição de produtos químicos. Geralmente, antes da caldeira, o sulfato de sódio é adicionado em quantidade equivalente à perda.



Na caldeira, a lignina e outros constituintes da madeira presentes no licor negro concentrado mantêm a combustão, enquanto os compostos de enxofre passam por uma série de reações. A reação global do processo de combustão do licor negro é mostrada abaixo:



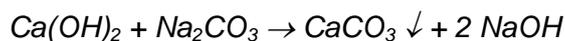
As caldeiras de recuperação são também grandes geradoras de vapor, utilizando o licor negro como combustível. Este vapor gerado é utilizado não somente no próprio processo de fabricação de papel e celulose, mas também na geração de energia elétrica para a própria unidade.

#### **2.1.6.3. Produção de Licor Verde e Caustificação**

Os inorgânicos fundidos, efluentes da caldeira de recuperação são dissolvidos em água para produzir uma solução denominada licor verde. Os principais componentes do licor verde são  $\text{Na}_2\text{S}$  e  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ . Há também a presença de pequenas quantidades de sulfeto de ferro que conferem a coloração verde da solução.

A seguir, o licor verde é tratado com uma suspensão concentrada de hidróxido de cálcio para caustificar o carbonato de sódio em hidróxido de sódio, produzindo o licor branco a ser usado no cozimento.

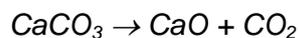
O cálcio se precipita na forma de carbonato de cálcio. Esta reação é dada por:



O sulfeto de sódio não é modificado nesta etapa. Tem-se, portanto, nesta etapa o licor branco fortemente alcalino, que é enviado aos digestores, e o carbonato de cálcio precipitado, também chamado de lodo de cal.

#### **2.1.6.4. Calcinação**

O carbonato de cálcio precipitado é lavado e posteriormente queimado em um forno rotativo para regenerar óxido de cálcio:



O óxido de cálcio (cal virgem) assim formado é extinto com água, fornecendo o hidróxido de cálcio usado em seguida na caustificação do licor verde.

A Figura 2.1 representa uma indústria de papel e celulose com suas principais etapas:

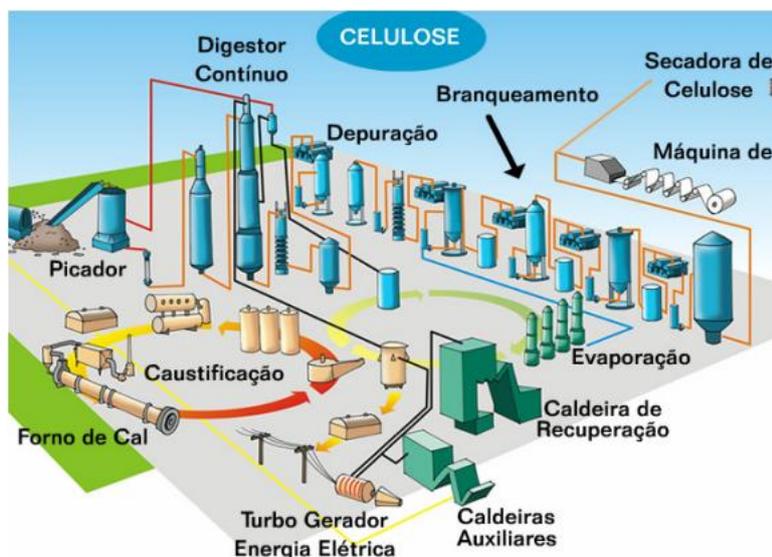


Figura 2.1: Principais etapas de uma indústria de produção de celulose. (Fonte: ALMEIDA, 2009).

## 2.2. Licor negro

### 2.2.1. Composição química e propriedades

O líquido que deixa o digestor com os cavacos cozidos no processo Kraft é de coloração bem escura, por isso é chamado de “licor negro”. Sua constituição é bastante complexa, uma vez que ela depende das características do licor branco empregado, do tipo de processo de cozimento e também da espécie da madeira. Pode-se dizer que nele coexistem matéria inorgânica residual oriunda das reações químicas que ocorrem dentro do digestor, a maior parte na forma de sais solúveis, e também matéria orgânica, removida da madeira durante o cozimento (lignina, polissacarídeos e material resinoso de baixa massa molecular) (CARDOSO, 2009). A parte preponderante do álcali no licor negro encontra-se presente na forma de carbonato de sódio ou compostos orgânicos, estes com características químicas muito similares às do carbonato. A maior parte das substâncias orgânicas de caráter não-celulósico contidas na madeira reagem com o hidróxido de sódio formando álcali-ligninas, sabões de resina e sais de ácidos



orgânicos. No processo Kraft estão presentes quantidades apreciáveis de compostos orgânicos contendo enxofre, afora de algumas mercaptanas responsáveis pelo odor característico do licor negro. O restante do álcali presente no licor encontra-se na forma de hidróxido de sódio livre nos licores de soda, ou na forma de hidróxido e sulfeto de sódio nos licores de sulfato. Estão presentes, também, quantidades menores de sulfato de sódio e sílica ( $\text{SiO}_2$ ), álcoois e quantidades mínimas de outras substâncias como óxido de ferro, alumina, cloreto de sódio e hidróxido de potássio.

Cozimentos em condições normais médias, usando digestores com aquecimento direto por vapor e dependendo do número de estágios de lavagem, fornecem, aos evaporadores, um licor negro com teor de sólidos totais entre 15 e 18%. À medida que o número de estágios na lavagem da pasta aumenta, a quantidade de água de diluição diminui. No caso de cozimento usando digestores com aquecimento indireto e lavagem de pasta em 5 ou 6 estágios, a concentração do licor negro enviado aos evaporadores pode apresentar um teor de sólidos totais da ordem de 22%.

A temperatura do licor negro fica entre 70 e 95°C, dependendo do número de estágios de lavagem e da temperatura da água quente utilizada em tal operação. No caso de digestores contínuos, o licor negro mandado para os evaporadores possui uma concentração de sólidos totais em torno de 18% e sua temperatura está entre 85 e 95°C. Seu pH é em torno de 11,5 – 12,5. A Tabela 2.2 apresenta a composição típica de um licor negro:

Tabela 2.2: Composição típica de um licor negro (Fonte: GRACE e MALCOLM, 1983)

Composto	%m/m de sólidos secos
Lignina	29 - 40
Hemicelulose e açúcares	0,1 – 1,5
Ácidos orgânicos	1 - 14
Alcoóis	< 1
Compostos orgânicos desconhecidos	10 - 30
Compostos inorgânicos desconhecidos	< 2
Sais Inorgânicos	18 - 30
Orgânicos combinados com Na	8 - 10



A fração inorgânica do licor está em sua maior parte na forma de sais de sódio como  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ,  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ,  $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ ,  $\text{Na}_2\text{S}$ ,  $\text{NaOH}$  e  $\text{NaCl}$ , e em menor quantidade sais de potássio, magnésio, silício e ferro (ANDREUCETTI et. al., 2011). Destacam-se destes o  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  e o  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  (por terem uma tendência a precipitar), o  $\text{Na}_2\text{S}$  (pelo forte odor liberado característico de indústrias que utilizam o processo Kraft) e o  $\text{NaOH}$ .

A Tabela 2.3 apresenta a composição elementar típica de um licor negro:

Tabela 2.3: Composição elementar típica de um licor negro (CARDOSO, 2009)

Composição elementar (% m/m de sólidos secos)							
C	H	N	Na	K	S	Cl	Si
30 - 39	3,3 - 4,5	0,01 - 1	8,8 - 21,8	1,8 - 3,1	0,8 - 5,7	0,3 - 4,5	0,1 - 3,8

### 2.2.2. Propriedades físicas

Tal qual a composição química, as propriedades físicas do licor também são de natureza complexa devido à sua reologia elaborada, sendo elas diretamente dependentes do tipo de madeira e maneira de cozimento utilizado. O conhecimento delas é fundamental para futuros cálculos de processo (THOMPSON et.al., 2007). Para isso diversos modelos empíricos encontrados na literatura foram utilizados neste trabalho:

#### 2.2.2.1. Teor de sólidos secos

Segundo TORNIAINEN (2007), define-se o teor de sólidos secos (TS) do licor como sendo a razão das massas da amostra depois e antes de submetê-la a uma secagem em estufa a  $105^\circ\text{C}$  em um determinado período de tempo.

#### 2.2.2.2. Viscosidade

A viscosidade do licor negro é importante no cálculo do coeficiente global de troca térmica (U) nos efeitos de evaporação, pois influencia no coeficiente de película que é a resistência à troca de calor por convecção no licor. O coeficiente U envolve as resistências convectivas e condutivas envolvidas na troca térmica. Em geral, a viscosidade se eleva com o aumento do teor de sólidos solúveis e com a diminuição da temperatura. A viscosidade do licor negro varia significativamente com a espécie da

madeira utilizada, da moagem, das condições de cozimento no digestor e do tratamento térmico (OLSSON e BERTSSON, 2007).

THOMPSON *et. al.* (2007) realizaram estudos a respeito da influência do teor de sólidos secos e da temperatura no licor obtido em dois processos de extração de celulose: o primeiro pelo processo Kraft e o segundo pelo cozimento dos cavacos com uma mistura de polissulfeto (PS) e antraquinona (AQ). Os resultados podem ser avaliados nos gráficos abaixo:

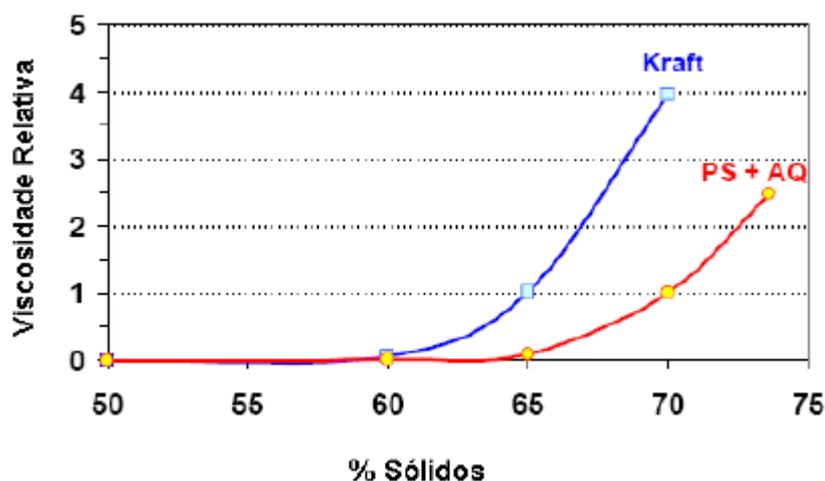


Figura 2.2: Viscosidade relativa (cinemática) vs. % de sólidos de licor negro de pinho Kraft e PSAQ a 100°C (Thompson *et. al.*, 2007)

Verifica-se neste gráfico que a viscosidade aumentou exponencialmente conforme houve aumento do teor de sólidos.

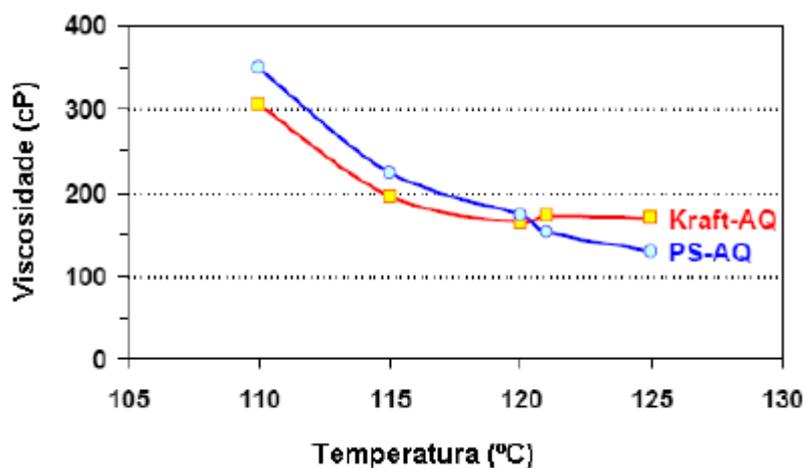


Figura 2.3: Viscosidade absoluta (dinâmica) vs. temperatura de licor negro de pinho Kraft e PSAQ com 70% de sólidos (Thompson et. al., 2007)

A determinação da viscosidade do licor negro é dificultada devido a sua reologia complexa. É um fluido Newtoniano quando o teor de sólidos está abaixo de 50%, porém, se torna não Newtoniano a teores de sólidos maiores (GREEN e HOUGH, 1992).

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

$$\ln \mu_i = A_i + \frac{B_i}{T_{LN,i}^3} \quad (\text{Equação 2.1})$$

Onde

$$A_i = -2,473 + a_1 \cdot S_i + a_2 \cdot S_i^2 + a_3 \cdot S_i^3$$

$$B_i = 6,1347 \cdot 10^7 + b_1 \cdot S_i + b_2 \cdot S_i^2 + b_3 \cdot S_i^3$$

As constantes  $a_1$ ,  $a_2$ ,  $a_3$ ,  $b_1$ ,  $b_2$  e  $b_3$  dependem das espécies da madeira utilizada na produção de celulose e se encontram tabeladas na Tabela 2.4:

Tabela 2.4: Coeficientes para equação da viscosidade para “hardwood”, “softwood” e madeira tropical. Fonte: GULLICHSEN e FOGELHOLM (2000).

	“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

### 2.2.2.3. Massa Específica

A densidade do licor negro afeta as características de seu escoamento. A um teor de sólidos baixo, a densidade é próxima a densidade da água, numa mesma temperatura. Um licor com uma concentração de 16% de sólidos secos teria uma densidade de 1,05 t/m<sup>3</sup>. A 70% de sólidos secos, a densidade é de 1,43 t/m<sup>3</sup> (GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).

Com concentrações de sólidos mais altos, a densidade depende dos materiais inorgânicos e orgânicos que constituem os sólidos. Uma boa aproximação para a densidade 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, segundo mostra a Equação 2.2:

$$\rho_i = 1,008 - 0,237 \cdot \left[ \frac{(T_{LN,i} - 273,16)}{1000} \right] - 1,94 \cdot \left[ \frac{(T_{LN,i} - 273,16)}{1000} \right]^2 \cdot (997 + 649 \cdot S_i) \quad \text{Equação 2.2}$$

Onde  $S_i$  é o teor de sólidos (m/m %) e  $T_{LNi}$  é a temperatura do licor negro (°C).

Uma outra relação usada para o cálculo da massa específica foi estudado por FREDERICK (1997). Essa relação, mostrada na equação 2.3, também é função da concentração de sólidos secos e da temperatura (°C) do licor negro.

$$\rho_i = (1,007 + 0,006 \cdot S_i - 0,000495 \cdot T_{LNi}) \cdot 10^3 \quad \text{(Equação 2.3)}$$

#### 2.2.2.4. Calor específico

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. Uma correlação usada para a estimativa da capacidade calorífica do licor negro é encontrado em GREEN e HOUGH (1992), mostrada na Equação 2.4:

$$Cp_i \text{ (cal/g.}^\circ\text{C)} = 1 - (1 - Cps) \cdot S_i \quad \text{(Equação 2.4)}$$

Onde  $S_i$  é o teor de sólidos e  $Cps$  é o calor específico médio dos sólidos contidos no licor negro que pode variar entre 0,3 a 0,5. Uma simplificação bastante aceita é considerar  $Cps$  igual a 0,5.

Esta propriedade é de fundamental importância para a modelagem dos balanços energéticos na evaporação.

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

$$C_{pi} = a_1 \cdot (1 - S_i) + \left[ a_2 + \frac{a_5 \cdot T_{LN,i} (\text{°C})}{1000} \right] \cdot S_i + \left[ a_4 - \frac{a_5 \cdot T_{LN,i} (\text{°C})}{1000} \right] \cdot (1 - S_i) \cdot S_i^{a_6} \quad (\text{Equação 2.5})$$

Onde  $C_{pi}$  é o calor específico do licor do licor em kJ/kg.°C e as constantes ajustadas estão na Tabela 2.5.

Tabela 2.5: Valores das constantes da equação 4 ajustados por MASSE *et al.*, 1987.

Fonte: GULLICHSEN e FOGELHOLM (2000).

Constantes	Definido por MASSE <i>et al.</i> (1987)
$a_1$	4,216
$a_2$	1,675
$a_3$	3,310
$a_4$	4,870
$a_5$	20,0
$a_6$	3,00

### 2.2.2.5. Condutividade Térmica

A condutividade térmica do licor varia em função da concentração e da temperatura do licor negro. GRACE e MALCOLM (1983) propõe um modelo para o calculo da condutividade, como sendo:

$$k_{LNi} (J / m.K) = k_{LN0} + \left\{ 0,21 - 3,38 \cdot 10^{-4} \cdot [1,8 \cdot (T_{LNi} - 273,15) + 32] \right\} \cdot S_i \quad (\text{Equação 2.6})$$

Onde  $k_{LN0}$  é a condutividade térmica da água pura (0,61 W/m/K),  $T_{LNi}$  é a temperatura do licor negro em Kelvin e  $S_i$  o teor de sólidos.

### 2.2.2.6. Coeficiente de Convecção do Licor Negro

Uma expressão tradicional para o cálculo da transferência de calor, em escoamentos turbulentos plenamente desenvolvidos em tubos lisos foi estudada por Dittus e Boelter, como sendo:

$$Nu = 0,023 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^n \quad (\text{Equação 2.7})$$



As propriedades utilizadas nesta equação são as obtidas para o valor médio da temperatura do fluido (INCROPERA E WITT, 1992). O expoente  $n$  assume os valores:

$n=0,4$  para aquecimento do fluido

$n=0,3$  para arrefecimento do fluido

A Equação 6 é válida para escoamentos turbulentos plenamente desenvolvidos em tubos lisos.

$Nu$ , número de Nusselt, é o coeficiente adimensional de transferência de calor por convecção e é definido como:

$$Nu = \frac{h \cdot D}{k} \quad (\text{Equação 2.8})$$

Onde  $h$  é o coeficiente de convecção e  $D$ , o diâmetro do tubo.

$Pr$ , O número de Prandtl, representa uma relação entre a difusividade do momento, sobre a difusividade da energia. Para os líquidos o número de Prandtl pode variar desde valores próximos de 0.01, para os gases,  $Pr$  assume valores próximos da unidade,  $Pr_{\text{gases}} \approx 1$ .  $Pr$  é definido como:

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{k} \quad (\text{Equação 2.9})$$

Onde  $C_p$  é o calor específico,  $\mu$ , a viscosidade dinâmica e  $k$ , condutividade térmica.

$Re$ , número de Reynolds, é uma relação adimensional que determina o regime do escoamento e é definido como:

$$Re = \frac{D \cdot \rho \cdot V}{\mu} \quad (\text{Equação 2.10})$$

Onde  $D$  é o diâmetro do tubo,  $\rho$ , a massa específica do fluido,  $V$ , a velocidade do fluido e  $\mu$ , a viscosidade dinâmica do fluido.

#### **2.2.2.7. Aumento do Ponto de Ebulição (BPR)**

Uma solução aquosa contendo sólidos dissolvidos apresenta um ponto de ebulição maior que o da água pura, na mesma pressão. A diferença entre o ponto de ebulição da solução e o da água pura é chamado de BPR (do inglês, *Boling Point Rising*). Essa propriedade é importante no desenvolvimento do balanço de massa e energia dos evaporadores. No licor negro, o BPR é significativo e aumenta com o teor de sólidos.

Nas plantas de evaporação, o BPR geralmente aumenta de 1°C para 20-25°C quando o teor de sólidos aumenta de 20 a 80% (GULLICHSEN e FOGELHOLM,1999).

Na Figura 2.4 abaixo é possível observar a correlação entre o teor de sólidos dissolvidos e o aumento do ponto de ebulição:

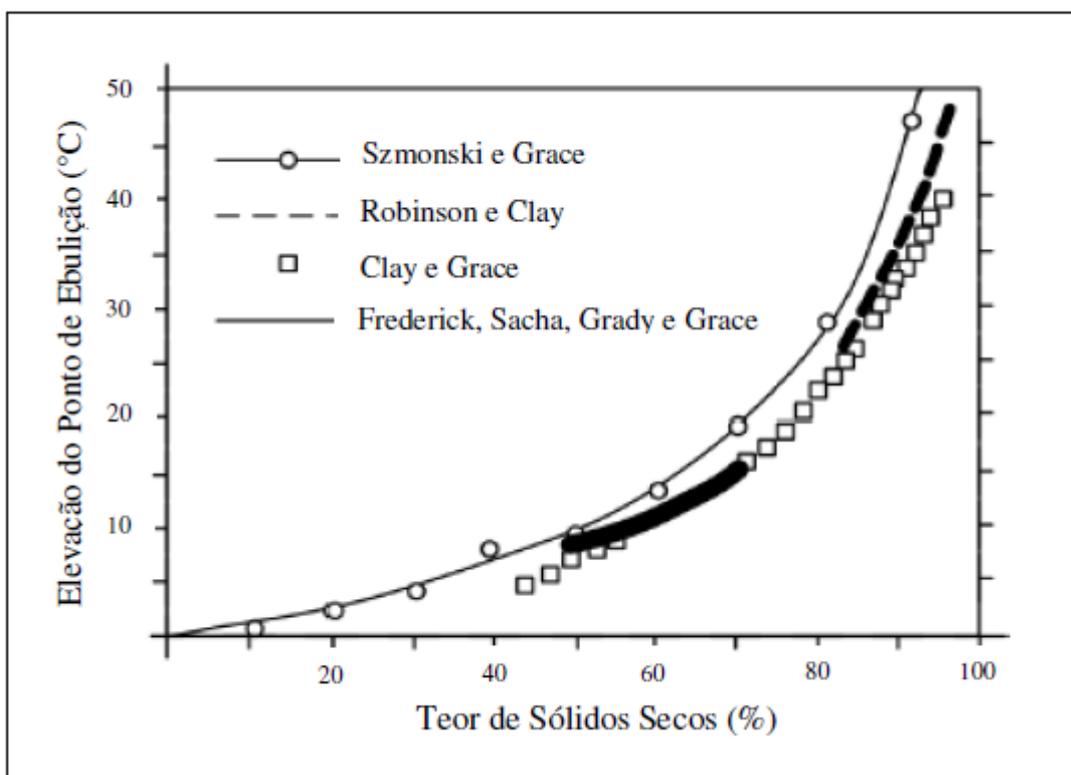


Figura 2.4: Elevação da Temperatura de Ebulição em função da concentração de sólidos no licor negro (VENKATESH e NGUYEN, 1992)

Uma consequência do BPR é que a diferença de temperatura total avaliada na planta de evaporação diminui com a soma do BPR nos corpos evaporadores. Isso significa que a área de troca térmica do evaporador para uma solução com alto BPR tem que ser maior do que para uma solução com baixo BPR (GULLICHSEN e FOGELHOLM,1999).

GULLICHSEN e FOGELHOLM, 1999, propuseram o seguinte modelo para o cálculo do aumento do ponto de ebulição:

$$BPR_i = (6,173.S_i - 7,48.S_i^{1,5} + 32,747.S_i^2) \cdot [1 + 0,006.(T_{SAT,P} - 373,16)] \quad (\text{Equação 2.11})$$

Onde:

Si = concentração de sólidos secos;



$T_{sat,p}$  = Temperatura de saturação do vapor ( $^{\circ}\text{C}$ )

CAMPOS (2009) *apud* FREDERICK (1997) cita que a elevação da temperatura de ebulição quando o teor de sólidos é superior a 50% pode ser aproximada para a correlação:

$$BPR_i = \frac{BPR_{50} \cdot S_i}{100 - S_i} \quad (\text{Equação 2.12})$$

Na qual  $S_i$  e  $BPR_{50}$  são, respectivamente, o teor de sólidos secos no licor e o aumento do ponto de ebulição quando o teor de sólidos for de 50%.

COSTA (2000), utilizando dados experimentais de outros trabalhos, montou a equação 2.13 abaixo em que  $S_i$  representa a concentração do licor negro:

$$BPR_i = 1,009914 \cdot e^{3,940961S_i} \quad (\text{Equação 2.13})$$

### 2.3. Evaporação

O propósito principal da planta de evaporação é aumentar a concentração de sólidos secos do licor negro fraco pela evaporação da água até alcançar uma concentração que se possa queimar este licor na caldeira de recuperação. Esta concentração normalmente está na faixa de 65%-75% de sólidos secos (ANDREUCETTI et. al., 2011). Muitas instalações modernas operam a um nível acima de 80% sólidos secos (GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).

O processo básico de operação de uma evaporação é a transferência de calor do vapor, provocando sua condensação, para o licor negro circulante elevando sua temperatura até o ponto de ebulição (calor sensível), seguido de transferência de calor do vapor para o licor causando sua ebulição parcial, assim passando da fase líquida para a fase vapor (calor latente).

A transferência de calor para o licor é conseguida pela condensação de vapor em um trocador de calor com casco (corpo) e superfície de um feixe tubular dentro do qual circula o licor.

Se apenas um evaporador for usado para concentrar qualquer solução, este é chamado de evaporador de único efeito e se mais do que um evaporador for usado, este é chamado de um sistema de evaporadores de múltiplos efeitos.

O sistema de evaporação mais usado em fábricas de celulose é o de múltiplo-efeito devido à grande economia de vapor.

No sistema de evaporação de múltiplo-efeito com 3 estágios, o vapor gerado no 1º estágio, é o meio de aquecimento do 2º estágio, e o vapor do 2º estágio é o meio de aquecimento do 3º estágio, logo o consumo de vapor vivo será por volta de 1/3 do consumo de uma planta de evaporação de apenas 1 estágio (GULLICHSEN e FOGELHOLM,1999). Segundo Boniface (1992), o evaporado gerado em cada efeito é condensado no efeito seguinte através da troca de calor com o licor alimentado naquele efeito. O vapor gerado no último efeito é condensado fora do sistema de evaporação de múltiplo efeito.

A sequência de fluxo de vapor numa planta de múltiplos efeitos é sempre do 1º para o último. Porém os arranjos de fluxo para o líquido podem ser tanto concorrentes como contracorrentes ao vapor (CAMPOS 2009 *apud* JOYE 1987):

- Concorrentes: o vapor vivo e o líquido entram no mesmo efeito, ou seja, ambos no primeiro efeito. Este tipo de arranjo apresenta como principal vantagem a não necessidade de bombas para transporte do licor de um evaporador para o outro, pois o fluido é transportado naturalmente devido ao gradiente de pressão entre um vaso e outro. Porém, como desvantagem, este tipo de arranjo necessita efetivar o aquecimento da solução logo no primeiro efeito. Com isso, a quantidade de vapor gerado nesse estágio é menor, acarretando baixa economia de vapor em todo o sistema (CAMPOS 2009 *apud* JOYE 1987).
- Contracorrentes: neste arranjo o vapor vivo entra no primeiro efeito enquanto que o líquido entra pelo último efeito, sendo bombeado subseqüentemente aos efeitos anteriores. Este arranjo é mais eficiente do que o arranjo concorrente, e possui uma maior economia de vapor. A desvantagem está na necessidade de bombas entre os vasos de evaporação já que o licor escoar no sentido de acréscimo de pressão (AVELAR et. al, 2007).

A Figura 2.5 esquematiza o funcionamento destes dois arranjos:

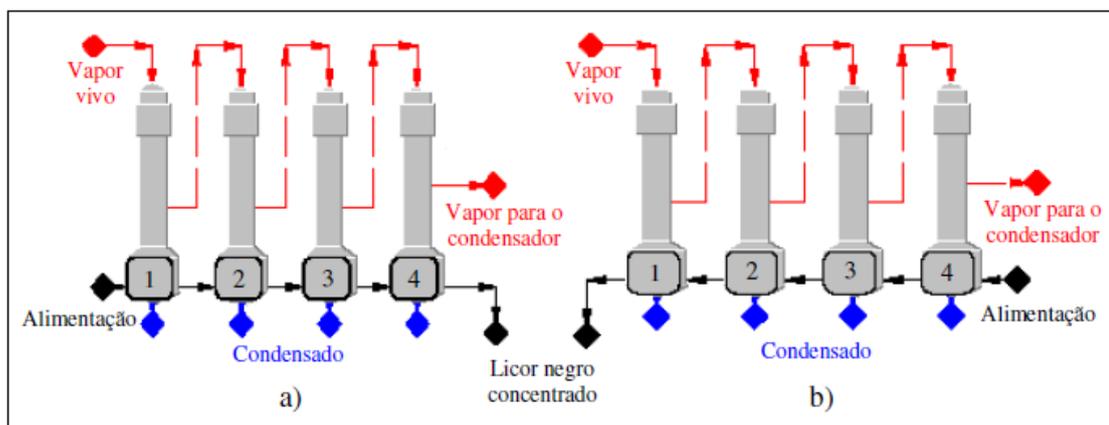


Figura 2.5: Arranjos de sistemas de evaporação em múltiplo efeito. A) concorrente. B) contra-corrente (Fonte: CAMPOS, 2009).

A Figura 2.6 mostra uma típica planta de evaporação aplicada na indústria de papel e celulose:

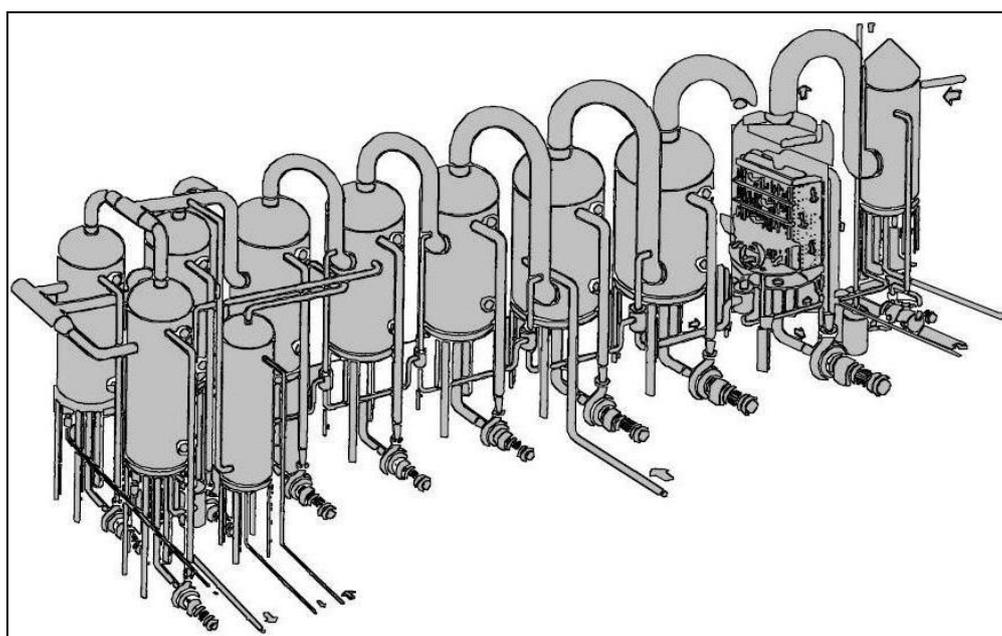


Figura 2.6: Planta típica do processo de evaporação de licor negro em múltiplo efeito (Fonte: GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).

Portanto, resumidamente, o processo de evaporação tem como função remover água do licor negro, resultando em um produto mais concentrado.

### **2.3.1. Aplicação dos Evaporadores**

A evaporação é parte integrante de uma série de indústrias de processamento, como: papel e celulose, cloro e álcalis, açúcar, produtos farmacêuticos, alimentos entre outras (PERRY e CHILTON, 2008). Os evaporadores são utilizados para aumentar a durabilidade de certos produtos na indústria de bebidas e alimentos, na secagem de substâncias em laboratórios, na recuperação de solventes com alto valor agregado ou na concentração de produtos, como: xarope de açúcar, sucos, licor negro e tratamento de águas residuais (JAISHREE, 2010).

O sistema de múltiplos efeitos de evaporadores no presente trabalho destina-se a concentração do licor negro proveniente do processo de digestão da madeira. A concentração do licor negro é fundamental para aumentar o poder calorífico do licor que será queimado nas Caldeiras de Recuperação gerando calor e recuperando os inorgânicos que retornam como reagentes no processo de digestão da madeira (MILTON, 1987).

### **2.3.2. Tipo de Evaporadores**

Perry e Chilton (2008) afirmam que os evaporadores são classificados de acordo com as seguintes características:

1. Evaporador em que o meio de aquecimento é separado do líquido a evaporar por uma superfície de aquecimento tubular.
2. Evaporadores em que o meio de aquecimento está confinado em serpentinas, jaquetas ou paredes duplas.
3. Evaporadores em que o meio de aquecimento é colocado em contato direto com o líquido a evaporar.
4. Evaporadores em que o aquecimento é feito com radiação solar.

Evaporadores com superfície de aquecimento tubular são os mais comuns nos projetos de evaporadores. Nessa categoria, a circulação do líquido é realizada por circulação natural (ebulição) ou por circulação forçada (métodos mecânicos) (MILTON, 1987).

A operação nos evaporadores pode ser por passagem única ou por recirculação.

- Por passagem única, a solução alimentada no equipamento passa através dos tubos uma única vez, sofrendo aquecimento, formando vapor e, por fim, deixa o evaporador com maior concentração.



- Por recirculação, forma-se uma piscina da solução dentro do evaporador. A solução, alimentada nessa piscina, circula pelos tubos do elemento aquecedor no mínimo uma vez, garantindo que a concentração da solução acumulada no evaporador seja igual a concentração de saída, uma vez que a vazão de transferência é menor que a vazão de circulação.

Os tipos diferentes de evaporadores são:

- Evaporadores de tubos horizontais;
- Evaporadores de curtos tubos verticais;
- Evaporadores de longos tubos verticais.

Os evaporadores de longos tubos verticais é o sistema mais versátil e econômico que os outros tipos.

A escolha entre um tipo de evaporador ou outro é governada pelas características do produto tais como capacidade de incrustação, a corrosão e a formação de espuma (PERRY e CHILTON, 2008). Depósitos de sólidos nos evaporadores ocorrem, pronunciadamente, nos primeiros efeitos e são responsáveis pela diminuição do desempenho de uma planta de evaporação. Práticas operacionais de limpeza são adotadas de forma a prevenir grandes perdas devido a estas incrustações (BONIFACE, 1992).

Nas unidades de produção de papel e celulose, existem basicamente dois tipos de evaporadores de tubos longos verticais atualmente em operação nas unidades de evaporação do licor negro, que são: O Evaporador de Fluxo Ascendente e o Evaporador de Fluxo Descendente (do inglês, RF – *Rising Film* e FF – *Falling Film*, respectivamente).

#### **2.3.2.1. Evaporadores de Filme Ascendente (*Rising Film*)**

O projeto desse tipo de evaporador, também chamado de LTV (*Long Tube Vertical*), dominou a Indústria por décadas, porém, estão atualmente operando apenas nas antigas fábricas de evaporação (GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).

O elemento aquecedor é formado por um sistema de casco e tubos longos de troca térmica. O licor é alimentado na câmara inferior e, em seguida, entra nos tubos. Dentro dos tubos, em fluxo ascendente, o licor é aquecido com a condensação do vapor que flui externamente aos tubos. A porção inferior do comprimento do tubo é usada para pré-aquecer o licor até seu ponto de ebulição onde atinge uma pressão suficiente para iniciar a evaporação.

Conforme o licor negro sobe pelos tubos, o vapor gerado aumenta a velocidade da mistura atingindo o máximo na saída dos tubos. A mistura encontra uma placa defletora, instalada acima da saída dos tubos, separando o licor do vapor produzido. O licor também é separado do vapor por gravidade no corpo de vapor. Um separador de arraste ainda é instalado no topo do corpo de vapor para evitar a saída de traços de licor com o vapor. O licor concentrado é descarregado do evaporador por um canal inferior ao corpo de vapor.

A taxa de transferência de calor na seção de pré-aquecimento é baixa devido ao movimento lento do licor, mas aumenta na seção de ebulição devido à turbulência causada por existir duas fases, das quais uma delas é vapor.

A Figura 2.7 mostra o evaporador tipo filme ascendente:

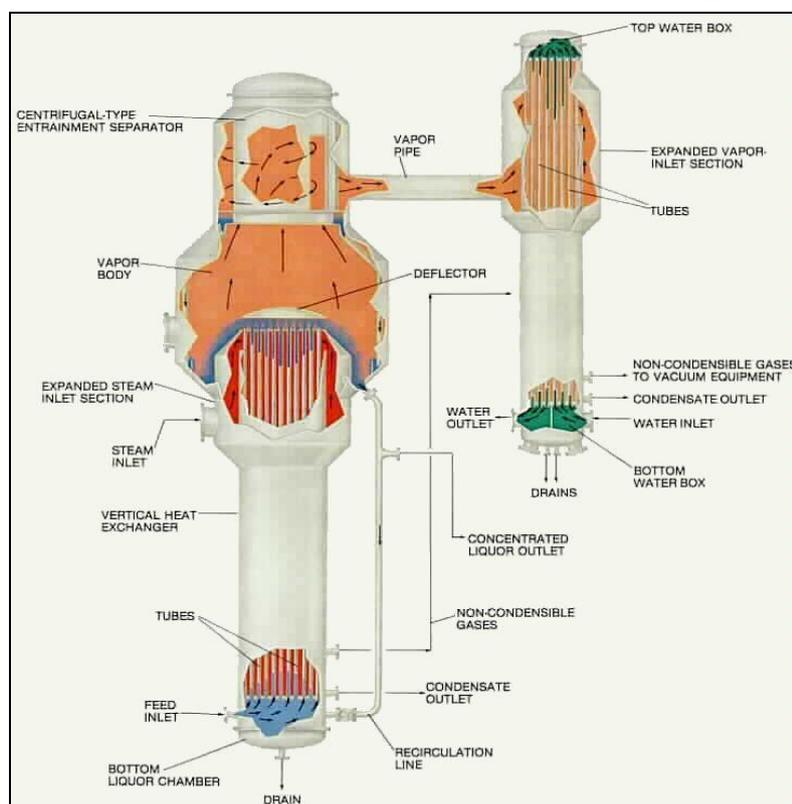


Figura 2.7: Evaporador tipo filme ascendente (*rising film*). (Fonte: ASIRI, 2007)

### 2.3.2.2. Evaporadores de Filme Descendente (*Falling Film*)

São evaporadores de tubos longos para fluxo descendente. A solução é alimentada no topo do evaporador, escorrendo internamente aos tubos em forma de filme pela ação da gravidade.

Esse tipo de equipamento requer automação e são mais sensíveis a variações de carga e operam com circulação forçada, através de bombas. A limpeza pode ser

realizada pela diluição do incrustado com água pura ou com o próprio licor diluído. As principais vantagens desse tipo de evaporador são que ele pode operar com líquidos viscosos, causa baixa perda de carga, tem elevado coeficiente de troca térmica, a incrustação e o tempo de residência são menores (LEITE *et al.*, 2008). O principal problema associado a esses evaporadores é que a solução tem que ser igualmente distribuída em todos os tubos, ou seja, todos os tubos devem ser molhados de maneira uniforme (PERRY e CHILTON, 2008).

Esse evaporador acumula certo volume de licor negro em seu interior. Esse volume (piscina) é continuamente circulado para o topo do elemento aquecedor. A velocidade de circulação é maior que a velocidade de transferência garantindo, portanto, que a concentração e outras propriedades do licor sejam iguais a corrente de saída.

O dispositivo de distribuição, normalmente uma bandeja perfurada (como mostrado na Figura 2.8) ou spray, distribui o fluxo de solução em filme uniformemente aos tubos. Após estabilizar a espessura do filme da solução, a evaporação ocorre conforme o fluxo desce pelos tubos e a espessura do filme diminui.

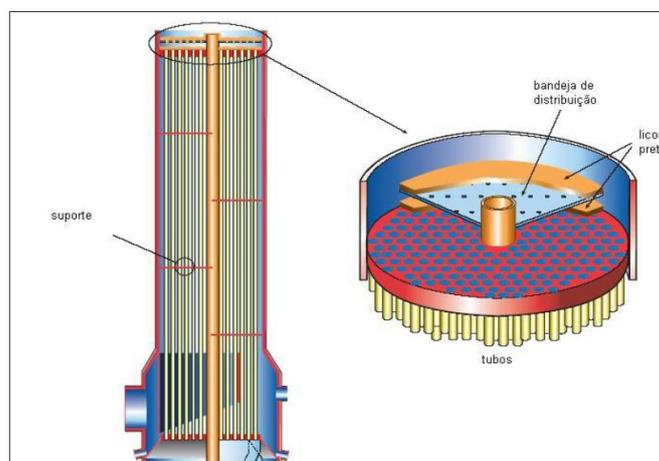


Figura 2.8: Bandeja responsável pela distribuição do filme de licor pelos tubos do evaporador. (Fonte: MORKFIENSKI, 2005)

A Figura 2.9 mostra o evaporador tipo *falling film* tubular. Esse equipamento é composto por um elemento aquecedor e um corpo de vapor. A forma de aquecimento é similar ao evaporador tipo *rising film*. Após os passes de tubos, a mistura da solução e vapor evaporado segue para o corpo de vapor na base do evaporador onde o vapor é separado da solução. Um separador de gotas limpa o vapor, que tende a arrastar a solução, antes de sua saída.

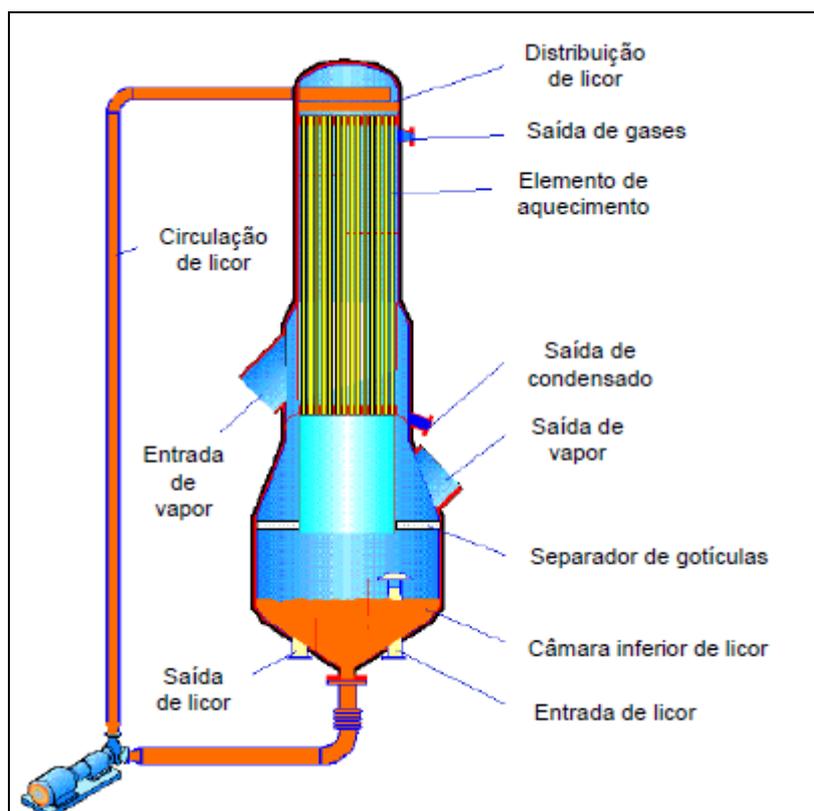


Figura 2.9: Evaporador tipo filme descendente (*falling film*). (Fonte: GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).

Devido às vantagens abordadas acima, os evaporadores de filme descendente têm sido escolhidos para a maioria das instalações novas nos últimos anos (GULLICHSEN e FOGELHOLM, 2000).

### 2.3.3. Cálculos relacionados à evaporação

A forma mais comum de se descrever estes equipamentos é a que trata estes equipamentos por meios de balanços matemáticos baseados em balanços de massa e energia (COSTA e LIMA, 2003 apud CAMPOS, 2009).

#### 2.3.3.1. Modelagem e Simulação de Evaporadores

GRÄNFORS e NILSSON (1997) desenvolveram um modelo matemático de uma evaporação em regime permanente em um único efeito e posterior simulação em MATLAB, incluindo 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, validando o modelo com os dados operacionais da planta.

BHARGAVA *et al.* (2008) estudou um modelo matemático não-linear para a aplicação em um sistema evaporativo de 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 – Boiling Point Rising) e para o cálculo das propriedades físicas do licor negro. Os dados obtidos com o modelo foram validados com dados obtidos de uma planta de evaporação de uma fábrica de celulose e papel.

BREMFORD e MULLER (1994) simularam, em regime permanente, o sistema de evaporação de licor negro da “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.

### 2.3.3.2. Cálculo da Transferência de Calor nos Evaporadores

A troca de calor nos evaporadores existe pela diferença de temperatura entre o vapor e a solução. A quantidade de calor global, em cada evaporador, que flui do vapor (externo aos tubos) para a solução (interno as tubos) está ilustrada na Equação 2.14:

$$Q = U \cdot A_T \cdot \Delta T_{eff} \quad (\text{Equação 2.14})$$

A área total,  $A_T$ , é dada pela soma das áreas dos  $n$  tubos utilizados no elemento aquecedor, com diâmetro  $d_i$  e comprimento  $L$ , sendo:

$$A_T = \sum_{i=1}^n A_i \quad (\text{Equação 2.15})$$

Se as áreas dos tubos são iguais, tem-se:

$$A_T = n \cdot \pi d_i \cdot L \quad (\text{Equação 2.16})$$

O conceito utilizado para o cálculo da distribuição de diferença de temperatura efetiva entre os efeitos segue abaixo:



A variação de temperatura total na evaporação é dada pela diferença entre a temperatura de saturação do vapor vivo que alimenta o primeiro efeito e a temperatura do condensado do condensador de superfície do vapor evaporado do último efeito.

A variação da temperatura total é a soma das diferenças de temperatura efetiva em cada efeito de evaporação:

$$\Delta T_{TOTAL} = \sum \Delta T_{eff} \quad (\text{Equação 2.17})$$

A diferença motriz total de temperatura envolvida em cada evaporador é calculada conforme a Equação 2.18:

$$\Delta t = \frac{\Delta T_{TOTAL}}{n} \quad (\text{Equação 2.18})$$

Onde  $n$  é o número de efeitos de evaporação.

Portanto, a diferença de temperatura efetiva é igual a diferença motriz total de temperatura menos BPR menos as quedas de temperatura devido as perdas de pressão envolvidas no escoamento nos dutos de transferência e no próprio elemento aquecedor.

$$\Delta T_{eff} = \Delta t - BPR - \Delta T_{perdas} \quad (\text{Equação 2.19})$$

Considera-se, por efeito facilitador dos cálculos,  $\Delta T_{perdas}$  desprezível, pois os evaporadores são revestidos com isolantes térmicos, com mínimas trocas de calor com o ambiente.

### 2.3.3.3. Cálculo do Coeficiente Global de Troca Térmica

O conhecimento do coeficiente global de transferência de calor ( $U$ ) é importante, pois fornece informação de como está ocorrendo a absorção do calor fornecido ao equipamento.

Com o valor de  $U$  é possível avaliar a eficiência térmica do processo. O coeficiente  $U$  pode ser estimado, segundo VENKATESH e NGUYEN (1992), através do estudo da resistência global ( $R$ ) à troca de calor presente no evaporador, que corresponde ao inverso do coeficiente global de transferência de calor, conforme apresenta a Equação 2.20:

$$\frac{1}{U} = R_c + R_m + R_i + R_{LN} \quad (\text{Equação 2.20})$$



Onde

$R_c$  é resistência do filme de condensado formado nas paredes externas dos tubos do elemento aquecedor;

$R_m$  é a resistência a condução de calor do material dos tubos;

$R_i$  é a resistência provocada pela incrustação interna dos tubos,

$R_{LN}$  é a resistência à convecção do licor negro.

A resistência térmica provocada pela incrustação de sólidos na superfície dos tubos é predominante quando a sua espessura se eleva.

Para esse trabalho, o melhor modelo encontrado na literatura para o cálculo do coeficiente global de troca térmica foi desenvolvido por SCHNABEL (1984), conforme a Equação 2.21. Nesta equação,  $R_i$  foi desconsiderada, pois não é possível prever e acompanhar a taxa de incrustação. No entanto, sabendo que existe incrustação, corrige-se essa aproximação usando uma margem de segurança nos cálculos.

$$U_i = \left( \frac{d_{ext}}{d_{int} \cdot \lambda_{condensação}} + \frac{d_{ext}}{2 \cdot k_{pi}} \cdot \ln \frac{d_{ext}}{d_{int}} + \frac{1}{h_{CLNi}} \right)^{-1} \quad (\text{Equação 2.21})$$

Onde  $h_{CLNi}$  é o coeficiente de convecção do licor negro, calculado conforme apresentado na seção 2.2.2.6.

#### 2.3.3.4. Balanço de massa e energia

O modelo de um sistema de evaporação de múltiplos efeitos, considerando em regime permanente, é desenvolvido utilizando balanços de massa e energia para cada evaporador (1º efeito). A Figura 2.10 ilustra os fluxos que entram e saem do volume de controle do iésimo efeito.

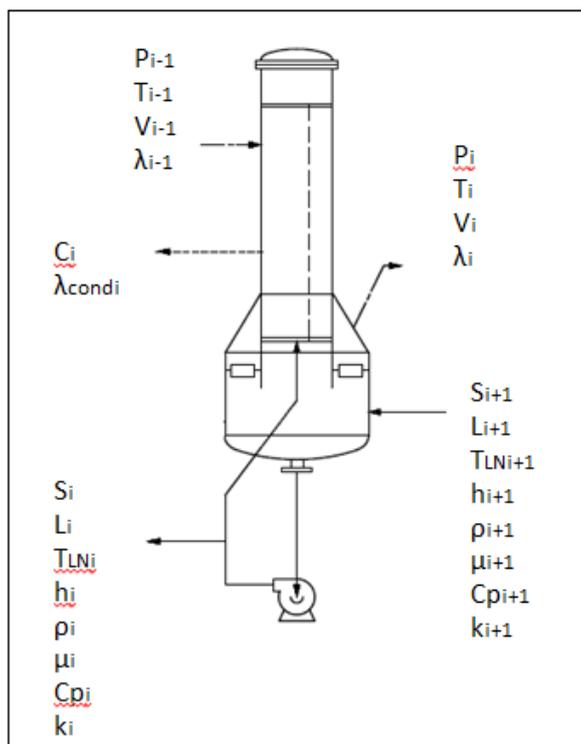


Figura 2.10: Evaporador do  $i$ -ésimo efeito e suas variáveis de entrada e saída.

Os balanços para um sistema de evaporação de licor negro podem ser desenvolvidos tomando por base as seguintes considerações (CAMPOS, 2009):

Licor:

- Entra no evaporador  $i$  com a mesma entalpia de saída do licor do evaporador  $i+1$ ;

Vapor gerado:

- O vapor  $i$  gerado sai na mesma temperatura do evaporador  $i$ ;

Vapor vivo:

- O vapor vivo entra superaquecido no evaporador, onde se condensa, fornecendo calor latente para o licor em ebulição;

Faz-se necessário também considerar que:

- Admite-se equilíbrio termodinâmico entre a mistura líquida em evaporação e o vapor gerado;
- A concentração do licor no interior dos evaporadores é uniforme e igual ao valor de saída.



Balanço de massa geral no volume de controle do iésimo efeito:

$$L_{i+1} + V_{i-1} = L_i + V_i + C_i;$$

Sendo  $C_i = V_i$ , tem-se:

$$L_{i+1} = L_i + V_i$$

Balanço de massa parcial por componente (licor negro):

$$L_{i+1} \cdot S_{i+1} = L_i \cdot S_i = L_e \cdot S_e = L_s \cdot S_s$$

Balanço de energia

Quantidade de calor fornecida pelo fluido de aquecimento

$$Q_i = V_{i-1} \cdot \lambda_{Li}$$
$$\lambda_{Li} = H_{i-1} - h_{i-1}$$

Onde  $Q_i$  é a quantidade de calor fornecida pelo fluido de aquecimento,  $\lambda_{Li}$  é o calor latente de vaporização na temperatura  $T_{i-1}$  e pressão  $P_{i-1}$ ,  $H_{i-1}$  é a entalpia do vapor (i-1) de aquecimento e  $h_{i-1}$  é a entalpia do vapor condensado na temperatura  $T_{i-1}$  e pressão  $P_{i-1}$ .

O calor trocado através da superfície de aquecimento é:

$$Q_i = U_i \cdot A_i \cdot (T_{i-1} - T_{LN,i})$$

Onde  $T_{i-1}$  é a temperatura do vapor de aquecimento e  $T_{LN,i}$  é a temperatura de ebulição do licor no evaporador.

Portanto,  $U_i \cdot A_i \cdot (T_{i-1} - T_{LN,i}) - V_{i-1} \cdot \lambda_{Li} = 0$

Sendo

$$T_{LN,i} = T_i + BPR_i$$

Onde  $T_i$  é a temperatura de saturação do vapor gerado.

Entalpia do licor negro de saída pode ser aproximada.

$$h_{LNi} = C p_i \cdot T_{LNi}$$

Balanço geral de energia para o  $i$ -ésimo evaporador em regime permanente:

*Calor no vapor ( $i-1$ ) + Calor no licor ( $i+1$ ) = Calor no licor( $i$ ) + Calor no vapor( $i$ ) + Calor no condensado( $i$ )*

$$V_{i-1} \cdot H_{i-1} + L_{i+1} \cdot h_{LN,i+1} = L_i \cdot h_{LN,i} + V_i \cdot H_i + C_i \cdot hc_i$$

#### 2.3.4. Eficácia do sistema de evaporação

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

**Capacidade Evaporativa (C):** É definido como a quantidade, em quilogramas, de vapor produzido por hora, ou seja:

$$C = \frac{\sum_{i=1}^6 V_i}{\Delta t}$$

**Economia de vapor ( $\epsilon$ ):** definido como a quantidade, em quilogramas, de vapor produzido de solvente por quilograma de vapor vivo alimentado na evaporação, ou seja:

$$\epsilon = \frac{\sum_{i=1}^6 V_i}{V_0}$$

**Consumo de Vapor (CV):** definido como:

$$CV = \frac{C}{\epsilon}$$

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) serão avaliados e comparados com o processo existente, fixando a alimentação de licor diluído na planta.



### **3. PROCESSO DE REFERÊNCIA - INDÚSTRIA DE PAPEL E CELULOSE DO BRASIL**

A planta de estudo para este projeto opera com o fluxo de licor negro em contracorrente com o fluxo de vapor.

O primeiro efeito, composto por quatro evaporadores (#1A, #1B, #1C, e #1D) é operado em série e alimentado com vapor vivo. O somatório do vapor gerado por estes evaporadores é igualmente dividido e se torna a fonte de aquecimento para o segundo efeito (#2A e #2B), operado em série, ou seja, o licor negro é bombeado primeiramente para um dos vasos do efeito #2, aquecido com metade da vazão de vapor produzida no efeito #1, e em seguida designado ao outro evaporador do segundo efeito, onde será receberá calor oriundo da segunda metade da vazão do vapor produzido no primeiro efeito. O vapor total gerado pelos dois vasos do segundo efeito é a fonte de aquecimento para o terceiro efeito, que por sua vez produzirá o vapor de aquecimento para o quarto efeito e, assim, sucessivamente, até a chegada ao efeito de número seis na qual o vapor gerado será designado ao Condensador de Superfície.

O licor fraco, proveniente da digestão da madeira e lavagem da celulose, alimenta um tanque flash na concentração de 15% TS (teor de sólidos). Esse processo de destilação aumenta a concentração de sólidos secos para 15,7% TS e iguala a temperatura da corrente de alimentação com a temperatura do corpo de vapor do evaporador (90°C). O efluente do tanque flash é bombeado para o corpo de vapor do efeito #6 onde é concentrado de 15,7% para 18,6% TS. Do efeito #6 o licor é bombeado para o efeito #5, saindo deste evaporador na concentração de 21,7%. O licor a 21,7% é bombeado para o efeito #4, atingindo uma concentração de 25,7% de sólidos secos. A jusante do efeito #4 o licor é bombeado para o efeito #3 onde atinge uma concentração de 31,9% TS e, em seguida, bombeado para o vaso evaporador do efeito #2B que concentra o licor a 36,4% TS e segue para o evaporador #2A. Nesse efeito, a concentração eleva-se para 42,2% TS. Após o efeito #2A de evaporação, a corrente de licor segue para o efeito #1C a uma concentração de 42,2%. A corrente de licor direcionada para os primeiros efeitos (#1A, #1B, #1C e #1D) é desviada para coletar cinzas do Tanque de Mistura da Caldeira de Recuperação. Essa introdução de cinzas no licor após o efeito #2 é benéfica à evaporação no sentido de criar núcleos para a cristalização e diminuir a supersaturação. Os sólidos cristalizados ficam suspensos no licor e diminuem a taxa de incrustação nos efeitos #1 e, conseqüentemente, a frequência de lavagens.

### 3.1. O Primeiro Efeito e o Sistema de Lavagens

O licor proveniente do efeito #2A já possui uma concentração de sólidos secos significativamente elevada. Isso torna o sistema, em especial o efeito #1, altamente susceptível a incrustações ou entupimento dos tubos trocadores de calor, reduzindo a eficiência do processo e podendo causar danos ao equipamento. Para isso ser evitado, faz-se necessário um programa regular de lavagens das serpentinas. Visando isso, o primeiro efeito é projetado de forma que a bomba que transfere o licor para o efeito #1 é conectada a 4 vasos evaporadores, #1A, #1B, #1C e #1D. Normalmente, 3 efeitos estão em operação enquanto um está em lavagem. O licor com cinzas é alimentado no efeito #1 mais diluído, segue para o efeito #1 de concentração intermediária atingindo a concentração de 64,3% e é bombeado para o último evaporador do efeito #1, que não está em lavagem, de concentração mais alta, onde o licor alcança aproximadamente 68,4% de sólidos secos. O quarto evaporador do efeito #1 está em regime de lavagem. Por fim, o licor é bombeado para o tanque de estocagem de licor a 68,4% pressurizado antes de ser enviado para as Caldeiras de Recuperação.

A lavagem dos evaporadores do efeito #1 é um processo interrompido, pois respeita um ciclo operacional com quatro módulos: Concentração mais baixa, intermediária, mais alta e lavagem. O efeito #1A opera somente com lavagem e concentração mais alta. O efeito #1B opera apenas com lavagem, concentração mais alta e intermediária. O efeito #1C opera com lavagem, concentração mais baixa ou intermediária e o efeito #1D opera somente com lavagem e concentração mais baixa. O chaveamento do efeito #1 tem quatro sequências principais e está ilustrado na Tabela 3.1 (ver Anexo 6: Módulos Operacionais do primeiro efeito com um dos vasos operando com lavagem – diluição dos sólidos incrustados).

Tabela 3.1: Sequencias operacionais no efeito #1

<b>Concentração mais baixa</b>	<b>Concentração intermediária</b>	<b>Concentração mais alta</b>	<b>Lavagem</b>
1C	1B	1A	1D
1D	1B	1A	1C
1D	1C	1A	1B
1D	1C	1B	1A

Essa rotação é controlada automaticamente de forma que todos os vasos possam passar por uma lavagem e assim, previna-se a formação de incrustação e,



posteriormente, entupimento dos tubos. O tempo de duração de cada passo de lavagem é ajustado por um operador através do set point. Nesse processo, o fluido de lavagem é o próprio licor negro (mais diluído), oriundo do quarto efeito.

Enquanto a operação de lavagem está sendo realizada, o vapor vivo é impedido de entrar no equipamento através de um sistema automático de válvulas. Portanto,  $\frac{1}{4}$  da área do primeiro efeito fica inutilizada, pois sem a passagem de vapor não ocorre troca térmica, mas somente a diluição dos sólidos incrustados e consequente lavagem dos tubos. Porém como a vazão de licor negro utilizado para lavagem é muito alta em relação a quantidade de sólidos adquiridos durante a lavagem, considera-se que não há alteração na concentração de sólidos secos.

Esta corrente desviada do efeito #4 retorna então ao seu curso normal, com mesma concentração e destino ao próximo efeito.

A eficácia da lavagem é determinada pela concentração do licor utilizado neste procedimento. Por experiência operacional, considera-se que uma lavagem é eficiente quando o teor de sólidos secos no fluido de lavagem não ultrapassa a casa de 35% TS.

### 3.2. Parâmetros conhecidos do processo

Algumas características conhecidas sobre a planta de estudo se fazem necessárias para a posterior modelagem do processo. Essas características se apresentam abaixo:

- Vazão de alimentação do licor negro,  $L_e=1184$  ton/h;
- Temperatura de entrada do licor negro,  $T_{LN,e}=90^\circ\text{C}$ ;
- Concentrações do licor ao longo do processo, conforme Tabela 3.2:

Tabela 3.2: Concentração de sólidos do licor negro na saída de cada efeito de evaporação.

LOCALIZAÇÃO	TEOR DE SÓLIDOS SECOS (% m/m)
Entrada do evaporador	15,7
Saída do efeito #6	18,6
Saída do efeito #5	21,7
Saída do efeito #4	25,7
Saída do efeito #3	31,9
Saída do efeito #2	42,1
Saída do evaporador	68,4

- Vazão total de vapor vivo,  $V_{VV} = 179,4$  ton/h;
- Diâmetro interno dos tubos de troca térmica,  $d_i = 50,8$  mm;
- Diâmetro externo dos tubos de troca térmica,  $d_e = 53,28$  mm;
- Coeficiente de condutividade térmica dos tubos de aço inox de troca térmica,  $k = 16,2$  W/m.K;
- Pressão e temperatura de entrada do vapor vivo:

A pressão, vazão e temperatura do vapor vivo são reguladas através de uma válvula de controle que se encontra na tubulação que leva o vapor vivo ao casco dos evaporadores do primeiro efeito. As condições de pressão e temperatura desse vapor podem ser reguladas na entrada, sabendo que a pressão do header de vapor vivo é 440 kPa.abs e a temperatura, 155°C.

Para o evaporador do efeito #1 operando na menor concentração:

$P_{VV} = 298,7$  kPa.abs e  $T_{VV} = 133,4$ °C.

Para o evaporador do efeito #1 operando com concentração intermediária:

$P_{VV} = 297,8$  kPa.abs e  $T_{VV} = 133,3$ °C.

Para o evaporador do efeito #1 operando na maior concentração:

$P_{VV} = 286$  kPa.abs e  $T_{VV} = 131,9$ °C.

- Numero de efeitos,  $n=6$ ,
- Área dos evaporadores (Tabela 3.3):

Tabela 3.3: Área dos evaporadores da indústria atual de Papel e Celulose

Efeito	Área (m <sup>2</sup> )	Efeito	Área (m <sup>2</sup> )
#1A	5017	#2B	5017
#1B	5017	#3	7153
#1C	5017	#4	7153
#1D	5017	#5	7525
#2A	5017	#6	8175



## 4. OBJETIVOS DO TRABALHO

### 4.1. Objetivo Geral

Estudar a viabilidade técnico-econômica de mudanças na operação de evaporação do licor negro em indústrias de papel e celulose, para aumentar a capacidade produtiva e evaporativa da unidade.

### 4.2. Objetivos Específicos

- Estudar um sistema de evaporadores tipo *falling film* com seis efeitos para a concentração do licor negro nas indústrias de Papel e Celulose.
- Desenvolver um algoritmo para simular os efeitos da unidade atual de evaporação.
- Avaliar o comportamento das propriedades físicas do licor negro em cada equipamento evaporador.
- Avaliar a possibilidade de substituição do processo de lavagem dos evaporadores do primeiro efeito por um processo simultâneo de lavagem e evaporação, não interrompendo o fluxo de vapor vivo no equipamento durante essa operação.
- Avaliar a possibilidade de otimizar a operação mantendo constante o Layout da planta de evaporação, assim como o tamanho (área) dos equipamentos, concentração do licor negro fraco (proveniente do digestor) e concentração do licor negro forte (afluente das Caldeiras de Recuperação); mantendo o licor diluído, efluente do quarto efeito com concentração de  $S_4$ , como agente de lavagem. A linha de licor negro para lavagem-evaporação será derivada da tubulação que conecta o quarto e o terceiro efeito.
- Desenvolver um algoritmo para simular e otimizar os efeitos de evaporação devido às modificações no processo de lavagem propostas.
- Estudar a melhor vazão de licor negro direcionada para a operação de lavagem e evaporação.
- Avaliar a evaporação total da planta e a capacidade de processamento do licor no processo modificado, mantendo constante a economia de vapor.
- Determinar o limite de capacidade da planta de evaporação a ser obtido a partir das modificações que serão sugeridas, que se resume em tornar toda área disponível para troca térmica na atual instalação como sendo área de troca térmica útil para o processo.
- Avaliar a capacidade dos efeitos #3 a #6 de condensar o vapor adicional recebido.

## 5. JUSTIFICATIVA

A operação da planta de evaporação depende do processo de cozimento da madeira que ocorre no digestor. Em casos de elevada produtividade do digestor, o processo de recuperação limita-se à capacidade da planta de evaporação do licor, não atendendo a demanda de licor diluído. Conseqüentemente, o tempo de espera (tempo morto) do licor diluído em tanques de armazenamento é maior. Com a otimização através do uso da área de troca térmica disponível, a capacidade da evaporação será maximizada e, portanto, o tempo de armazenamento do licor diluído será minimizado, mantendo os custos devido ao mesmo consumo específico de vapor.

A modificação proposta resume-se em não interromper o fluxo de vapor no evaporador durante a operação de lavagem, ocorrendo simultânea evaporação do licor diluído. Assim, o evaporador que estiver sofrendo lavagem também estará evaporando, resultando em um aproveitamento de toda área de troca térmica disponível.

O licor efluente do processo lavagem/evaporação dos primeiros efeitos retorna na linha de escoamento normal do licor diluído, com uma maior concentração de sólidos secos na alimentação do evaporador posterior. A economia de vapor mantém-se a mesma, pois mesmo aumentando a vazão de vapor vivo inserido na planta, a evaporação total também. Com isso, fica evidente com a utilização da área de troca térmica disponível no primeiro efeito a capacidade produtiva e a evaporação total da unidade aumenta.

Frente às oportunidade de otimização da planta discutidas acima, a proposta de modificar o processo para aumentar a capacidade da planta de evaporação é válida para ser estudada.

Anexos de referência:

- Processo atual simplificado apenas com efeitos de evaporação;
- Processo modificado simplificado apenas com efeitos de evaporação;
- Processo atual simplificado apenas com efeitos de evaporação – Efeito #1D operando no modo lavagem;
- Processo modificado simplificado apenas com efeitos de evaporação – Efeito #1D sofrendo processo simultâneo de lavagem e evaporação;

## 6. MÉTODOS

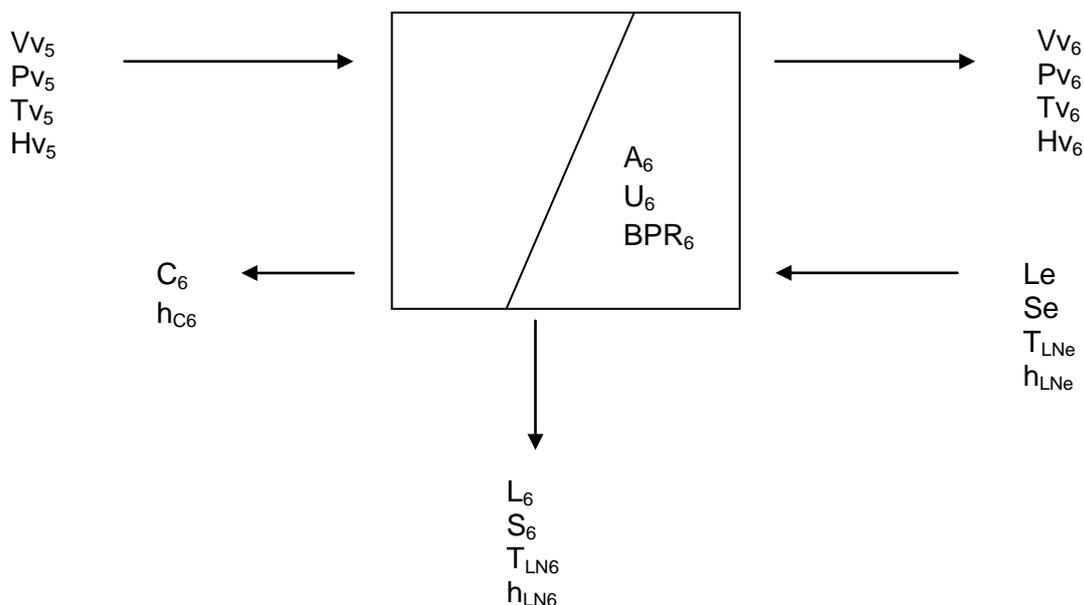
### 6.1. Modelagem do Processo Atual

O primeiro passo para a realização do projeto foi a modelagem em planilha Excel do processo atual de evaporação do licor negro. Esta modelagem é fundamental para posterior avaliação das modificações propostas, uma vez que o modelo modificado é apenas uma adaptação ao modelo do processo atual. A confiabilidade deste modelo foi feita por comparação entre os parâmetros obtidos e os parâmetros reais de processo.

Para isso seguiu-se uma sequência de etapas através de balanços de massa e energia dos evaporadores, com o auxílio de equações empíricas para estimativas das propriedades físicas do licor negro e de parâmetros de entrada conhecidos. A modelagem foi iniciada de trás para frente, começando pelo lado que é alimentado com licor negro, o sexto efeito:

#### EFEITO #6:

*Volume de controle:*



Onde:

$Vv_5$  = Vazão de vapor de aquecimento, oriundo do efeito #5 (ton/h);

$Pv_5$  = Pressão do vapor de aquecimento (kPa);

$Tv_5$  = Temperatura do vapor de aquecimento (°C);

$Hv_5$  = Entalpia do vapor de aquecimento (kJ/kg);



- $L_6$  = Vazão de entrada do licor negro, oriundo do vaso de flash (ton/h);  
 $S_6$  = Teor de sólidos secos no licor de entrada (adimensional);  
 $T_{LNe}$  = Temperatura do licor negro de entrada (°C)  
 $h_{LNe}$  = Entalpia do licor negro de entrada (kJ/kg);  
 $Vv_6$  = Vazão de vapor produzido pela evaporação do licor negro (ton/h)  
 $Pv_6$  = Pressão de saturação do vapor produzido pela evaporação do licor negro (ton/h)  
 $Tv_6$  = Temperatura de saturação do vapor produzido pela evaporação do licor negro (°C)  
 $Hv_6$  = Entalpia do vapor produzido pela evaporação do licor negro (kJ/kg)  
 $L_6$  = Vazão de licor negro concentrado, para o efeito #5 (ton/h);  
 $S_6$  = Teor de sólidos secos no licor concentrado (adimensional);  
 $T_{LN6}$  = Temperatura do licor concentrado (°C);  
 $h_{LN6}$  = Entalpia do licor concentrado (kJ/kg);  
 $C_6$  = Vazão de condensado (ton/h);  
 $H_{C6}$  = Entalpia do condensado (kJ/kg);  
 $A_6$  = Área de troca térmica dos tubos (m<sup>2</sup>);  
 $U_6$  = Coeficiente global de transferência de calor (W/m<sup>2</sup>.K);  
 $BPR_6$  = Elevação na temperatura de ebulição (°C).

*Parâmetros Conhecidos:*

Tabela 6.1: Parâmetros de processo conhecidos para efeito #6 da evaporação

PARÂMETRO	VARIÁVEL	UNIDADE	VALOR
<i>Vazão de alimentação de licor negro</i>	$L_6$	ton / h	1184
<i>Teor de sólidos secos no licor negro de alimentação</i>	$S_6$	-	0,157
<i>Temperatura do licor negro de entrada</i>	$T_{LNe}$	°C	90,000
<i>Área de troca térmica do evaporador</i>	$A_6$	m <sup>2</sup>	8175
<i>Diâmetro interno dos tubos de troca térmica</i>	$D_{int6}$	mm	50,800
<i>Diâmetro externo dos tubos de troca térmica</i>	$D_{ext6}$	mm	53,280
<i>Vazão de recirculação</i>	$QC_6$	GPM/tubo	2,000
<i>Coeficiente de condutividade térmica dos tubos de troca térmica</i>	$K_{tubo}$	W/m.K	16,20



### Balanço de Massa:

#### i) Vapor:

Todo o vapor que o sistema recebe do efeito #5 cede seu calor latente para o licor e se condensa, portanto seu balanço pode ser descrito como:

$$VV_5 = C_6 \quad (\text{Equação 6.1})$$

#### ii) Licor negro:

O licor negro, oriundo do vaso de flash, recebe calor do vapor oriundo do efeito #5 e entra em ebulição. Portanto, parte deste licor sairá do volume de controle na forma de vapor produzido enquanto que a outra parte sairá na forma de solução mais concentrada, destinada ao próximo efeito. O equacionamento deste sistema é mostrado abaixo:

$$L_e = L_6 + VV_6 \quad (\text{Equação 6.2})$$

Isolando-se  $L_6$ , tem-se a seguinte expressão:

$$L_6 = L_e - VV_6 \quad (\text{Equação 6.3})$$

#### iii) Sólidos:

O balanço de massa para os sólidos solubilizados no licor negro pode ser descrito como:

$$L_e \cdot S_e = L_6 \cdot S_6 \quad (\text{Equação 6.4})$$

Rearranjando os termos, tem-se:

$$S_6 = \frac{L_e \cdot S_e}{L_6} \quad (\text{Equação 6.5})$$

### Balanço de Energia:

Conforme explicado na seção 2.3.3.4, o calor fornecido pelo fluido de aquecimento para o sistema segue o seguinte modelo:

$$Q_6 = VV_5 \cdot (Hv_5 - hc_6) \quad (\text{Equação 6.6})$$

Onde  $Q_6$  é o calor fornecido pela condensação do vapor por unidade de tempo (kJ / h),  $Hv_5$  e  $hc_6$  são as entalpias do vapor de aquecimento e do condensado gerado, em kJ / ton.

O calor trocado no volume de controle é modelado abaixo:

$$Q_6 = U_6 \cdot A_6 \cdot [TV_5 - T_{LN6}] \quad (\text{Equação 6.7})$$

Sendo que:

$$T_{LN6} = TV_6 + BPR_6 \quad (\text{Equação 6.8})$$



Nestas equações,  $Q_6$  é o calor fornecido pelo vapor ao licor negro, em kJ/h,  $U_6$  é o coeficiente global de transferência de calor ( $W/m^2.K$ ),  $A_6$  é a área de troca térmica do sexto efeito (conhecida),  $T_{V5}$  é a temperatura em °C do vapor gerado no quinto efeito,  $T_{V6}$  a temperatura do vapor evaporado no sexto efeito e  $BPR_6$  a elevação da temperatura de ebulição do licor.

Através de uma substituição da Equação 6.8 na Equação 6.7, tem-se a Equação 6.9, que pode ser igualada com a Equação 6.6, como demonstrado abaixo:

$$Q_6 = U_6 \cdot A_6 \cdot [T_{V5} - (T_{V6} + BPR_6)] \quad (\text{Equação 6.9})$$

$$V_{V5} \cdot (H_{V5} - h_{C6}) = U_6 \cdot A_6 \cdot [T_{V5} - (T_{V6} + BPR_6)] \quad (\text{Equação 6.10})$$

Rearranjando, há uma expressão para o cálculo da temperatura do vapor produzido pelo aquecimento do licor negro, destinado ao condensador de superfície:

$$T_{V6} = T_{V5} - BPR_6 - \frac{V_{V5} \cdot (H_{V5} - h_{C6})}{A_6 \cdot U_6} \quad (\text{Equação 6.11})$$

O balanço energético geral do volume de controle correspondente ao efeito #6 é apresentado abaixo:

$$\text{Energia(entra)} = \text{Energia(sai)}$$

Calor no vapor (5) + Calor no licor (e) = Calor no licor(6) + Calor no vapor(6) + Calor no condensado(6)

$$V_{V5} \cdot H_{V5} + L_e \cdot h_{LNe} = L_6 \cdot h_{LN6} + V_{V6} \cdot H_{V6} + C_6 \cdot h_{C6} \quad (\text{Equação 6.12})$$

Substituindo as Equações 6.1 e 6.3 nesta sentença, e reorganizando os termos pode-se encontrar uma forma de cálculo da vazão de vapor produzida ( $V_{V6}$ ):

$$V_{V6} = \frac{V_{V5} \cdot (H_{V5} - h_{C6}) + L_e \cdot (h_{LNe} - h_{LN6})}{H_{V6} - h_{LN6}} \quad (\text{Equação 6.13})$$

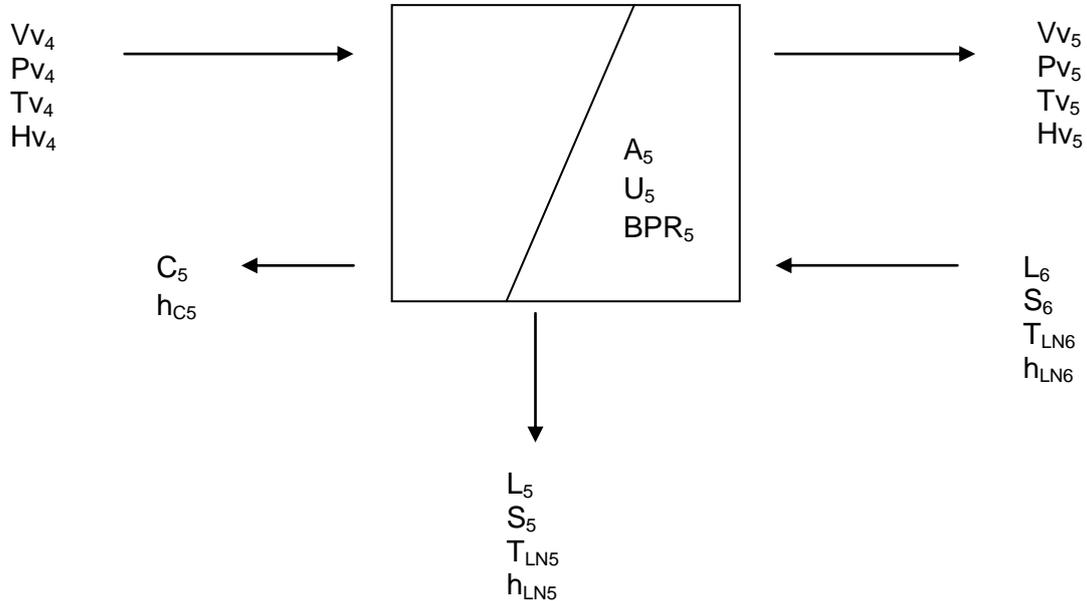
Na qual  $H_{V5}$ ,  $h_{C6}$  e  $H_{V6}$  são propriedades da água (vapor e condensado) que foram extraídas de tabelas termodinâmicas;  $h_{LNe}$  e  $h_{LN6}$  podem ser calculados seguindo a relação termodinâmica mostrada na seção 2.3.3.4:

$$h_{LNe} = C_{pe} \cdot T_{LNe} \quad (\text{Equação 6.14})$$

$$h_{LN6} = C_{p6} \cdot T_{LN6} \quad (\text{Equação 6.15})$$

## EFEITO #5:

Volume de controle:



Onde:

$Vv_4$  = Vazão de vapor de aquecimento, oriundo do efeito #4 (ton/h);

$Pv_4$  = Pressão do vapor de aquecimento (kPa);

$Tv_4$  = Temperatura do vapor de aquecimento ( $^{\circ}$ C);

$Hv_4$  = Entalpia do vapor de aquecimento (kJ/kg);

$L_6$  = Vazão de entrada do licor negro, oriundo do efeito #6 (ton/h);

$S_6$  = Teor de sólidos secos no licor de entrada (adimensional);

$T_{LN6}$  = Temperatura do licor negro de entrada ( $^{\circ}$ C)

$h_{LN6}$  = Entalpia do licor negro de entrada (kJ/kg);

$Vv_5$  = Vazão de vapor produzido pela evaporação do licor negro (ton/h)

$Pv_5$  = Pressão de saturação do vapor produzido pela evaporação do licor negro (ton/h)

$Tv_5$  = Temperatura de saturação do vapor produzido pela evaporação do licor negro ( $^{\circ}$ C)

$Hv_5$  = Entalpia do vapor produzido pela evaporação do licor negro (kJ/kg)

$L_5$  = Vazão de licor negro concentrado, para o efeito #4 (ton/h);

$S_5$  = Teor de sólidos secos no licor concentrado (adimensional);

$T_{LN5}$  = Temperatura do licor concentrado ( $^{\circ}$ C);

$h_{LN5}$  = Entalpia do licor concentrado (kJ/kg);

$C_5$  = Vazão de condensado (ton/h);

$hc_5$  = Entalpia do condensado (kJ/kg);

$A_5$  = Área de troca térmica dos tubos ( $m^2$ );



$U_5$  = Coeficiente global de transferência de calor ( $W/m^2.K$ );

$BPR_5$  = Elevação na temperatura de ebulição ( $^{\circ}C$ ).

*Parâmetros Conhecidos:*

Tabela 6.2: Parâmetros de processo conhecidos para efeito #5 da evaporação

PARÂMETRO	VARIÁVEL	UNIDADE	VALOR
Área de troca térmica do evaporador	$A_5$	$m^2$	5017
Diâmetro interno dos tubos de troca térmica	$D_{int_5}$	mm	50,800
Diâmetro externo dos tubos de troca térmica	$D_{ext_5}$	mm	53,280
Vazão de recirculação	$QC_5$	GPM/tubo	4,500
Coeficiente de condutividade térmica dos tubos de troca térmica	$K_{tubo}$	$W/m.K$	16,20

*Balço de Massa:*

i) Vapor:

Todo o vapor que o sistema recebe do efeito #4 cede seu calor latente para o licor e se condensa, portanto seu balanço pode ser descrito como:

$$Vv_4 = C_5 \quad (\text{Equação 6.16})$$

ii) Licor negro:

O licor negro, oriundo do efeito #6, recebe calor do vapor oriundo do efeito #4 e entra em ebulição. Portanto, parte deste licor sairá do volume de controle na forma de vapor produzido enquanto que a outra parte sairá na forma de solução mais concentrada, destinada ao próximo efeito. O equacionamento deste sistema é mostrado abaixo:

$$L_6 = L_5 + Vv_5 \quad (\text{Equação 6.17})$$

Isolando-se  $L_5$ , tem-se a seguinte expressão:

$$L_5 = L_6 - Vv_5 \quad (\text{Equação 6.18})$$

iii) Sólidos:

O balanço de massa para os sólidos solubilizados no licor negro pode ser descrito como:

$$L_6.S_6 = L_5.S_5 \quad (\text{Equação 6.19})$$



Rearranjando os termos, tem-se:

$$S_5 = \frac{L_6 \cdot S_6}{L_5} \quad (\text{Equação 6.20})$$

*Balço de Energia:*

Seguindo o que foi feito no efeito #6, o calor fornecido pelo fluido de aquecimento para o sistema segue o seguinte modelo:

$$Q_5 = V_{V4} \cdot (H_{V4} - h_{C5}) \quad (\text{Equação 6.21})$$

Onde  $Q_5$  é o calor fornecido pela condensação do vapor por unidade de tempo neste efeito (kJ/h),  $H_{V4}$  e  $h_{C5}$  são as entalpias do vapor de aquecimento e do condensado gerado, em kJ/kg.

O calor trocado no volume de controle é modelado abaixo:

$$Q_5 = U_5 \cdot A_5 \cdot [T_{V4} - T_{LN5}] \quad (\text{Equação 6.22})$$

Sendo que:

$$T_{LN5} = T_{V5} + BPR_5 \quad (\text{Equação 6.23})$$

Através de uma substituição da Equação 6.23 na Equação 6.22, tem-se a Equação 6.24, que pode ser igualada com a Equação 6.21, como demonstrado abaixo:

$$Q_5 = U_5 \cdot A_5 \cdot [T_{V4} - (T_{V5} + BPR_5)] \quad (\text{Equação 6.24})$$

$$V_{V4} \cdot (H_{V4} - h_{C5}) = U_5 \cdot A_5 \cdot [T_{V4} - (T_{V5} + BPR_5)] \quad (\text{Equação 6.25})$$

Rearranjando, há uma expressão para o cálculo da temperatura do vapor produzido no efeito #5 o que será destinado ao efeito #6:

$$T_{V5} = T_{V4} - BPR_5 - \frac{V_{V4} \cdot (H_{V4} - h_{C5})}{A_5 \cdot U_5} \quad (\text{Equação 6.26})$$

O balanço energético geral do volume de controle correspondente ao efeito #5 é apresentado abaixo:

Energia(entra) = Energia(sai)

Calor no vapor (4) + Calor no licor (6) = Calor no licor(5) + Calor no vapor(5) + Calor no condensado(5)

$$V_{V4} \cdot H_{V4} + L_6 \cdot h_{LN6} = L_5 \cdot h_{LN5} + V_{V5} \cdot H_{V5} + C_5 \cdot h_{C5} \quad (\text{Equação 6.27})$$

Substituindo as Equações 6.16 e 6.18 nesta sentença, e reorganizando os termos pode-se encontrar uma forma de cálculo da vazão de vapor produzida ( $Vv_5$ ):

$$Vv_5 = \frac{Vv_4 \cdot (Hv_4 - hc_5) + L_6 \cdot (h_{LN6} - h_{LN5})}{Hv_5 - h_{LN5}} \quad (\text{Equação 6.28})$$

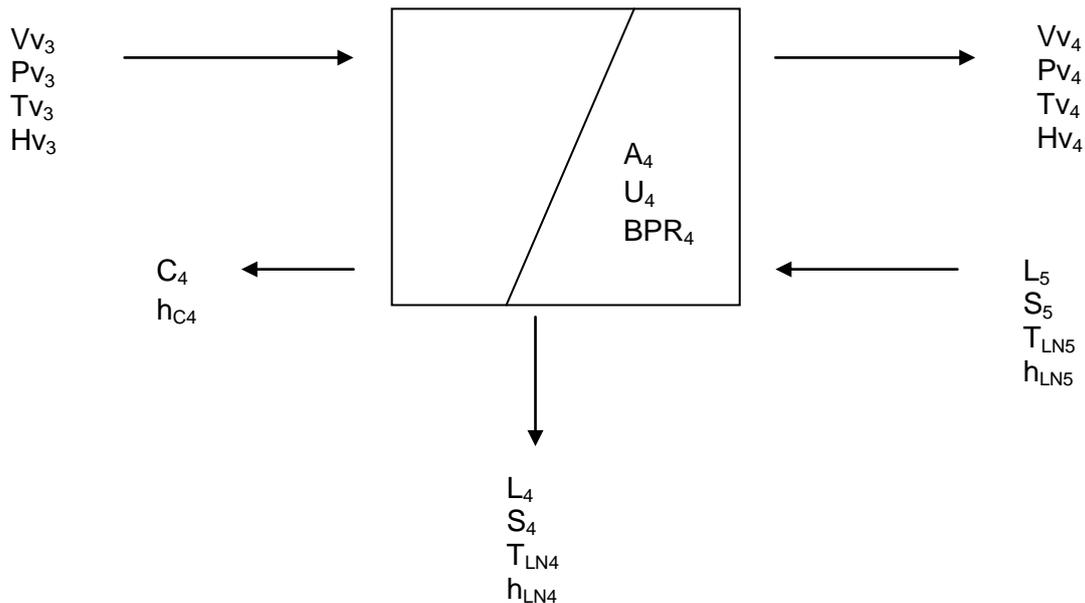
Na qual  $Hv_4$ ,  $hc_5$  e  $Hv_5$  são propriedades da água (vapor e condensado) que podem ser extraídas de tabelas termodinâmicas;  $h_{LN6}$  e  $h_{LN5}$  podem ser calculados seguindo a relação termodinâmica mostrada na seção 2.3.3.4.:

$$h_{LN6} = Cp_6 \cdot T_{LN6} \quad (\text{Equação 4.15})$$

$$h_{LN5} = Cp_5 \cdot T_{LN5} \quad (\text{Equação 4.29})$$

#### EFEITO #4:

*Volume de controle:*



Onde:

$Vv_3$  = Vazão de vapor de aquecimento, oriundo do efeito #3 (ton/h);

$Pv_3$  = Pressão do vapor de aquecimento (kPa);

$Tv_3$  = Temperatura do vapor de aquecimento (°C);

$Hv_3$  = Entalpia do vapor de aquecimento (kJ/kg);

$L_5$  = Vazão de entrada do licor negro, oriundo do efeito #5 (ton/h);

$S_5$  = Teor de sólidos secos no licor de entrada (adimensional);

$T_{LN5}$  = Temperatura do licor negro de entrada (°C)



- $h_{LN5}$  = Entalpia do licor negro de entrada (kJ/kg);  
 $Vv_4$  = Vazão de vapor produzido pela evaporação do licor negro (ton/h)  
 $Pv_4$  = Pressão de saturação do vapor produzido pela evaporação do licor negro (ton/h)  
 $Tv_4$  = Temperatura de saturação do vapor produzido pela evaporação do licor negro (°C)  
 $Hv_4$  = Entalpia do vapor produzido pela evaporação do licor negro (kJ/kg)  
 $L_4$  = Vazão de licor negro concentrado, para o efeito #3 (ton/h);  
 $S_4$  = Teor de sólidos secos no licor concentrado (adimensional);  
 $T_{LN4}$  = Temperatura do licor concentrado (°C);  
 $h_{LN4}$  = Entalpia do licor concentrado (kJ/kg);  
 $C_4$  = Vazão de condensado (ton/h);  
 $h_{C4}$  = Entalpia do condensado (kJ/kg);  
 $A_4$  = Área de troca térmica dos tubos (m<sup>2</sup>);  
 $U_4$  = Coeficiente global de transferência de calor (W/m<sup>2</sup>.K);  
 $BPR_4$  = Elevação na temperatura de ebulição (°C).

*Parâmetros Conhecidos:*

Tabela 6.3: Parâmetros de processo conhecidos para efeito #4 da evaporação

PARÂMETRO	VARIÁVEL	UNIDADE	VALOR
<i>Área de troca térmica do evaporador</i>	$A_4$	m <sup>2</sup>	7153
<i>Diâmetro interno dos tubos de troca térmica</i>	$D_{int4}$	mm	50,800
<i>Diâmetro externo dos tubos de troca térmica</i>	$D_{ext4}$	mm	53,280
<i>Vazão de recirculação</i>	$QC_4$	GPM/tubo	2,000
<i>Coeficiente de condutividade térmica dos tubos de troca térmica</i>	$K_{tubo}$	W/m.K	16,20

*Balço de Massa:*

i) Vapor:

Todo o vapor que o sistema recebe do efeito #3 cede seu calor latente para o licor e se condensa, portanto seu balanço pode ser descrito como:

$$Vv_3 = C_4 \quad \text{(Equação 6.30)}$$

ii) Licor negro:



Semelhante aos efeitos anteriores, o licor negro, oriundo do efeito #5, recebe calor do vapor oriundo do efeito #3 e entra em ebulição, gerando vapor e licor negro mais concentrado. O equacionamento deste sistema é mostrado abaixo:

$$L_5 = L_4 + VV_4 \quad (\text{Equação 6.31})$$

Isolando-se  $L_4$ , tem-se a seguinte expressão:

$$L_4 = L_5 - VV_4 \quad (\text{Equação 6.32})$$

iii) Sólidos:

O balanço de massa para os sólidos solubilizados no licor negro pode ser descrito como:

$$L_5 \cdot S_5 = L_4 \cdot S_4 \quad (\text{Equação 6.33})$$

Rearranjando os termos, tem-se:

$$S_4 = \frac{L_5 \cdot S_5}{L_4} \quad (\text{Equação 6.34})$$

*Balanço de Energia:*

Seguindo o raciocínio dos efeitos anteriores, utilizou-se o modelo abaixo para o cálculo do calor fornecido pelo fluido de aquecimento para o sistema:

$$Q_4 = VV_3 \cdot (Hv_3 - hc_4) \quad (\text{Equação 6.35})$$

Sendo  $Hv_3$  e  $hc_4$  as entalpias do vapor de aquecimento e do condensado gerado, em kJ/kg.

O calor trocado no volume de controle é modelado abaixo:

$$Q_4 = U_4 \cdot A_4 \cdot [TV_3 - T_{LN4}] \quad (\text{Equação 6.36})$$

Sendo que:

$$T_{LN4} = TV_4 + BPR_4 \quad (\text{Equação 6.37})$$

Através de uma substituição da Equação 6.37 na Equação 6.36, tem-se a Equação 4.38, que pode ser igualada com a Equação 6.35, como demonstrado abaixo:

$$Q_4 = U_4 \cdot A_4 \cdot [TV_3 - (TV_4 + BPR_4)] \quad (\text{Equação 6.38})$$

$$VV_3 \cdot (Hv_3 - hc_4) = U_4 \cdot A_4 \cdot [TV_4 - (TV_4 + BPR_4)] \quad (\text{Equação 6.39})$$

Rearranjando, há uma expressão para o cálculo da temperatura do vapor produzido pelo aquecimento do licor negro, destinado ao efeito #5:

$$T_{V4} = T_{V3} - BPR_4 - \frac{V_{V3} \cdot (H_{V3} - h_{C4})}{A_4 \cdot U_4} \quad (\text{Equação 6.40})$$

O balanço energético geral do volume de controle correspondente ao efeito #4 é apresentado abaixo:

Energia(entra) = Energia(sai)

Calor no vapor (3) + Calor no licor (5) = Calor no licor(4) + Calor no vapor(4) + Calor no condensado(4)

$$V_{V3} \cdot H_{V3} + L_5 \cdot h_{LN5} = L_4 \cdot h_{LN4} + V_{V4} \cdot H_{V4} + C_4 \cdot h_{C4} \quad (\text{Equação 6.41})$$

Substituindo as Equações 6.30 e 6.32 nesta sentença, e reorganizando os termos pode-se encontrar uma forma de cálculo da vazão de vapor produzida ( $V_{V4}$ ):

$$V_{V4} = \frac{V_{V3} \cdot (H_{V3} - h_{C4}) + L_5 \cdot (h_{LN5} - h_{LN4})}{H_{V4} - h_{LN4}} \quad (\text{Equação 4.42})$$

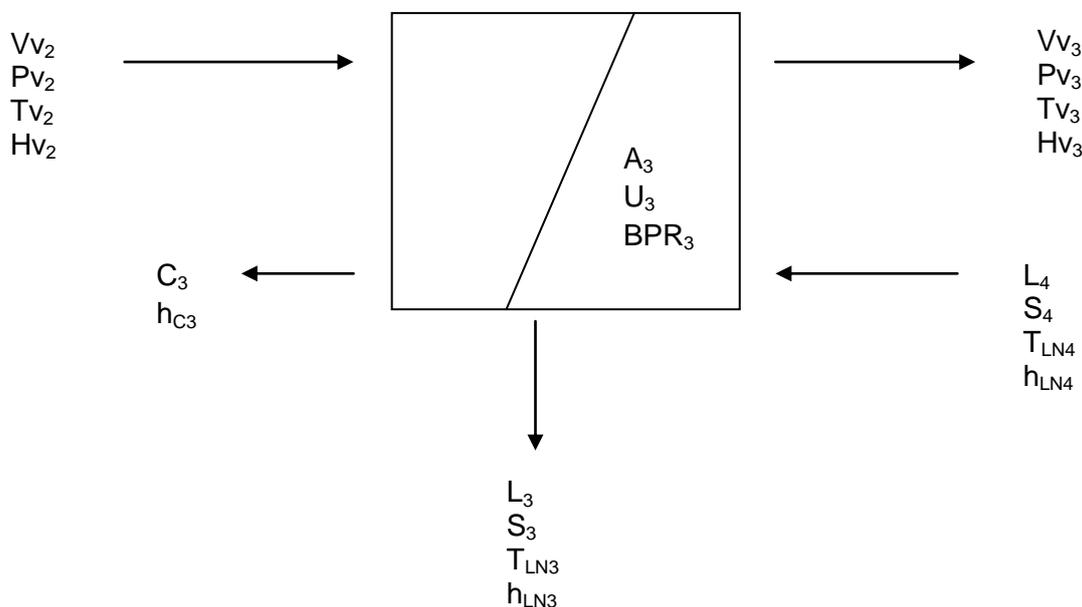
Na qual  $H_{V3}$ ,  $h_{C4}$  e  $H_{V4}$  são propriedades da água (vapor e condensado) que podem ser extraídas de tabelas termodinâmicas;  $h_{LN4}$  e  $h_{LN5}$  podem ser calculados seguindo a relação termodinâmica mostrada na seção 2.3.3.4.:

$$h_{LN5} = C_{p5} \cdot T_{LN5} \quad (\text{Equação 6.29})$$

$$h_{LN4} = C_{p4} \cdot T_{LN4} \quad (\text{Equação 6.43})$$

### EFEITO #3:

Volume de controle:





Onde:

$Vv_2$  = Vazão de vapor de aquecimento, oriundo dos efeitos #2A e #2B (ton/h);

$Pv_2$  = Pressão do vapor de aquecimento (kPa);

$Tv_2$  = Temperatura do vapor de aquecimento ( $^{\circ}$ C);

$Hv_2$  = Entalpia do vapor de aquecimento (kJ/kg);

$L_4$  = Vazão de entrada do licor negro, oriundo do efeito #4 (ton/h);

$S_4$  = Teor de sólidos secos no licor de entrada (adimensional);

$T_{LN4}$  = Temperatura do licor negro de entrada ( $^{\circ}$ C)

$h_{LN4}$  = Entalpia do licor negro de entrada (kJ/kg);

$Vv_3$  = Vazão de vapor produzido pela evaporação do licor negro (ton/h)

$Pv_3$  = Pressão de saturação do vapor produzido pela evaporação do licor negro (ton/h)

$Tv_3$  = Temperatura de saturação do vapor produzido pela evaporação do licor negro ( $^{\circ}$ C)

$Hv_3$  = Entalpia do vapor produzido pela evaporação do licor negro (kJ/kg)

$L_3$  = Vazão de licor negro concentrado, para o efeito #2B (ton/h);

$S_3$  = Teor de sólidos secos no licor concentrado (adimensional);

$T_{LN3}$  = Temperatura do licor concentrado ( $^{\circ}$ C);

$h_{LN3}$  = Entalpia do licor concentrado (kJ/kg);

$C_3$  = Vazão de condensado (ton/h);

$hc_3$  = Entalpia do condensado (kJ/kg);

$A_3$  = Área de troca térmica dos tubos ( $m^2$ );

$U_3$  = Coeficiente global de transferência de calor ( $W/m^2.K$ );

$BPR_3$  = Elevação na temperatura de ebulição ( $^{\circ}$ C).

*Parâmetros Conhecidos:*

Tabela 6.4: Parâmetros de processo conhecidos para efeito #3 da evaporação

PARÂMETRO	VARIÁVEL	UNIDADE	VALOR
<i>Área de troca térmica do evaporador</i>	$A_3$	$m^2$	7153
<i>Diâmetro interno dos tubos de troca térmica</i>	$D_{int3}$	mm	50,800
<i>Diâmetro externo dos tubos de troca térmica</i>	$D_{ext3}$	mm	53,280
<i>Vazão de recirculação</i>	$QC_3$	GPM/tubo	2,500
<i>Coeficiente de condutividade térmica dos tubos de troca térmica</i>	$K_{tubo}$	$W/m.K$	16,20



### *Balanço de Massa:*

#### i) Vapor:

Todo o vapor que o sistema recebe do efeito #2 cede seu calor latente para o licor e se condensa, portanto seu balanço pode ser descrito como:

$$Vv_2 = C_3 \quad (\text{Equação 6.44})$$

Porém neste caso o que compõe o fluxo total de vapor ( $Vv_2$ ) é a soma dos vapores produzidos nas evaporações #2A e #2B. Dessa forma:

$$Vv_2 = Vv_{2A} + Vv_{2B} \quad (\text{Equação 6.45})$$

#### ii) Licor negro:

O licor negro, oriundo do efeito #4, recebe calor do vapor oriundo dos efeitos #2B e #2A, e entra em ebulição, gerando vapor e licor negro mais concentrado. O equacionamento deste sistema é mostrado abaixo:

$$L_4 = L_3 + Vv_3 \quad (\text{Equação 6.46})$$

Isolando-se  $L_3$ , tem-se a seguinte expressão:

$$L_3 = L_4 - Vv_3 \quad (\text{Equação 6.47})$$

#### iii) Sólidos:

O balanço de massa para os sólidos solubilizados no licor negro pode ser descrito como:

$$L_4 \cdot S_4 = L_3 \cdot S_3 \quad (\text{Equação 6.48})$$

Rearranjando os termos, tem-se:

$$S_3 = \frac{L_4 \cdot S_4}{L_3} \quad (\text{Equação 6.49})$$

### *Balanço de Energia:*

Seguindo o raciocínio dos efeitos anteriores, utilizou-se o modelo abaixo para o cálculo do calor fornecido pelo fluido de aquecimento para o sistema:

$$Q_3 = Vv_2 \cdot (Hv_2 - hc_3) \quad (\text{Equação 6.50})$$

Sendo  $Hv_2$  e  $hc_3$  as entalpias do vapor de aquecimento e do condensado gerado, em kJ/kg.

O calor trocado no volume de controle é modelado abaixo:

$$Q_3 = U_3 \cdot A_3 \cdot [Tv_2 - T_{LN3}] \quad (\text{Equação 6.51})$$

Sendo que:



$$T_{LN3} = T_{V3} + BPR_3 \quad (\text{Equação 6.52})$$

$T_{V2}$  é calculada considerando a ponderação das temperaturas das correntes proveniente de #2A e #2V pelas  $V_{V2A}$  e  $V_{V2B}$ :

$$T_{V2} = \frac{V_{V2A} \cdot T_{V2A} + V_{V2B} \cdot T_{V2B}}{V_{V2A} + V_{V2B}} \quad (\text{Equação 6.53})$$

Através de uma substituição da Equação 6.52 na Equação 6.51, tem-se a Equação 6.54, que pode ser igualada com a Equação 6.50, como demonstrado abaixo:

$$Q_3 = U_3 \cdot A_3 \cdot [T_{V2} - (T_{V3} + BPR_3)] \quad (\text{Equação 6.54})$$

$$V_{V2} \cdot (H_{V2} - h_{C3}) = U_3 \cdot A_3 \cdot [T_{V2} - (T_{V3} + BPR_3)] \quad (\text{Equação 6.55})$$

Rearranjando, há uma expressão para o cálculo da temperatura do vapor produzido pelo aquecimento do licor negro, destinado ao efeito #4:

$$T_{V3} = T_{V2} - BPR_3 - \frac{V_{V2} \cdot (H_{V2} - h_{C3})}{A_3 \cdot U_3} \quad (\text{Equação 6.56})$$

O balanço energético geral do volume de controle correspondente ao efeito #3 é apresentado abaixo:

$$\text{Energia(entra)} = \text{Energia(sai)}$$

Calor no vapor (2) + Calor no licor (4) = Calor no licor(3) + Calor no vapor(3) + Calor no condensado(3)

$$V_{V2} \cdot H_{V3} + L_4 \cdot h_{LN4} = L_3 \cdot h_{LN3} + V_{V3} \cdot H_{V3} + C_3 \cdot h_{C3} \quad (\text{Equação 6.57})$$

Substituindo a Equação 6.44 e 6.47 nesta sentença, e reorganizando os termos pode-se encontrar uma forma de cálculo da vazão de vapor produzida ( $V_{V3}$ ):

$$V_{V3} = \frac{V_{V2} \cdot (H_{V2} - h_{C3}) + L_4 \cdot (h_{LN4} - h_{LN3})}{H_{V3} - h_{LN3}} \quad (\text{Equação 6.58})$$

Na qual  $H_{V2}$ ,  $h_{C3}$  e  $H_{V3}$  são propriedades da água (vapor e condensado) que podem ser extraídas de tabelas termodinâmicas;  $h_{LN4}$  e  $h_{LN3}$  podem ser calculados seguindo a relação termodinâmica mostrada na seção 2.3.3.4.:

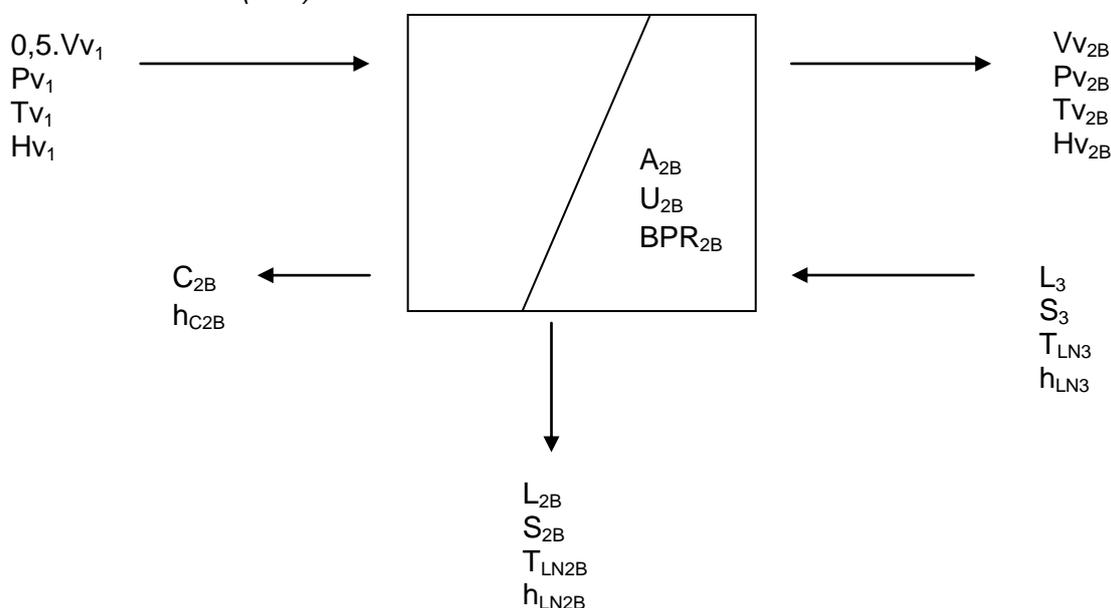
$$h_{LN4} = C_{p4} \cdot T_{LN4} \quad (\text{Equação 6.43})$$

$$h_{LN3} = C_{p3} \cdot T_{LN3} \quad (\text{Equação 6.59})$$

## EFEITO #2:

O segundo efeito da evaporação distingue-se um pouco dos efeitos até então apresentados, pois se tratam de dois vasos (2A e 2B), que trabalham em série, de forma que cada um é alimentado com metade da vazão de vapor de aquecimento gerado no primeiro efeito ( $Vv_1$ ). A soma do vapor produzido por #2A e #2B é a vazão total de vapor que alimentará o efeito #3. Seguindo a sequência do processo, o primeiro vaso a ser modelado é o do efeito #2B, pois é ele quem recebe diretamente o licor efluente do efeito #3.

*Volume de controle (#2B):*



Onde:

$Vv_1$  = Vazão de vapor de aquecimento, oriundo do efeito #1 (ton/h);

$Pv_1$  = Pressão do vapor de aquecimento (kPa);

$Tv_1$  = Temperatura do vapor de aquecimento ( $^{\circ}\text{C}$ );

$Hv_1$  = Entalpia do vapor de aquecimento (kJ/kg);

$L_3$  = Vazão de entrada do licor negro, oriundo do efeito #3 (ton/h);

$S_3$  = Teor de sólidos secos no licor de entrada (adimensional);

$T_{LN3}$  = Temperatura do licor negro de entrada ( $^{\circ}\text{C}$ )

$h_{LN3}$  = Entalpia do licor negro de entrada (kJ/kg);

$Vv_{2B}$  = Vazão de vapor produzido pela evaporação do licor negro (ton/h)

$Pv_{2B}$  = Pressão de saturação do vapor produzido pela evaporação do licor negro (ton/h)



$T_{V_{2B}}$  = Temperatura de saturação do vapor produzido pela evaporação do licor negro (°C)

$H_{V_{2B}}$  = Entalpia do vapor produzido pela evaporação do licor negro (kJ/kg)

$L_{2B}$  = Vazão de licor negro concentrado, para o efeito #2A (ton/h);

$S_{2B}$  = Teor de sólidos secos no licor concentrado (adimensional);

$T_{LN_{2B}}$  = Temperatura do licor concentrado (°C);

$h_{LN_{2B}}$  = Entalpia do licor concentrado (kJ/kg);

$C_{2B}$  = Vazão de condensado (ton/h);

$h_{C_{2B}}$  = Entalpia do condensado (kJ/kg);

$A_{2B}$  = Área de troca térmica dos tubos (m<sup>2</sup>);

$U_{2B}$  = Coeficiente global de transferência de calor (W/m<sup>2</sup>.K);

$BPR_{2B}$  = Elevação na temperatura de ebulição (°C).

#### Parâmetros Conhecidos:

Tabela 6.5: Parâmetros de processo conhecidos para efeito #2B da evaporação

PARÂMETRO	VARIÁVEL	UNIDADE	VALOR
Área de troca térmica do evaporador	$A_{2B}$	m <sup>2</sup>	5017
Diâmetro interno dos tubos de troca térmica	$D_{int_{2B}}$	mm	50,800
Diâmetro externo dos tubos de troca térmica	$D_{ext_{2B}}$	mm	53,280
Vazão de recirculação	$QC_{2B}$	GPM/tubo	4,000
Coeficiente de condutividade térmica dos tubos de troca térmica	$K_{tubo}$	W/m.K	16,20

#### Balanço de Massa:

i) Vapor:

O sistema recebe metade do vapor produzido no efeito #1, sendo que todo este vapor cede seu calor latente para o licor e se condensa, portanto seu balanço pode ser descrito como:

$$0,5.V_{V1} = C_{2B} \quad (\text{Equação 6.60})$$

Sendo que, considerando um instante onde o vaso 1D está em lavagem:

$$V_{V1} = V_{V1A} + V_{V1B} + V_{V1C} \quad (\text{Equação 6.61})$$

ii) Licor negro:



O licor negro oriundo do efeito #3 receberá calor do vapor de aquecimento e entrará em ebulição, gerando vapor e licor negro mais concentrado. A modelagem deste fenômeno é apresentada abaixo:

$$L_3 = L_{2B} + V_{V2B} \quad (\text{Equação 6.62})$$

Isolando-se  $L_{2B}$ , tem-se a seguinte expressão:

$$L_{2B} = L_3 - V_{V2B} \quad (\text{Equação 6.63})$$

iii) Sólidos:

O balanço de massa para os sólidos solubilizados no licor negro pode ser descrito como:

$$L_3 \cdot S_3 = L_{2B} \cdot S_{2B} \quad (\text{Equação 6.64})$$

Rearranjando os termos, tem-se:

$$S_{2B} = \frac{L_3 \cdot S_3}{L_{2B}} \quad (\text{Equação 6.65})$$

*Balanço de Energia:*

Seguindo o raciocínio dos efeitos anteriores, utilizou-se o modelo abaixo para o cálculo do calor fornecido pelo fluido de aquecimento para o sistema:

$$Q_{2B} = 0,5 \cdot V_{V1} \cdot (H_{V1} - h_{C2B}) \quad (\text{Equação 6.66})$$

Sendo  $H_{V1}$  e  $h_{C2B}$  as entalpias do vapor de aquecimento e do condensado gerado, em kJ/kg.

O calor trocado no volume de controle é modelado abaixo:

$$Q_{2B} = U_{2B} \cdot A_{2B} \cdot [T_{V1} - T_{LN2B}] \quad (\text{Equação 6.67})$$

Sendo que:

$$T_{LN2B} = T_{V2B} + BPR_{2B} \quad (\text{Equação 6.68})$$

Substituindo-se a Equação 6.68 na Equação 6.67, tem-se a Equação 6.69, que pode ser igualada com a Equação 6.66, como demonstrado abaixo:

$$Q_{2B} = U_{2B} \cdot A_{2B} \cdot [T_{V1} - (T_{V2B} + BPR_{2B})] \quad (\text{Equação 6.69})$$

$$0,5 \cdot V_{V1} \cdot (H_{V1} - h_{C2B}) = U_{2B} \cdot A_{2B} \cdot [T_{V1} - (T_{V2B} + BPR_{2B})] \quad (\text{Equação 6.70})$$

Rearranjando, há uma expressão para o cálculo da temperatura do vapor produzido pelo aquecimento do licor negro, destinado ao efeito #3:

$$T_{V2B} = T_{V1} - BPR_{2B} - \frac{0,5 \cdot V_{V1} \cdot (H_{V1} - h_{C2B})}{A_{2B} \cdot U_{2B}} \quad (\text{Equação 6.71})$$

O balanço energético geral do volume de controle correspondente ao efeito #2B é apresentado abaixo:

Energia(entra) = Energia(sai)

Calor no vapor (1) + Calor no licor (3) = Calor no licor(2B) + Calor no vapor(2B) + Calor no condensado(2B)

$$0,5 \cdot V_{V1} \cdot H_{V1} + L_3 \cdot h_{LN3} = L_{2B} \cdot h_{LN2B} + V_{V2B} \cdot H_{V2B} + C_{2B} \cdot h_{C2B} \quad (\text{Equação 7.72})$$

Substituindo as Equações 6.60 e 6.63 nesta sentença, e reorganizando os termos pode-se encontrar uma forma de cálculo da vazão de vapor produzida ( $V_{V2B}$ ):

$$V_{V2B} = \frac{0,5 \cdot V_{V1} \cdot (H_{V1} - h_{C2B}) + L_3 \cdot (h_{LN3} - h_{LN2B})}{H_{V2B} - h_{LN2B}} \quad (\text{Equação 6.73})$$

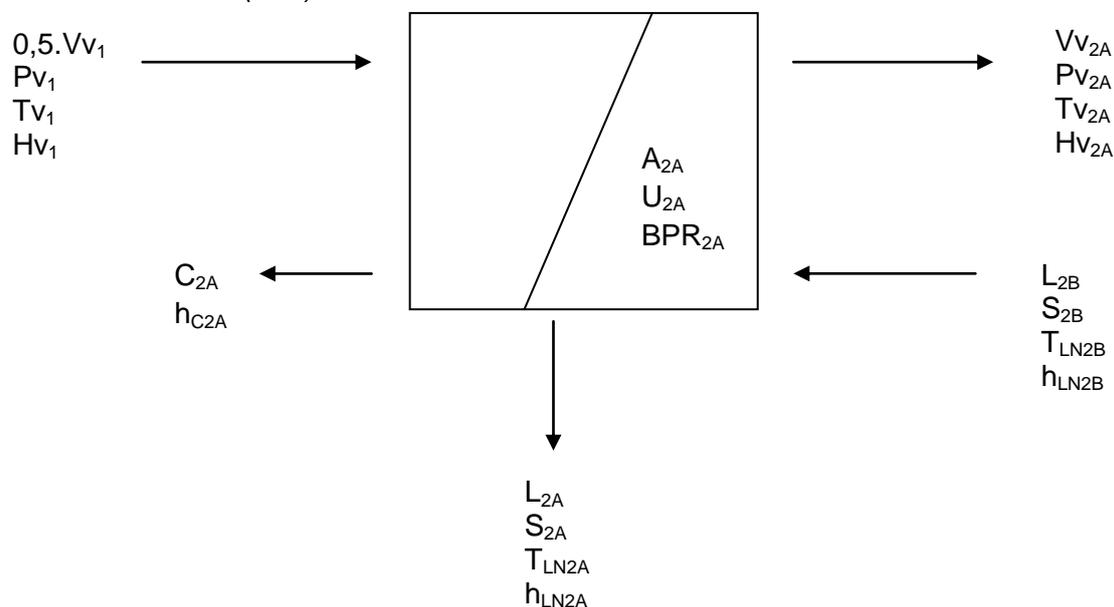
Na qual  $H_{V1}$ ,  $h_{C2B}$  e  $H_{V2B}$  são propriedades da água (vapor e condensado) que podem ser extraídas de tabelas termodinâmicas;  $h_{LN3}$  e  $h_{LN2B}$  podem ser calculados seguindo a relação termodinâmica mostrada na seção 2.3.3.4.:

$$h_{LN3} = C_{p3} \cdot T_{LN3} \quad (\text{Equação 6.59})$$

$$h_{LN2B} = C_{p2B} \cdot T_{LN2B} \quad (\text{Equação 6.74})$$

O licor negro concentrado pelo evaporador #2B é designado ao evaporador #2A, modelado a seguir:

Volume de controle (#2A):





Onde:

$Vv_1$  = Vazão de vapor de aquecimento, oriundo do efeito #1 (ton/h);

$Pv_1$  = Pressão do vapor de aquecimento (kPa);

$Tv_1$  = Temperatura do vapor de aquecimento ( $^{\circ}$ C);

$Hv_1$  = Entalpia do vapor de aquecimento (kJ/kg);

$L_{2B}$  = Vazão de entrada do licor negro, oriundo do efeito #2B (ton/h);

$S_{2B}$  = Teor de sólidos secos no licor de entrada (adimensional);

$T_{LN2B}$  = Temperatura do licor negro de entrada ( $^{\circ}$ C)

$h_{LN2B}$  = Entalpia do licor negro de entrada (kJ/kg);

$Vv_{2A}$  = Vazão de vapor produzido pela evaporação do licor negro (ton/h)

$Pv_{2A}$  = Pressão de saturação do vapor produzido pela evaporação do licor negro (ton/h)

$Tv_{2B}$  = Temperatura de saturação do vapor produzido pela evaporação do licor negro ( $^{\circ}$ C)

$Hv_{2A}$  = Entalpia do vapor produzido pela evaporação do licor negro (kJ/kg)

$L_{2A}$  = Vazão de licor negro concentrado, para o efeito #1 (ton/h);

$S_{2A}$  = Teor de sólidos secos no licor concentrado (adimensional);

$T_{LN2A}$  = Temperatura do licor concentrado ( $^{\circ}$ C);

$h_{LN2A}$  = Entalpia do licor concentrado (kJ/kg);

$C_{2A}$  = Vazão de condensado (ton/h);

$h_{C2A}$  = Entalpia do condensado (kJ/kg);

$A_{2A}$  = Área de troca térmica dos tubos ( $m^2$ );

$U_{2A}$  = Coeficiente global de transferência de calor ( $W/m^2.K$ );

$BPR_{2A}$  = Elevação na temperatura de ebulição ( $^{\circ}$ C).

*Parâmetros Conhecidos:*

Tabela 6.6: Parâmetros de processo conhecidos para efeito #2A da evaporação

PARÂMETRO	VARIÁVEL	UNIDADE	VALOR
<i>Área de troca térmica do evaporador</i>	$A_{2A}$	$m^2$	5017
<i>Diâmetro interno dos tubos de troca térmica</i>	$D_{int2A}$	mm	50,800
<i>Diâmetro externo dos tubos de troca térmica</i>	$D_{ext2A}$	mm	53,280
<i>Vazão de recirculação</i>	$QC_{2A}$	GPM/tubo	4,000
<i>Coeficiente de condutividade térmica dos tubos de troca térmica</i>	$K_{tubo}$	$W/m.K$	16,20



### Balanço de Massa:

#### i) Vapor:

O sistema recebe metade do vapor produzido no efeito #1, sendo que todo este vapor cede seu calor latente para o licor e se condensa, portanto seu balanço pode ser descrito como:

$$0,5.Vv_1 = C_{2A} \quad (\text{Equação 6.75})$$

Sendo que, considerando um instante onde o vaso 1D está em lavagem:

$$Vv_1 = Vv_{1A} + Vv_{1B} + Vv_{1C} \quad (\text{Equação 6.61})$$

#### ii) Licor negro:

O licor negro oriundo do efeito #2B receberá calor do vapor de aquecimento e entrará em ebulição, gerando vapor e licor negro mais concentrado. A modelagem deste fenômeno é apresentada abaixo:

$$L_{2B} = L_{2A} + Vv_{2A} \quad (\text{Equação 6.76})$$

Isolando-se  $L_{2A}$ , tem-se a seguinte expressão:

$$L_{2A} = L_{2B} - Vv_{2A} \quad (\text{Equação 6.77})$$

#### iii) Sólidos:

O balanço de massa para os sólidos solubilizados no licor negro pode ser descrito como:

$$L_{2B} \cdot S_{2B} = L_{2A} \cdot S_{2A} \quad (\text{Equação 6.78})$$

Rearranjando os termos, tem-se:

$$S_{2A} = \frac{L_{2B} \cdot S_{2B}}{L_{2A}} \quad (\text{Equação 6.79})$$

### Balanço de Energia:

Segundo o raciocínio dos efeitos anteriores, utilizou-se o modelo abaixo para o cálculo do calor fornecido pelo fluido de aquecimento para o sistema:

$$Q_{2A} = 0,5.Vv_1 \cdot (Hv_1 - hc_{2A}) \quad (\text{Equação 6.80})$$

Sendo  $Hv_1$  e  $hc_{2A}$  as entalpias do vapor de aquecimento e do condensado gerado, em kJ/ ton.

O calor trocado no volume de controle é modelado abaixo:

$$Q_{2A} = U_{2A} \cdot A_{2A} \cdot [Tv_1 - T_{LN2A}] \quad (\text{Equação 6.81})$$

Sendo que:



$$T_{LN2A} = T_{V2A} + BPR_{2A} \quad (\text{Equação 6.82})$$

Substituindo-se a Equação 6.82 na Equação 6.81, tem-se a Equação 6.83, que pode ser igualada com a Equação 6.80, como demonstrado abaixo:

$$Q_{2A} = U_{2A} \cdot A_{2A} \cdot [T_{V1} - (T_{V2A} + BPR_{2A})] \quad (\text{Equação 6.83})$$

$$0,5 \cdot V_{V1} \cdot (H_{V1} - h_{C2A}) = U_{2A} \cdot A_{2A} \cdot [T_{V1} - (T_{V2A} + BPR_{2A})] \quad (\text{Equação 6.84})$$

Rearranjando, há uma expressão para o cálculo da temperatura do vapor produzido pelo aquecimento do licor negro, destinado ao efeito #3:

$$T_{V2A} = T_{V1} - BPR_{2A} - \frac{0,5 \cdot V_{V1} \cdot (H_{V1} - h_{C2A})}{A_{2A} \cdot U_{2A}} \quad (\text{Equação 6.85})$$

O balanço energético geral do volume de controle correspondente ao efeito #2A é apresentado abaixo:

$$\text{Energia(entra)} = \text{Energia(sai)}$$

Calor no vapor (1) + Calor no licor (2B) = Calor no licor(2A) + Calor no vapor(2A) + Calor no condensado(2A)

$$0,5 \cdot V_{V1} \cdot H_{V1} + L_{2B} \cdot h_{LN2B} = L_{2A} \cdot h_{LN2A} + V_{V2A} \cdot H_{V2A} + C_{2A} \cdot h_{C2A} \quad (\text{Equação 6.86})$$

Substituindo as Equações 6.75 e 6.78 nesta sentença, e reorganizando os termos pode-se encontrar uma forma de cálculo da vazão de vapor produzida ( $V_{V2A}$ ):

$$V_{V2A} = \frac{0,5 \cdot V_{V1} \cdot (H_{V1} - h_{C2A}) + L_{2B} \cdot (h_{LN2B} - h_{LN2A})}{H_{V2A} - h_{LN2A}} \quad (\text{Equação 6.87})$$

Na qual  $H_{V1}$ ,  $h_{C2A}$  e  $H_{V2A}$  são propriedades da água (vapor e condensado) que podem ser extraídas de tabelas termodinâmicas;  $h_{LN2B}$  e  $h_{LN2A}$  podem ser calculados seguindo a relação termodinâmica mostrada na seção 2.3.3.4.:

$$h_{LN2B} = C_{p2B} \cdot T_{LN2B} \quad (\text{Equação 6.74})$$

$$h_{LN2A} = C_{p2A} \cdot T_{LN2A} \quad (\text{Equação 6.88})$$

## EFEITO #1

O efeito #1 diferencia-se dos demais efeitos pelo fato de seu fluido de aquecimento ser vapor vivo, com condições de processo (temperatura, pressão, vazão e entalpia) conhecidas. Foi considerado que o evaporado #1D é o vaso que está sofrendo

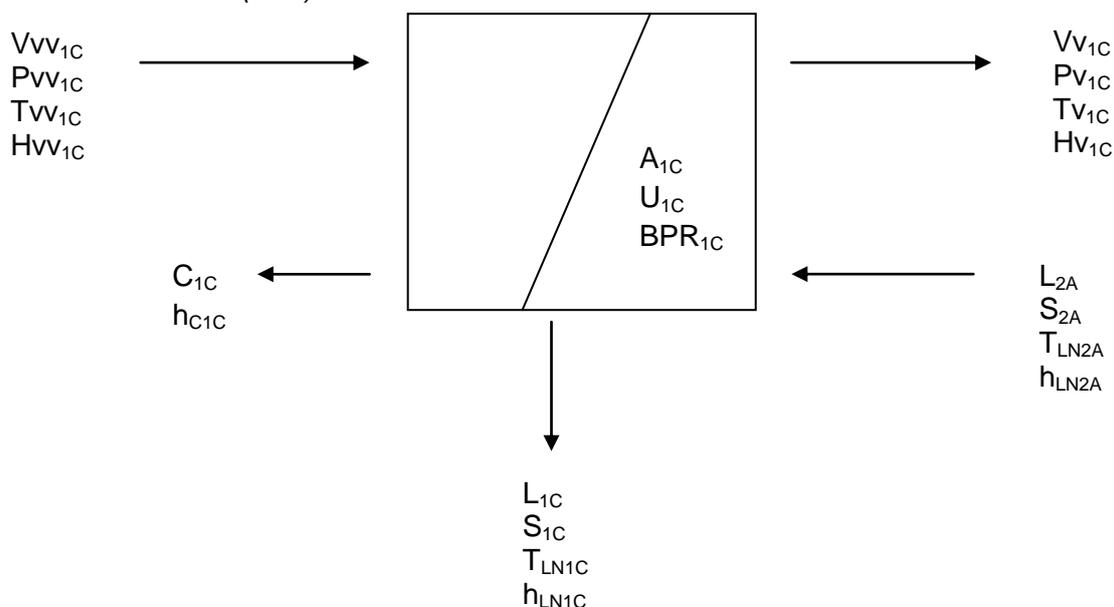
lavagem, utilizando-se nos cálculos a seguinte opção de chaveamento operacional mostrado na seção 3.1.:

Tabela 6.7: Condição operacional dos evaporadores do primeiro efeito

Concentração mais baixa	Concentração intermediária	Concentração mais alta	Lavagem
1C	1B	1A	1D

Portanto é possível notar que o licor negro que foi concentrado no efeito #2 irá ser bombeado primeiramente ao evaporador #1C, posteriormente ao #1B e por fim ao #1A. O somatório dos vapores gerados nestes três equipamentos formará a quantia total de vapor que será distribuída igualmente aos efeitos #2A e #2B.

Volume de controle (#1C):



Onde:

$Vv_{1C}$  = Vazão de vapor virgem (ton/h);

$Pv_{1C}$  = Pressão do vapor virgem (kPa);

$Tw_{1C}$  = Temperatura do vapor virgem (°C);

$Hvv_{1C}$  = Entalpia do vapor virgem (kJ/kg);

$L_{2A}$  = Vazão de entrada do licor negro, oriundo do efeito #2A (ton/h);

$S_{2A}$  = Teor de sólidos secos no licor de entrada (adimensional);

$T_{LN2A}$  = Temperatura do licor negro de entrada (°C)

$h_{LN2A}$  = Entalpia do licor negro de entrada (kJ/kg);

$Vv_{1C}$  = Vazão de vapor produzido pela evaporação do licor negro (ton/h)



$P_{V1C}$  = Pressão de saturação do vapor produzido pela evaporação do licor negro (ton/h)

$T_{V1C}$  = Temperatura de saturação do vapor produzido pela evaporação do licor negro (°C)

$H_{V1C}$  = Entalpia do vapor produzido pela evaporação do licor negro (kJ/kg)

$L_{1C}$  = Vazão de licor negro concentrado, para o efeito #1B (ton/h);

$S_{1C}$  = Teor de sólidos secos no licor concentrado (adimensional);

$T_{LN1C}$  = Temperatura do licor concentrado (°C);

$h_{LN1C}$  = Entalpia do licor concentrado (kJ/kg);

$C_{1C}$  = Vazão de condensado (ton/h);

$h_{C1C}$  = Entalpia do condensado (kJ/kg);

$A_{1C}$  = Área de troca térmica dos tubos (m<sup>2</sup>);

$U_{1C}$  = Coeficiente global de transferência de calor (W/m<sup>2</sup>.K);

$BPR_{1C}$  = Elevação na temperatura de ebulição (°C).

*Parâmetros Conhecidos:*

Tabela 6.8: Parâmetros de processo conhecidos para efeito #1C da evaporação

PARÂMETRO	VARIÁVEL	UNIDADE	VALOR
<i>Área de troca térmica do evaporador</i>	$A_{1C}$	m <sup>2</sup>	5017
<i>Diâmetro interno dos tubos de troca térmica</i>	$D_{int1C}$	mm	50,800
<i>Diâmetro externo dos tubos de troca térmica</i>	$D_{ext1C}$	mm	53,280
<i>Vazão de recirculação</i>	$QC_{1C}$	GPM/tubo	4,000
<i>Coeficiente de condutividade térmica dos tubos de troca térmica</i>	$K_{tubo}$	W/m.K	16,20
<i>Vazão de alimentação do vapor vivo</i>	$V_{V1C}$	Ton / h	104,300
<i>Temperatura do vapor vivo</i>	$T_{Vv1C}$	°C	139,000
<i>Pressão do vapor vivo</i>	$P_{Vv1C}$	kPa	352,000
<i>Entalpia do vapor vivo</i>	$H_{Vv1C}$	kJ / kg	2732,000



### Balanço de Massa:

#### i) Vapor:

O vapor vivo que alimenta o equipamento se condensará, cedendo seu calor latente ao licor negro. Descreve-se este balanço da seguinte forma:

$$V_{VV1C} = C_{1C} \quad (\text{Equação 6.89})$$

#### ii) Licor negro:

O licor negro oriundo do efeito #2A receberá calor do vapor de aquecimento e entrará em ebulição, gerando vapor e licor negro mais concentrado. A modelagem deste fenômeno é apresentada abaixo:

$$L_{2A} = L_{1C} + V_{V1C} \quad (\text{Equação 6.90})$$

Isolando-se  $L_{1C}$ , tem-se a seguinte expressão:

$$L_{1C} = L_{2A} - V_{V1C} \quad (\text{Equação 6.91})$$

#### iii) Sólidos:

O balanço de massa para os sólidos solubilizados no licor negro pode ser descrito como:

$$L_{2A} \cdot S_{2A} = L_{1C} \cdot S_{1C} \quad (\text{Equação 6.92})$$

Rearranjando os termos, tem-se:

$$S_{1C} = \frac{L_{2A} \cdot S_{2A}}{L_{1C}} \quad (\text{Equação 6.93})$$

### Balanço de Energia:

Através do modelo abaixo, o cálculo do calor fornecido pelo fluido de aquecimento para o sistema foi realizado:

$$Q_{1C} = V_{VV1C} \cdot (H_{VV1C} - h_{c1C}) \quad (\text{Equação 6.94})$$

Sendo  $H_{VV1C}$  e  $h_{c1C}$  as entalpias do vapor de aquecimento e do condensado gerado, em kJ/kg.

O calor trocado no volume de controle é modelado abaixo:

$$Q_{1C} = U_{1C} \cdot A_{1C} \cdot [T_{VV1C} - T_{LN1C}] \quad (\text{Equação 6.95})$$

Sendo que:

$$T_{LN1C} = T_{V1C} + BPR_{1C} \quad (\text{Equação 6.96})$$

Substituindo-se a Equação 6.96 na Equação 6.95, tem-se a Equação 6.96, que pode ser igualada com a Equação 6.94, como mostrado abaixo:



$$Q_{1C} = U_{1C} \cdot A_{1C} \cdot [T_{V1C} - (T_{V1C} + BPR_{1C})] \quad (\text{Equação 6.96})$$

$$V_{V1C} \cdot (H_{V1C} - h_{C1C}) = U_{1C} \cdot A_{1C} \cdot [T_{V1C} - (T_{V1C} + BPR_{1C})] \quad (\text{Equação 6.97})$$

Rearranjando, há uma expressão para o cálculo da temperatura do vapor produzido pelo aquecimento do licor negro, destinado ao efeito #2:

$$T_{V1C} = T_{V1C} - BPR_{1C} - \frac{V_{V1C} \cdot (H_{V1C} - h_{C1C})}{A_{1C} \cdot U_{1C}} \quad (\text{Equação 6.98})$$

O balanço energético geral do volume de controle correspondente ao efeito #1C é apresentado abaixo:

Energia(entra) = Energia(sai)

Calor no vapor vivo (1C) + Calor no licor (2A) = Calor no licor(1C) + Calor no vapor(1C)  
+ Calor no condensado(1C)

$$V_{V1C} \cdot H_{V1C} + L_{2A} \cdot h_{LN2A} = L_{1C} \cdot h_{LN1C} + V_{V1C} \cdot H_{V1C} + C_{1C} \cdot h_{C1C} \quad (\text{Equação 6.99})$$

Substituindo as Equações 6.89 e 6.91 nesta sentença, e reorganizando os termos pode-se encontrar uma forma de cálculo da vazão de vapor produzida ( $V_{V1C}$ ):

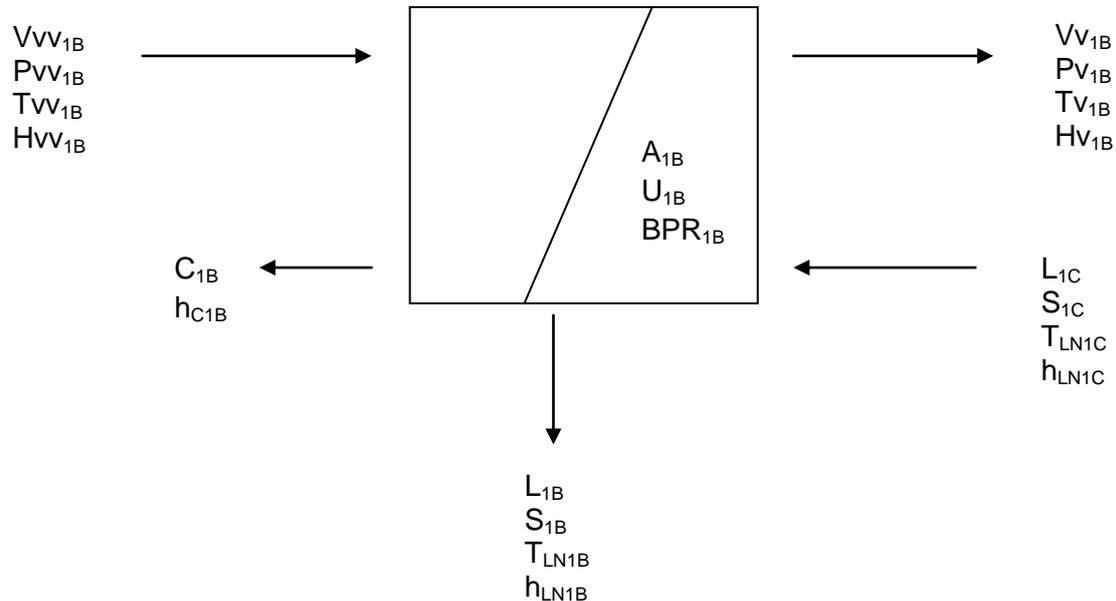
$$V_{V1C} = \frac{V_{V1C} \cdot (H_{V1C} - h_{C1C}) + L_{2A} \cdot (h_{LN2A} - h_{LN1C})}{H_{V1C} - h_{LN1C}} \quad (\text{Equação 6.100})$$

Na qual  $H_{V1C}$ ,  $h_{C1C}$  e  $H_{V1C}$  são propriedades da água (vapor e condensado) que podem ser extraídas de tabelas termodinâmicas;  $h_{LN2A}$  e  $h_{LN1C}$  podem ser calculados seguindo a relação termodinâmica mostrada na seção 2.3.3.4.:

$$h_{LN2A} = C_{p2A} \cdot T_{LN2A} \quad (\text{Equação 6.88})$$

$$h_{LN1C} = C_{p1C} \cdot T_{LN1C} \quad (\text{Equação 6.101})$$

Volume de controle (#1B):



Onde:

$Vv_{1B}$  = Vazão de vapor virgem (ton/h);

$Pv_{1B}$  = Pressão do vapor virgem (kPa);

$Tv_{1B}$  = Temperatura do vapor virgem ( $^{\circ}$ C);

$Hv_{1B}$  = Entalpia do vapor virgem (kJ/kg);

$L_{1C}$  = Vazão de entrada do licor negro, oriundo do efeito #1C (ton/h);

$S_{1C}$  = Teor de sólidos secos no licor de entrada (adimensional);

$T_{LN1C}$  = Temperatura do licor negro de entrada ( $^{\circ}$ C)

$h_{LN1C}$  = Entalpia do licor negro de entrada (kJ/kg);

$Vv_{1B}$  = Vazão de vapor produzido pela evaporação do licor negro (ton/h)

$Pv_{1B}$  = Pressão de saturação do vapor produzido pela evaporação do licor negro (ton/h)

$Tv_{1B}$  = Temperatura de saturação do vapor produzido pela evaporação do licor negro ( $^{\circ}$ C)

$Hv_{1B}$  = Entalpia do vapor produzido pela evaporação do licor negro (kJ/kg)

$L_{1B}$  = Vazão de licor negro concentrado, para o efeito #1A (ton/h);

$S_{1B}$  = Teor de sólidos secos no licor concentrado (adimensional);

$T_{LN1B}$  = Temperatura do licor concentrado ( $^{\circ}$ C);

$h_{LN1B}$  = Entalpia do licor concentrado (kJ/kg);

$C_{1B}$  = Vazão de condensado (ton/h);

$h_{C1B}$  = Entalpia do condensado (kJ/kg);

$A_{1B}$  = Área de troca térmica dos tubos ( $m^2$ );

$U_{1B}$  = Coeficiente global de transferência de calor ( $W/m^2.K$ );

$BPR_{1B}$  = Elevação na temperatura de ebulição ( $^{\circ}C$ ).

*Parâmetros Conhecidos:*

TABELA 6.9: Parâmetros de processo conhecidos para efeito #1B da evaporação

PARÂMETRO	VARIÁVEL	UNIDADE	VALOR
<i>Área de troca térmica do evaporador</i>	$A_{1B}$	$m^2$	5017
<i>Diâmetro interno dos tubos de troca térmica</i>	$D_{int1B}$	mm	50,800
<i>Diâmetro externo dos tubos de troca térmica</i>	$D_{ext1B}$	mm	53,280
<i>Vazão de recirculação</i>	$QC_{1B}$	GPM/tubo	4,000
<i>Coefficiente de condutividade térmica dos tubos de troca térmica</i>	$K_{tubo}$	W/m.K	16,20
<i>Vazão de alimentação do vapor vivo</i>	$VV_{1B}$	Ton / h	61,300
<i>Temperatura do vapor vivo</i>	$T_{VV1B}$	$^{\circ}C$	143,000
<i>Pressão do vapor vivo</i>	$P_{VV1B}$	kPa	395,000
<i>Entalpia do vapor vivo</i>	$H_{VV1B}$	kJ / kg	2738,000

*Balanço de Massa:*

i) Vapor:

O vapor vivo que alimenta o equipamento se condensará, cedendo seu calor latente ao licor negro. Descreve-se este balanço da seguinte forma:

$$VV_{1B} = C_{1B} \quad (\text{Equação 6.102})$$

ii) Licor negro:

O licor negro oriundo do efeito #1C receberá calor do vapor de aquecimento e entrará em ebulição, gerando vapor e licor negro mais concentrado. A modelagem deste fenômeno é apresentada abaixo:

$$L_{1C} = L_{1B} + VV_{1B} \quad (\text{Equação 6.103})$$

Isolando-se  $L_{1B}$ , tem-se a seguinte expressão:

$$L_{1B} = L_{1C} - VV_{1B} \quad (\text{Equação 6.104})$$



iii) Sólidos:

O balanço de massa para os sólidos solubilizados no licor negro pode ser descrito como:

$$L_{1C} \cdot S_{1C} = L_{1B} \cdot S_{1B} \quad (\text{Equação 6.105})$$

Rearranjando os termos, tem-se:

$$S_{1B} = \frac{L_{1C} \cdot S_{1C}}{L_{1B}} \quad (\text{Equação 6.106})$$

*Balanço de Energia:*

Através do modelo abaixo, o cálculo do calor fornecido pelo fluido de aquecimento para o sistema foi realizado:

$$Q_{1B} = V_{VV1B} \cdot (H_{VV1B} - h_{C1B}) \quad (\text{Equação 6.107})$$

Sendo  $H_{VV1B}$  e  $h_{C1B}$  as entalpias do vapor de aquecimento e do condensado gerado, em kJ/kg.

O calor trocado no volume de controle é modelado abaixo:

$$Q_{1B} = U_{1B} \cdot A_{1B} \cdot [T_{VV1B} - T_{LN1B}] \quad (\text{Equação 6.108})$$

Sendo que:

$$T_{LN1B} = T_{V1B} + BPR_{1B} \quad (\text{Equação 6.109})$$

Substituindo-se a Equação 6.109 na Equação 6.108, tem-se a Equação 6.110, que pode ser igualada com a Equação 6.107, como demonstrado abaixo:

$$Q_{1B} = U_{1B} \cdot A_{1B} \cdot [T_{VV1B} - (T_{V1B} + BPR_{1B})] \quad (\text{Equação 6.110})$$

$$V_{VV1B} \cdot (H_{VV1B} - h_{C1B}) = U_{1B} \cdot A_{1B} \cdot [T_{VV1B} - (T_{V1B} + BPR_{1B})] \quad (\text{Equação 6.111})$$

Rearranjando, há uma expressão para o cálculo da temperatura do vapor produzido pelo aquecimento do licor negro, destinado ao efeito #2:

$$T_{V1B} = T_{VV1B} - BPR_{1B} - \frac{V_{VV1B} \cdot (H_{VV1B} - h_{C1B})}{A_{1B} \cdot U_{1B}} \quad (\text{Equação 6.112})$$

O balanço energético geral do volume de controle correspondente ao efeito #1B é apresentado abaixo:

$$\text{Energia(entra)} = \text{Energia(sai)}$$

Calor no vapor vivo (1B) + Calor no licor (1C) = Calor no licor(1B) + Calor no vapor(1B)  
+ Calor no condensado(1B)

$$Vv_{1B} \cdot H_{Vv_{1B}} + L_{1C} \cdot h_{LN_{1C}} = L_{1B} \cdot h_{LN_{1B}} + Vv_{1B} \cdot H_{V_{1B}} + C_{1B} \cdot h_{C_{1B}} \quad (\text{Equação 6.113})$$

Substituindo as Equações 6.102 e 6.104 nesta sentença, e reorganizando os termos pode-se encontrar uma forma de cálculo da vazão de vapor produzida ( $Vv_{1B}$ ):

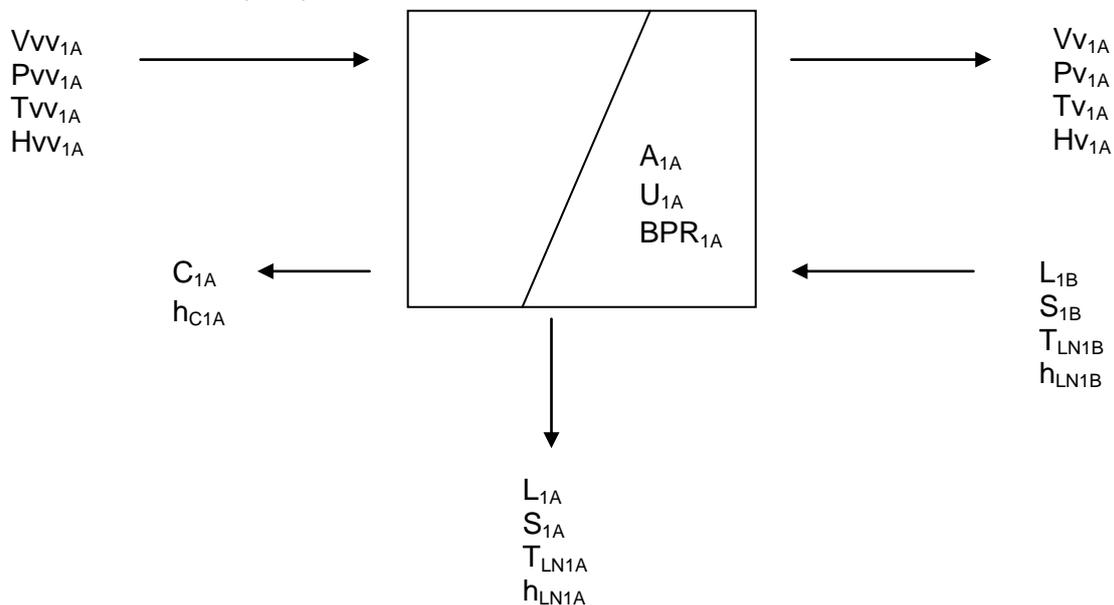
$$Vv_{1B} = \frac{Vv_{1B} \cdot (H_{Vv_{1B}} - h_{C_{1B}}) + L_{1C} \cdot (h_{LN_{1C}} - h_{LN_{1B}})}{H_{V_{1B}} - h_{LN_{1B}}} \quad (\text{Equação 6.114})$$

Na qual  $H_{Vv_{1B}}$ ,  $h_{C_{1B}}$  e  $H_{V_{1B}}$  são propriedades da água (vapor e condensado) que podem ser extraídas de tabelas termodinâmicas;  $h_{LN_{1B}}$  e  $h_{LN_{1C}}$  podem ser calculados seguindo a relação termodinâmica mostrada na seção 2.3.4.:

$$h_{LN_{1C}} = C_{p_{1C}} \cdot T_{LN_{1C}} \quad (\text{Equação 6.101})$$

$$h_{LN_{1B}} = C_{p_{1B}} \cdot T_{LN_{1B}} \quad (\text{Equação 6.115})$$

Volume de controle (#1A):



Onde:

$Vv_{1A}$  = Vazão de vapor virgem (ton/h);

$Pv_{1A}$  = Pressão do vapor virgem (kPa);

$Tv_{1A}$  = Temperatura do vapor virgem (°C);

$H_{Vv_{1A}}$  = Entalpia do vapor virgem (kJ/kg);

$L_{1B}$  = Vazão de entrada do licor negro, oriundo do efeito #1B (ton/h);



$S_{1B}$  = Teor de sólidos secos no licor de entrada (adimensional);

$T_{LN1B}$  = Temperatura do licor negro de entrada ( $^{\circ}\text{C}$ )

$h_{LN1B}$  = Entalpia do licor negro de entrada (kJ/kg);

$Vv_{1A}$  = Vazão de vapor produzido pela evaporação do licor negro (ton/h)

$Pv_{1A}$  = Pressão de saturação do vapor produzido pela evaporação do licor negro (ton/h)

$Tv_{1A}$  = Temperatura de saturação do vapor produzido pela evaporação do licor negro ( $^{\circ}\text{C}$ )

$Hv_{1A}$  = Entalpia do vapor produzido pela evaporação do licor negro (kJ/kg)

$L_{1A}$  = Vazão de licor negro concentrado, para caldeira de recuperação (ton/h);

$S_{1A}$  = Teor de sólidos secos no licor concentrado (adimensional);

$T_{LN1A}$  = Temperatura do licor concentrado ( $^{\circ}\text{C}$ );

$h_{LN1A}$  = Entalpia do licor concentrado (kJ/kg);

$C_{1A}$  = Vazão de condensado (ton/h);

$h_{C1A}$  = Entalpia do condensado (kJ/kg);

$A_{1A}$  = Área de troca térmica dos tubos ( $\text{m}^2$ );

$U_{1A}$  = Coeficiente global de transferência de calor ( $\text{W}/\text{m}^2\cdot\text{K}$ );

$\text{BPR}_{1A}$  = Elevação na temperatura de ebulição ( $^{\circ}\text{C}$ ).

#### Parâmetros Conhecidos:

TABELA 6.10: Parâmetros de processo conhecidos para efeito #1A da evaporação

PARÂMETRO	VARIÁVEL	UNIDADE	VALOR
Área de troca térmica do evaporador	$A_{1A}$	$\text{m}^2$	5017
Diâmetro interno dos tubos de troca térmica	$D_{int1A}$	mm	50,800
Diâmetro externo dos tubos de troca térmica	$D_{ext1A}$	mm	53,280
Vazão de recirculação	$QC_{1A}$	GPM/tubo	4,500
Coeficiente de condutividade térmica dos tubos de troca térmica	$K_{tubo}$	$\text{W}/\text{m}\cdot\text{K}$	16,20
Vazão de alimentação do vapor vivo	$Vv_{1A}$	Ton / h	22,100
Temperatura do vapor vivo	$Tv_{1A}$	$^{\circ}\text{C}$	145,000
Pressão do vapor vivo	$Pv_{1A}$	kPa	411,000
Entalpia do vapor vivo	$Hv_{1A}$	kJ / kg	2740,300



### *Balanço de Massa:*

#### i) Vapor:

O vapor vivo que alimenta o equipamento se condensará, cedendo seu calor latente ao licor negro. Descreve-se este balanço da seguinte forma:

$$V_{VV1A} = C_{1A} \quad (\text{Equação 6.116})$$

#### ii) Licor negro:

O licor negro oriundo do efeito #1B receberá calor do vapor de aquecimento e entrará em ebulição, gerando vapor e licor negro mais concentrado. A modelagem deste fenômeno é apresentada abaixo:

$$L_{1B} = L_{1A} + V_{V1A} \quad (\text{Equação 6.117})$$

Isolando-se  $L_{1A}$ , tem-se a seguinte expressão:

$$L_{1A} = L_{1B} - V_{V1A} \quad (\text{Equação 6.118})$$

#### iii) Sólidos:

O balanço de massa para os sólidos solubilizados no licor negro pode ser descrito como:

$$L_{1B} \cdot S_{1B} = L_{1A} \cdot S_{1A} \quad (\text{Equação 6.119})$$

Rearranjando os termos, tem-se:

$$S_{1A} = \frac{L_{1B} \cdot S_{1B}}{L_{1A}} \quad (\text{Equação 6.120})$$

### *Balanço de Energia:*

Através do modelo abaixo, o cálculo do calor fornecido pelo fluido de aquecimento para o sistema foi realizado:

$$Q_{1A} = V_{VV1A} \cdot (H_{VV1A} - h_{C1A}) \quad (\text{Equação 6.121})$$

Sendo  $H_{VV1A}$  e  $h_{C1A}$  as entalpias do vapor de aquecimento e do condensado gerado, em kJ/ ton.

O calor trocado no volume de controle é modelado abaixo:

$$Q_{1A} = U_{1A} \cdot A_{1A} \cdot [T_{VV1A} - T_{LN1A}] \quad (\text{Equação 6.122})$$

Sendo que:

$$T_{LN1A} = T_{V1A} + BPR_{1A} \quad (\text{Equação 6.123})$$

Substituindo-se a Equação 6.123 na Equação 6.122, tem-se a Equação 6.124, que pode ser igualada com a Equação 6.121, como demonstrado abaixo:



$$Q_{1A} = U_{1A} \cdot A_{1A} \cdot [T_{V1A} - (T_{V1A} + BPR_{1A})] \quad (\text{Equação 6.124})$$

$$V_{V1A} \cdot (H_{V1A} - h_{C1A}) = U_{1A} \cdot A_{1A} \cdot [T_{V1A} - (T_{V1A} + BPR_{1A})] \quad (\text{Equação 6.125})$$

Rearranjando, há uma expressão para o cálculo da temperatura do vapor produzido pelo aquecimento do licor negro, destinado ao efeito #2:

$$T_{V1A} = T_{V1A} - BPR_{1A} - \frac{V_{V1A} \cdot (H_{V1A} - h_{C1A})}{A_{1A} \cdot U_{1A}} \quad (\text{Equação 6.126})$$

O balanço energético geral do volume de controle correspondente ao efeito #1A é apresentado abaixo:

Energia(entra) = Energia(sai)

Calor no vapor vivo (1A) + Calor no licor (1B) = Calor no licor(1A) + Calor no vapor(1A) + Calor no condensado(1A)

$$V_{V1A} \cdot H_{V1A} + L_{1B} \cdot h_{LN1B} = L_{1A} \cdot h_{LN1A} + V_{V1A} \cdot H_{V1A} + C_{1A} \cdot h_{C1A} \quad (\text{Equação 6.127})$$

Substituindo as Equações 6.117 e 6.119 nesta sentença, e reorganizando os termos pode-se encontrar uma forma de cálculo da vazão de vapor produzida ( $V_{V1A}$ ):

$$V_{V1A} = \frac{V_{V1A} \cdot (H_{V1A} - h_{C1A}) + L_{1B} \cdot (h_{LN1B} - h_{LN1A})}{H_{V1A} - h_{LN1A}} \quad (\text{Equação 6.128})$$

Na qual  $H_{V1A}$ ,  $h_{C1A}$  e  $H_{V1A}$  são propriedades da água (vapor e condensado) que podem ser extraídas de tabelas termodinâmicas;  $h_{LN1A}$  e  $h_{LN1B}$  podem ser calculados seguindo a relação termodinâmica mostrada na seção 2.3.3.4.:

$$h_{LN1B} = C_{p1B} \cdot T_{LN1B} \quad (\text{Equação 6.115})$$

$$h_{LN1A} = C_{p1A} \cdot T_{LN1A} \quad (\text{Equação 6.129})$$

Tendo em mãos as temperaturas  $T_{V1A}$ ,  $T_{V1B}$  e  $T_{V1C}$  é possível determinar a temperatura  $T_{V1}$ , que alimentará os evaporadores do efeito #2, através de uma média ponderada:

$$T_{V1} = \frac{V_{V1A} \cdot T_{V1A} + V_{V1B} \cdot T_{V1B} + V_{V1C} \cdot T_{V1C}}{V_{V1A} + V_{V1B} + V_{V1C}} \quad (\text{Equação 6.130})$$

## 6.2. Modelagem do processo modificado

O próximo passo foi a modelagem do processo modificado, também seguindo etapas de balanço de massa e energia, conforme feito na modelagem do processo atual.

As modificações propostas encontram-se do efeito #4 em diante, dessa forma a modelagem dos efeitos #6, #5 e #4 são as mesmas realizadas anteriormente para o processo atual, logo o equacionamento utilizado foi o mesmo:

### EFEITO #6:

*Balanço de Massa:*

$$V_{V5} = C_6 \quad (\text{Equação 6.1})$$

$$L_6 = L_e - V_{V6} \quad (\text{Equação 6.3})$$

$$S_6 = \frac{L_e \cdot S_e}{L_6} \quad (\text{Equação 6.5})$$

*Balanço de Energia:*

$$T_{V6} = T_{V5} - BPR_6 - \frac{V_{V5} \cdot (H_{V5} - h_{C6})}{A_6 \cdot U_6} \quad (\text{Equação 6.11})$$

$$V_{V6} = \frac{V_{V5} \cdot (H_{V5} - h_{C6}) + L_e \cdot (h_{LNe} - h_{LN6})}{H_{V6} - h_{LN6}} \quad (\text{Equação 6.13})$$

$$h_{LNe} = C_{pe} \cdot T_{LNe} \quad (\text{Equação 6.14})$$

$$h_{LN6} = C_{p6} \cdot T_{LN6} \quad (\text{Equação 6.15})$$

### EFEITO #5:

*Balanço de Massa:*

$$V_{V4} = C_5 \quad (\text{Equação 6.16})$$

$$L_5 = L_6 - V_{V5} \quad (\text{Equação 6.18})$$

$$S_5 = \frac{L_6 \cdot S_6}{L_5} \quad (\text{Equação 6.20})$$

*Balanço de Energia:*

$$T_{V5} = T_{V4} - BPR_5 - \frac{V_{V4} \cdot (H_{V4} - h_{C5})}{A_5 \cdot U_5} \quad (\text{Equação 6.26})$$

$$V_{V5} = \frac{V_{V4} \cdot (H_{V4} - h_{C5}) + L_6 \cdot (h_{LN6} - h_{LN5})}{H_{V5} - h_{LN5}} \quad (\text{Equação 6.28})$$



$$h_{LN5} = Cp_5 \cdot T_{LN5} \quad (\text{Equação 6.29})$$

#### **EFEITO #4:**

*Balanço de Massa:*

$$V_{V3} = C_4 \quad (\text{Equação 6.30})$$

$$L_4 = L_5 - V_{V4} \quad (\text{Equação 6.32})$$

$$S_4 = \frac{L_5 \cdot S_5}{L_4} \quad (\text{Equação 6.34})$$

*Balanço de Energia:*

$$T_{V4} = T_{V3} - BPR_4 - \frac{V_{V3} \cdot (H_{V3} - h_{C4})}{A_4 \cdot U_4} \quad (\text{Equação 6.40})$$

$$V_{V4} = \frac{V_{V3} \cdot (H_{V3} - h_{C4}) + L_5 \cdot (h_{LN5} - h_{LN4})}{H_{V4} - h_{LN4}} \quad (\text{Equação 6.42})$$

$$h_{LN4} = Cp_4 \cdot T_{LN4} \quad (\text{Equação 6.43})$$

#### **EFEITO #1D (LAVAGEM):**

A compreensão da modelagem do processo modificado é facilitado se primeiro for abordado o equacionamento do efeito #1D, no qual considera-se que está ocorrendo a operação simultânea de lavagem e evaporação.

Baseado em conhecimentos práticos, a lavagem somente será eficiente se a concentração de sólidos secos do licor que escoar nos tubos de troca térmica desse evaporador não exceder 35% TS. Com essa informação, conclui-se que para essa modificação do processo, a concentração do licor negro de saída do evaporador que está sofrendo o processo simultâneo de lavagem e evaporação deve ser no máximo igual ao limite estabelecido de 35% TS. Assim, a capacidade da planta evaporativa será maximizada sem comprometer a lavagem.

A melhor vazão de licor direcionada para a operação de lavagem-evaporação do efeito #1D será estudada em função da evaporação total da planta. A porcentagem de licor removido da corrente normal da unidade para essa operação será fixada de acordo com a maior evaporação total apresentada pela planta.

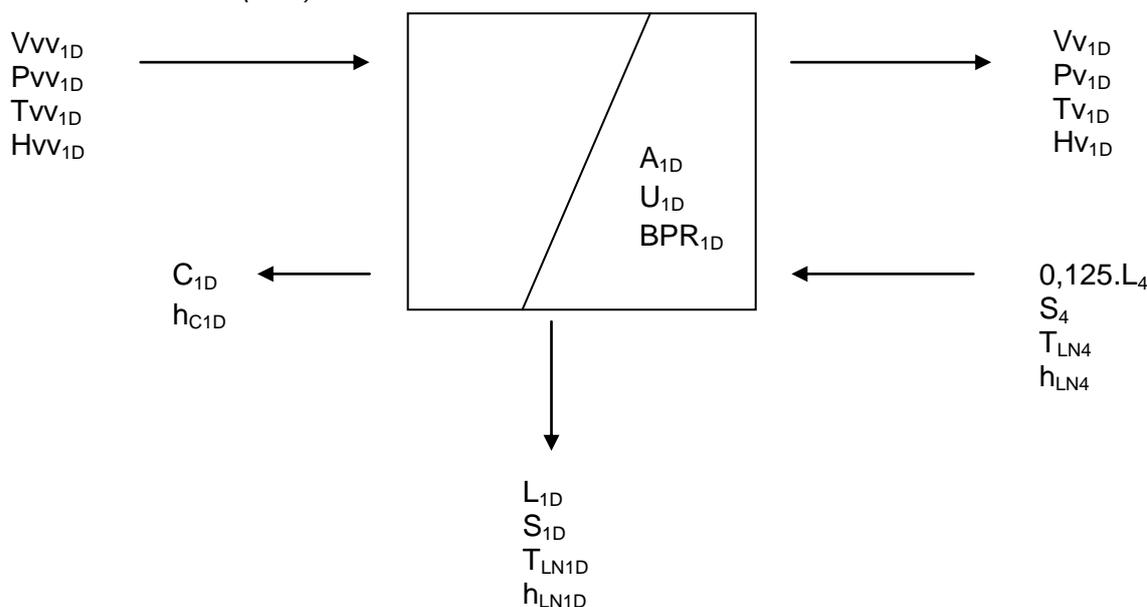
Duas tentativas de modelagem foram feitas:

Caso II - A primeira sem aumentar a alimentação total de vapor vivo, ou seja, desviando parte do vapor vivo que alimenta os evaporadores #1A, #1B e #1C para

alimentar o evaporador #1D, procedimento que será mostrado abaixo, porém mostrou-se ineficaz.

Caso III - A outra tentativa foi mantendo a alimentação original de vapor vivo nos vasos que não estão em lavagem e acrescentando uma vazão extra ao efeito #1D. A quantia desta nova vazão é limitada pela concentração máxima de sólidos secos que o licor pode alcançar sem comprometer a lavagem.

Volume de controle (#1D):



Onde:

$Vv_{1D}$  = Vazão de vapor virgem (ton/h);

$Pv_{1D}$  = Pressão do vapor virgem (kPa);

$Tv_{1D}$  = Temperatura do vapor virgem ( $^{\circ}$ C);

$Hv_{1D}$  = Entalpia do vapor virgem (kJ/kg);

$L_4$  = Vazão de entrada do licor negro, oriundo do efeito #4 (ton/h);

$S_4$  = Teor de sólidos secos no licor de entrada (adimensional);

$T_{LN4}$  = Temperatura do licor negro de entrada ( $^{\circ}$ C)

$h_{LN4}$  = Entalpia do licor negro de entrada (kJ/kg);

$Vv_{1D}$  = Vazão de vapor produzido pela evaporação do licor negro (ton/h)

$Pv_{1D}$  = Pressão de saturação do vapor produzido pela evaporação do licor negro (ton/h)

$Tv_{1D}$  = Temperatura de saturação do vapor produzido pela evaporação do licor negro ( $^{\circ}$ C)

$Hv_{1D}$  = Entalpia do vapor produzido pela evaporação do licor negro (kJ/kg)

$L_{1D}$  = Vazão de licor negro concentrado, para efeito #3 (ton/h);

$S_{1D}$  = Teor de sólidos secos no licor concentrado (adimensional);

$T_{LN1D}$  = Temperatura do licor concentrado (°C);

$h_{LN1D}$  = Entalpia do licor concentrado (kJ/kg);

$C_{1D}$  = Vazão de condensado (ton/h);

$h_{C1D}$  = Entalpia do condensado (kJ/kg);

$A_{1D}$  = Área de troca térmica dos tubos (m<sup>2</sup>);

$U_{1D}$  = Coeficiente global de transferência de calor (W/m<sup>2</sup>.K);

$BPR_{1D}$  = Elevação na temperatura de ebulição (°C).

*Parâmetros Conhecidos:*

Tabela 6.11: Parâmetros de processo conhecidos para efeito #1D da evaporação

PARÂMETRO	VARIÁVEL	UNIDADE	VALOR
<i>Área de troca térmica do evaporador</i>	$A_{1A}$	m <sup>2</sup>	5017
<i>Diâmetro interno dos tubos de troca térmica</i>	$D_{int1A}$	mm	50,800
<i>Diâmetro externo dos tubos de troca térmica</i>	$D_{ext1A}$	mm	53,280
<i>Vazão de recirculação</i>	$QC_{1A}$	GPM/tubo	3,000
<i>Coeficiente de condutividade térmica dos tubos de troca térmica</i>	$K_{tubo}$	W/m.K	16,20

A vazão de alimentação de vapor vivo no efeito #1D, no caso II, foi obtida através da remoção de frações de vapor que alimenta os corpos evaporadores do primeiro efeito que estão em operação com o licor negro. Neste caso, conhece-se o valor de  $V_{VV1D}$  e  $T_{VV1D}$  através das expressões:

$$V_{VV1D} = x \cdot V_{VV1A} + x \cdot V_{VV1B} + x \cdot V_{VV1C} \quad (\text{Equação 6.131})$$

Onde  $x$  é a fração mássica de vapor removida da alimentação dos outros evaporadores #1A, #1B e #1C. As vazões de vapor que alimenta os efeitos #1A, #1B e #1C serão:

$$V_{VV1A}^* = V_{VV1A}(1-x) \quad (\text{Equação 6.132})$$

$$V_{VV1B}^* = V_{VV1B}(1-x) \quad (\text{Equação 6.133})$$

$$V_{VV1C}^* = V_{VV1C}(1-x) \quad (\text{Equação 6.134})$$

Como a vazão de vapor foi mantida, temos que:

$$V_{VV_{total}} = V_{VV1A}^* + V_{VV1B}^* + V_{VV1C}^* + V_{VV1D} \quad (\text{Equação 6.135})$$

A temperatura foi obtida através da ponderação com às vazões de cada corrente de vapor.

Mesmo com diversas variações no valor de  $x$ , este modelo futuramente mostrou-se ineficaz. Sabendo disso, buscou-se acrescentar uma nova vazão de alimentação de vapor vivo no efeito #1D sem alterar as vazões originais de vapor vivo que alimenta os efeitos #1A, #1B e #1C. Essa vazão extra de vapor vivo adicionado ao efeito em lavagem-  
evaporação apresenta as seguintes características termodinâmicas:

Tabela 6.12: Características termodinâmicas do vapor vivo injetado no efeito #1D que opera no modo lavagem e evaporação.

<i>Temperatura do vapor vivo</i>	$T_{VV1D}$	°C	143,000
<i>Pressão do vapor vivo</i>	$P_{VV1D}$	kPa	411,000
<i>Entalpia do vapor vivo</i>	$H_{VV1D}$	kJ/kg	2740,300

#### *Balanço de Massa:*

##### i) Vapor:

O vapor vivo que alimenta o equipamento se condensará, cedendo seu calor latente ao licor negro. Descreve-se este balanço da seguinte forma:

$$V_{VV1D} = C_{1D} \quad (\text{Equação 6.136})$$

Na qual, utilizando-se a primeira modelagem, caso II:

$$V_{VV1D} = x.V_{VV1A} + x.V_{VV1B} + x.V_{VV1C} \quad (\text{Equação 6.131})$$

Se utilizada a segunda modelagem, caso III, este valor é desconhecido e será determinado.

##### ii) Licor negro:

A parcela de licor negro oriundo do efeito #4 receberá calor do vapor de aquecimento e entrará em ebulição, gerando vapor e licor negro mais concentrado. A modelagem deste fenômeno é apresentada abaixo:

$$0,125.L_4 = L_{1D} + V_{V1D} \quad (\text{Equação 6.137})$$

Isolando-se  $L_{1D}$ , tem-se a seguinte expressão:

$$L_{1D} = 0,125.L_4 - V_{V1D} \quad (\text{Equação 6.138})$$

##### iii) Sólidos:

O balanço de massa para os sólidos solubilizados no licor negro pode ser descrito como:

$$0,125.L_4.S_4 = L_{1D}.S_{1D} \quad (\text{Equação 6.139})$$

Na segunda modelagem,  $S_{1D}$  foi fixado como 0,35. Já na primeira este valor é desconhecido.

Rearranjando os termos, tem-se:



$$S_{1D} = \frac{0,125 \cdot L_4 \cdot S_4}{L_{1D}} \quad (\text{Equação 6.140})$$

*Balço de Energia:*

Atravs do modelo abaixo, o clculo do calor fornecido pelo fluido de aquecimento para o sistema foi realizado:

$$Q_{1D} = V_{VV1D} \cdot (H_{VV1D} - h_{C1D}) \quad (\text{Equação 6.141})$$

Sendo  $H_{VV1D}$  e  $h_{C1D}$  as entalpias do vapor de aquecimento e do condensado gerado, em kJ/kg.

O calor trocado no volume de controle 6 modelado abaixo:

$$Q_{1D} = U_{1D} \cdot A_{1D} \cdot [T_{VV1D} - T_{LN1D}] \quad (\text{Equação 6.142})$$

Sendo que:

$$T_{LN1D} = T_{V1D} + BPR_{1D} \quad (\text{Equação 6.143})$$

Substituindo-se a Equação 6.143 na Equação 6.142, tem-se a Equação 6.144, que pode ser igualada com a Equação 6.141, como demonstrado abaixo:

$$Q_{1D} = U_{1D} \cdot A_{1D} \cdot [T_{VV1D} - (T_{V1D} + BPR_{1D})] \quad (\text{Equação 6.144})$$

$$V_{VV1D} \cdot (H_{VV1D} - h_{C1D}) = U_{1D} \cdot A_{1D} \cdot [T_{VV1D} - (T_{V1D} + BPR_{1D})] \quad (\text{Equação 6.145})$$

Rearranjando, h6 uma express6o para o clculo da temperatura do vapor produzido pelo aquecimento do licor negro, destinado ao efeito #2:

$$T_{V1D} = T_{VV1D} - BPR_{1D} - \frac{V_{VV1D} \cdot (H_{VV1D} - h_{C1D})}{A_{1D} \cdot U_{1D}} \quad (\text{Equação 6.146})$$

O balanço energ6tico geral do volume de controle correspondente ao efeito #1D 6 apresentado abaixo:

Energia(entra) = Energia(sai)

Calor no vapor vivo (1D) + Calor no licor (4) = Calor no licor(1D) + Calor no vapor(1D) + Calor no condensado(1D)

$$V_{VV1D} \cdot H_{VV1D} + 0,125 \cdot L_4 \cdot h_{LN4} = L_{1D} \cdot h_{LN1D} + V_{V1D} \cdot H_{V1D} + C_{1D} \cdot h_{C1D} \quad (\text{Equação 6.147})$$

Substituindo as Equa66es 6.136 e 6.138 nesta senten7a, e reorganizando os termos pode-se encontrar uma forma de clculo da vaz6o de vapor produzida ( $V_{V1D}$ ):

$$Vv_{1D} = \frac{Vv_{1D} \cdot (Hv_{v1D} - hc_{1D}) + 0,125L_4 \cdot (h_{LN4} - h_{LN1D})}{Hv_{1D} - h_{LN1D}} \quad (\text{Equação 6.148})$$

Na qual  $Hv_{v1D}$ ,  $hc_{1D}$  e  $Hv_{1D}$  são propriedades da água (vapor e condensado) que podem ser extraídas de tabelas termodinâmicas;  $h_{LN1D}$  e  $h_{LN4}$  podem ser calculados seguindo a relação termodinâmica mostrada na seção 2.3.3.4.:

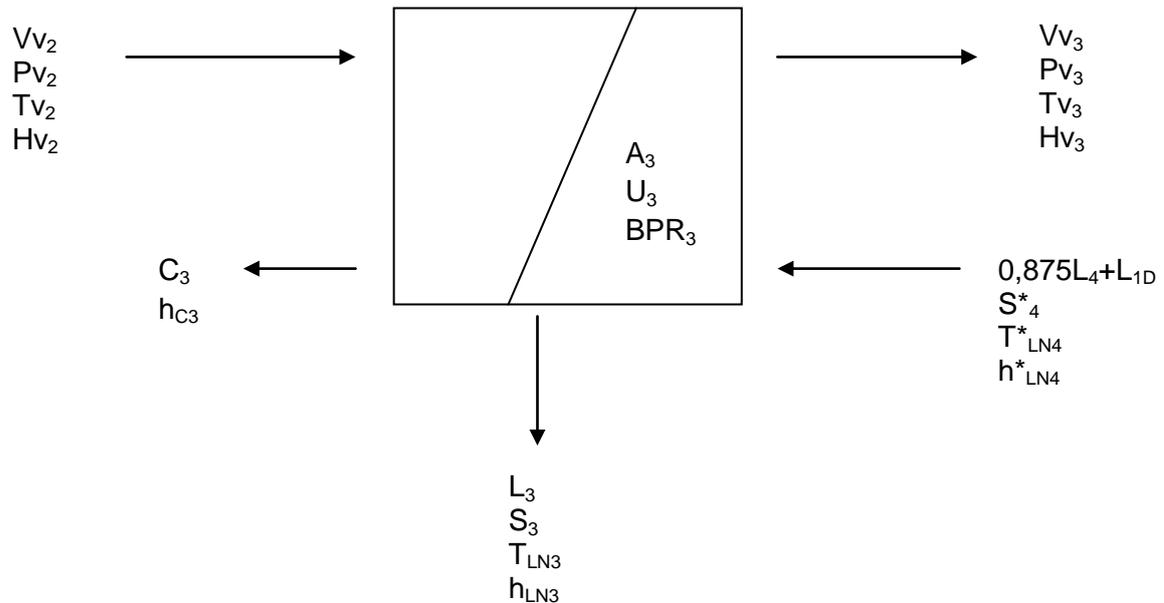
$$h_{LN4} = Cp_4 \cdot T_{LN4} \quad (\text{Equação 6.43})$$

$$h_{LN1D} = Cp_{1D} \cdot T_{LN1D} \quad (\text{Equação 6.149})$$

Prossegue-se a modelagem com o efeito #3

### EFEITO #3:

Volume de controle:



Onde:

$Vv_2$  = Vazão de vapor de aquecimento, oriundo dos efeitos #2A e #2B (ton/h);

$Pv_2$  = Pressão do vapor de aquecimento (kPa);

$Tv_2$  = Temperatura do vapor de aquecimento (°C);

$Hv_2$  = Entalpia do vapor de aquecimento (kJ/kg);

$L_4$  = Vazão do licor negro, oriundo do efeito #4 (ton/h);

$L_{1D}$  = Vazão do licor negro, oriundo do efeito #1D (ton/h);

$S^*_4$  = Teor de sólidos secos no licor de entrada (adimensional);

$T^*_{LN4}$  = Temperatura do licor negro de entrada (°C)

$H^*_{LN4}$  = Entalpia do licor negro de entrada (kJ/kg);

$Vv_3$  = Vazão de vapor produzido pela evaporação do licor negro (ton/h)



$P_{v3}$  = Pressão de saturação do vapor produzido pela evaporação do licor negro (ton/h)  
 $T_{v3}$  = Temperatura de saturação do vapor produzido pela evaporação do licor negro ( $^{\circ}\text{C}$ )  
 $H_{v3}$  = Entalpia do vapor produzido pela evaporação do licor negro (kJ/kg)  
 $L_3$  = Vazão de licor negro concentrado, para o efeito #2B (ton/h);  
 $S_3$  = Teor de sólidos secos no licor concentrado (adimensional);  
 $T_{LN3}$  = Temperatura do licor concentrado ( $^{\circ}\text{C}$ );  
 $h_{LN3}$  = Entalpia do licor concentrado (kJ/kg);  
 $C_3$  = Vazão de condensado (ton/h);  
 $h_{C3}$  = Entalpia do condensado (kJ/kg);  
 $A_3$  = Área de troca térmica dos tubos ( $\text{m}^2$ );  
 $U_3$  = Coeficiente global de transferência de calor ( $\text{W}/\text{m}^2.\text{K}$ );  
 $\text{BPR}_3$  = Elevação na temperatura de ebulição ( $^{\circ}\text{C}$ ).

*Parâmetros Conhecidos:*

Tabela 6.13: Parâmetros de processo conhecidos para efeito #3 da evaporação

PARÂMETRO	VARIÁVEL	UNIDADE	VALOR
Área de troca térmica do evaporador	$A_3$	$\text{m}^2$	7153
Diâmetro interno dos tubos de troca térmica	$D_{int3}$	mm	50,800
Diâmetro externo dos tubos de troca térmica	$D_{ext3}$	mm	53,280
Vazão de recirculação	$QC_3$	GPM/tubo	2,500
Coeficiente de condutividade térmica dos tubos de troca térmica	$K_{tubo}$	$\text{W}/\text{m}.\text{K}$	16,20

*Balanco de Massa:*

i) Vapor:

Todo o vapor que o sistema recebe do efeito #2 cede seu calor latente para o licor e se condensa, portanto seu balanço pode ser descrito como:

$$V_{v2} = C_3 \quad (\text{Equação 6.44})$$

Porém neste caso o que compõe o fluxo total de vapor ( $V_{v2}$ ) é a soma dos vapores produzidos nas evaporações #2A e #2B. Dessa forma:

$$V_{v2} = V_{v2A} + V_{v2B} \quad (\text{Equação 6.45})$$

ii) Licor negro:



O licor negro que alimenta este efeito é composto pela parcela da vazão oriunda do efeito #4 que não sofreu desvio para o vaso em lavagem, somada à corrente efluente do vaso em lavagem. Esta corrente total recebe calor do vapor oriundo dos efeitos #2B e #2A, e entra em ebulição, gerando vapor e licor negro mais concentrado. O equacionamento deste sistema é mostrado abaixo:

$$0,875.L_4 + L_{1D} = L_3 + VV_3 \quad (\text{Equação 6.150})$$

Isolando-se  $L_3$ , tem-se a seguinte expressão:

$$L_3 = 0,875.L_4 + L_{1D} - VV_3 \quad (\text{Equação 6.151})$$

iii) Sólidos:

O balanço de massa para os sólidos solubilizados no licor negro pode ser descrito como:

$$0,875.L_4.S_4 + L_{1D}.S_{1D} = L_3.S_3 \quad (\text{Equação 6.152})$$

Rearranjando os termos, tem-se:

$$S_3 = \frac{0,875.L_4.S_4 + L_{1D}.S_{1D}}{L_{1D}} \quad (\text{Equação 6.153})$$

*Balanço de Energia:*

Seguindo o raciocínio dos efeitos anteriores, utilizou-se o modelo abaixo para o cálculo do calor fornecido pelo fluido de aquecimento para o sistema:

$$Q_3 = VV_2.(Hv_2 - hc_3) \quad (\text{Equação 6.50})$$

Sendo  $Hv_2$  e  $hc_3$  as entalpias do vapor de aquecimento e do condensado gerado, em kJ/kg.

O calor trocado no volume de controle é modelado abaixo:

$$Q_3 = U_3.A_3.[Tv_2 - T_{LN3}] \quad (\text{Equação 6.51})$$

Sendo que:

$$T_{LN3} = Tv_3 + BPR_3 \quad (\text{Equação 6.52})$$

$Tv_2$  é considerada a média ponderada das temperaturas das correntes  $Vv_{2A}$  e  $Vv_{2B}$  em relação às vazões:

$$Tv_2 = \frac{Vv_{2A}.Tv_{2A} + Vv_{2B}.Tv_{2B}}{Vv_{2A} + Vv_{2B}} \quad (\text{Equação 6.53})$$



Através de uma substituição da Equação 6.52 na Equação 6.51, tem-se a Equação 6.54, que pode ser igualada com a Equação 6.50, como demonstrado abaixo:

$$Q_3 = U_3 \cdot A_3 \cdot [T_{V2} - (T_{V3} + BPR_3)] \quad (\text{Equação 6.54})$$

$$V_{V2} \cdot (H_{V2} - h_{C3}) = U_3 \cdot A_3 \cdot [T_{V2} - (T_{V3} + BPR_3)] \quad (\text{Equação 6.55})$$

Rearranjando, há uma expressão para o cálculo da temperatura do vapor produzido pelo aquecimento do licor negro, destinado ao efeito #4:

$$T_{V3} = T_{V2} - BPR_3 - \frac{V_{V2} \cdot (H_{V2} - h_{C3})}{A_3 \cdot U_3} \quad (\text{Equação 6.56})$$

O balanço energético geral do volume de controle correspondente ao efeito #3 é apresentado abaixo:

Energia(entra) = Energia(sai)

Calor no vapor (2) + Calor no licor (4) + Calor no licor (1D) = Calor no licor(3) + Calor no vapor(3) + Calor no condensado(3)

$$V_{V2} \cdot H_{V3} + 0,875 \cdot L_4 \cdot h_{LN4} + L_{1D} \cdot h_{LN1D} = L_3 \cdot h_{LN3} + V_{V3} \cdot H_{V3} + C_3 \cdot h_{C3} \quad (\text{Equação 6.154})$$

Substituindo as Equações 6.44 e 6.148 nesta sentença, e reorganizando os termos pode-se encontrar uma forma de cálculo da vazão de vapor produzida ( $V_{V3}$ ):

$$V_{V3} = \frac{V_{V2} \cdot (H_{V2} - h_{C3}) + 0,875 \cdot L_4 \cdot (h_{LN4} - h_{LN3}) + L_{1D} \cdot (h_{LN1D} - h_{LN3})}{H_{V3} - h_{LN3}} \quad (\text{Equação 6.155})$$

Na qual  $H_{V2}$ ,  $h_{C3}$  e  $H_{V3}$  são propriedades da água (vapor e condensado) que podem ser extraídas de tabelas termodinâmicas;  $h_{LN1D}$ ,  $h_{LN4}$  e  $h_{LN3}$  podem ser calculados seguindo a relação termodinâmica mostrada na seção 2.3.3.4.:

$$h_{LN4} = Cp_4 \cdot T_{LN4} \quad (\text{Equação 6.43})$$

$$h_{LN3} = Cp_3 \cdot T_{LN3} \quad (\text{Equação 6.59})$$

$$h_{LN1D} = Cp_{1D} \cdot T_{LN1D} \quad (\text{Equação 6.149})$$

A modelagem dos efeitos posteriores segue a lógica do que foi calculado para o processo atual, apenas com algumas ressalvas aqui comentadas:

## EFEITO #2:

*Efeito (#2B):*

*Balço de Massa:*

$$0,5 \cdot V_{V1} = C_{2B} \quad (\text{Equação 6.60})$$

Mas agora:

$$V_{V1} = V_{V1A} + V_{V1B} + V_{V1C} + V_{V1D} \quad (\text{Equação 6.156})$$

$$L_{2B} = L_3 - V_{V2B} \quad (\text{Equação 6.63})$$

$$S_{2B} = \frac{L_3 \cdot S_3}{L_{2B}} \quad (\text{Equação 6.65})$$

*Balço de Energia:*

$$T_{V2B} = T_{V1} - BPR_{2B} - \frac{0,5 \cdot V_{V1} \cdot (H_{V1} - h_{C2B})}{A_{2B} \cdot U_{2B}} \quad (\text{Equação 6.71})$$

$$V_{V2B} = \frac{0,5 \cdot V_{V1} \cdot (H_{V1} - h_{C2B}) + L_3 \cdot (h_{LN3} - h_{LN2B})}{H_{V2B} - h_{LN2B}} \quad (\text{Equação 6.73})$$

$$h_{LN3} = Cp_3 \cdot T_{LN3} \quad (\text{Equação 6.59})$$

$$h_{LN2B} = Cp_{2B} \cdot T_{LN2B} \quad (\text{Equação 6.74})$$

*Efeito (#2A):*

*Balço de Massa:*

$$0,5 \cdot V_{V1} = C_{2A} \quad (\text{Equação 6.75})$$

Mas agora:

$$V_{V1} = V_{V1A} + V_{V1B} + V_{V1C} + V_{V1D} \quad (\text{Equação 6.147})$$

$$L_{2A} = L_{2B} - V_{V2A} \quad (\text{Equação 6.77})$$

$$S_{2A} = \frac{L_{2B} \cdot S_{2B}}{L_{2A}} \quad (\text{Equação 6.79})$$

*Balço de Energia:*

$$T_{V2A} = T_{V1} - BPR_{2A} - \frac{0,5 \cdot V_{V1} \cdot (H_{V1} - h_{C2A})}{A_{2A} \cdot U_{2A}} \quad (\text{Equação 6.85})$$

$$V_{V2A} = \frac{0,5 \cdot V_{V1} \cdot (H_{V1} - h_{C2A}) + L_{2B} \cdot (h_{LN2B} - h_{LN2A})}{H_{V2A} - h_{LN2A}} \quad (\text{Equação 6.87})$$



$$h_{LN2B} = Cp_{2B} \cdot T_{LN2B} \quad (\text{Equação 6.74})$$

$$h_{LN2A} = Cp_{2A} \cdot T_{LN2A} \quad (\text{Equação 6.88})$$

### **EFEITO #1**

*Efeito (#1C):*

*Balço de Massa:*

$$V_{VV1C} = C_{1C} \quad (\text{Equação 6.89})$$

$$L_{1C} = L_{2A} - V_{V1C} \quad (\text{Equação 6.91})$$

$$S_{1C} = \frac{L_{2A} \cdot S_{2A}}{L_{1C}} \quad (\text{Equação 6.93})$$

*Balço de Energia:*

$$T_{V1C} = T_{VV1C} - BPR_{1C} - \frac{V_{VV1C} \cdot (H_{VV1C} - h_{C1C})}{A_{1C} \cdot U_{1C}} \quad (\text{Equação 6.98})$$

$$V_{V1C} = \frac{V_{VV1C} \cdot (H_{VV1C} - h_{C1C}) + L_{2A} \cdot (h_{LN2A} - h_{LN1C})}{H_{V1C} - h_{LN1C}} \quad (\text{Equação 6.100})$$

$$h_{LN2A} = Cp_{2A} \cdot T_{LN2A} \quad (\text{Equação 6.88})$$

$$h_{LN1C} = Cp_{1C} \cdot T_{LN1C} \quad (\text{Equação 6.101})$$

*Efeito (#1B):*

*Balço de Massa:*

$$V_{VV1B} = C_{1B} \quad (\text{Equação 6.102})$$

$$L_{1B} = L_{1C} - V_{V1B} \quad (\text{Equação 6.104})$$

$$S_{1B} = \frac{L_{1C} \cdot S_{1C}}{L_{1B}} \quad (\text{Equação 6.106})$$

*Balço de Energia:*

$$T_{V1B} = T_{VV1B} - BPR_{1B} - \frac{V_{VV1B} \cdot (H_{VV1B} - h_{C1B})}{A_{1B} \cdot U_{1B}} \quad (\text{Equação 6.112})$$

$$V_{V1B} = \frac{V_{VV1B} \cdot (H_{VV1B} - h_{C1B}) + L_{1C} \cdot (h_{LN1C} - h_{LN1B})}{H_{V1B} - h_{LN1B}} \quad (\text{Equação 6.114})$$

$$h_{LN1C} = Cp_{1C} \cdot T_{LN1C} \quad (\text{Equação 6.101})$$

$$h_{LN1B} = Cp_{1B} \cdot T_{LN1B} \quad (\text{Equação 6.115})$$

Efeito (#1A):

Balanço de Massa:

$$V_{VV1A} = C_{1A} \quad (\text{Equação 6.116})$$

$$L_{1A} = L_{1B} - V_{V1A} \quad (\text{Equação 6.118})$$

$$S_{1A} = \frac{L_{1B} \cdot S_{1B}}{L_{1A}} \quad (\text{Equação 6.120})$$

Balanço de Energia:

$$T_{V1A} = T_{VV1A} - BPR_{1A} - \frac{V_{VV1A} \cdot (H_{VV1A} - h_{C1A})}{A_{1A} \cdot U_{1A}} \quad (\text{Equação 6.126})$$

$$V_{V1A} = \frac{V_{VV1A} \cdot (H_{VV1A} - h_{C1A}) + L_{1B} \cdot (h_{LN1B} - h_{LN1A})}{H_{V1A} - h_{LN1A}} \quad (\text{Equação 6.128})$$

$$h_{LN1B} = C_{p1B} \cdot T_{LN1B} \quad (\text{Equação 6.115})$$

$$h_{LN1A} = C_{p1A} \cdot T_{LN1A} \quad (\text{Equação 6.129})$$

Tendo em mãos as temperaturas  $T_{V1A}$ ,  $T_{V1B}$  e  $T_{V1C}$  é possível determinar a nova temperatura  $T_{V1}$ , que alimentará os evaporadores do efeito #2, através de uma média ponderada:

$$T_{V1} = \frac{V_{V1A} \cdot T_{V1A} + V_{V1B} \cdot T_{V1B} + V_{V1C} \cdot T_{V1C} + V_{V1D} \cdot T_{V1D}}{V_{V1A} + V_{V1B} + V_{V1C} + V_{V1D}} \quad (\text{Equação 6.157})$$

### 6.3. Relações Adicionais

#### 6.3.1. Cálculo da velocidade de escoamento

**Vazão de recirculação:**

A vazão de recirculação é a vazão na qual o filme descendente de licor esco internamente aos tubos de troca térmica do evaporador. Essa vazão é dependente da potencia atribuída à bomba de recirculação existente em cada efeito evaporador. Essa vazão é determinada em GPM/tubo (galões por minuto por tubo), onde 1 GPM = 0,2271 m<sup>3</sup>/s.

Da mecânica dos fluidos tem-se que:

$$Q = V \cdot A \quad (\text{Equação 6.158})$$

Onde:

Q = vazão de recirculação (m<sup>3</sup>/s)

V = velocidade do escoamento (m/s)



A = área de tubo de passagem do fluido (m<sup>2</sup>)

Rearranjando, a velocidade do escoamento será calculada segundo a equação 6.161:

$$V = Q.(0,25. \pi.D_{int}^2)^{-1} \quad (\text{Equação 6.159})$$

Sendo  $D_{int}$  o diâmetro interno do tubo na qual o licor escoa.

O conhecimento da velocidade do escoamento é fundamental para o posterior cálculo do coeficiente de convecção do licor negro que será utilizado na determinação do coeficiente global de transferência de calor de cada evaporador.

### 6.3.2. Cálculo das propriedades físicas do licor negro

Conforme explicado na seção 2.2.2, o conhecimento das propriedades físicas do licor é essencial para modelagem do processo. Estas propriedades foram determinadas por equações empíricas encontradas na literatura e apresentadas anteriormente neste trabalho. Procurou-se utilizar as equações que melhor se adequam à faixa de trabalho do licor negro neste processo.

Como as propriedades do licor negro sofrem variações ao longo dos diversos efeitos do processo, estes cálculos foram executados individualmente para cada evaporador.

Em cada uma das variáveis apresentadas abaixo, se segue um índice (i), sempre referente ao efeito na qual corresponde determinada variável. Exemplo:  $Cp_6$  – Calor específico sensível referente ao licor que deixa o evaporador #6. As variáveis que futuramente forem representadas com índice “e” são referentes à condições de entrada do licor negro.

As equações selecionadas são apresentadas abaixo:

#### Viscosidade:

$$\ln \mu_i = A_i + \frac{B_i}{T_{LN,i}^3} \quad (\text{Equação 2.1})$$

Onde

$$A_i = -2,473 + a_1.S_i + a_2.S_i^2 + a_3.S_i^3$$

$$B_i = 6,1347.10^7 + b_1.S_i + b_2.S_i^2 + b_3.S_i^3$$



Considerou-se o tipo de madeira utilizada no cozimento era da espécie “softwood”. Portanto, através da Tabela 2.4, da seção 2.2.2.2., as constantes  $a_1$ ,  $a_2$ ,  $a_3$ ,  $b_1$ ,  $b_2$  e  $b_3$  são iguais a:

Tabela 6.13: Coeficientes para cálculo da viscosidade para “softwood”. Fonte: GULLICHSEN e FOGELHOLM (2000).

VARIÁVEL	VALOR
a1	9,1578
a2	-56,723
a3	72,666
b1	-4,22E+08
b2	3,35E+09
b3	-3,49E+09

#### Massa Específica:

$$\rho_i = (1,007 + 0,006.S_i - 0,000495.T_{LNi}).10^3 \quad (\text{Equação 2.3})$$

Onde  $S_i$  é o teor de sólidos (m/m %) e  $T_{LNi}$  é temperatura do licor negro(°C).

#### Calor específico:

$$C_{pi} = a_1.(1 - S_i) + \left[ a_2 + \frac{a_5.T_{LN,i}(\text{°C})}{1000} \right].S_i + \left[ a_4 - \frac{a_5.T_{LN,i}(\text{°C})}{1000} \right].(1 - S_i).S_i^{a_6} \quad (\text{Equação 2.4})$$

Onde  $S_i$  é o teor de sólidos (m/m %) e  $T_{LNi}$  é temperatura do licor negro(°C). As constantes ajustadas estão na tabela 2.5.

#### Condutividade Térmica:

$$k_{LNi} (J / m.K) = k_{LN0} + \{0,21 - 3,38.10^{-4}.[1,8.(T_{LNi} - 273,15) + 32]\}.S_i \quad (\text{Equação 2.6})$$

Onde  $k_{LN0}$  é a condutividade térmica da água pura,  $T_{LNi}$  é a temperatura do licor negro em Kelvin e  $S_i$  o teor de sólidos.

**Coeficiente de Convecção do Licor Negro:** Equações 2.7, 2.8, 2.9 e 2.10.

#### Aumento do Ponto de Ebulição (BPR):



$$BPR_i = (6,173.S_i - 7,48.S_i^{1,5} + 32,747.S_i^2) \cdot [1 + 0,006.(T_{SAT,P} - 373,16)] \quad (\text{Equação 2.11})$$

Na qual:

S = teor de sólidos contidos no licor negro; Tsat,p = Temperatura de saturação do vapor evaporado (°C).

### 6.3.3. Cálculo do Coeficiente Global de Transferência de Calor

O cálculo do coeficiente global de transferência de calor é obtido através da Equação 2.21 da seção 2.3.3.3..

$$U_i = \left( \frac{d_{ext}}{d_{int} \cdot \lambda_{condensação}} + \frac{d_{ext}}{2 \cdot k_{pi}} \cdot \ln \frac{d_{ext}}{d_{int}} + \frac{1}{h_{LNi}} \right)^{-1} \quad (\text{Equação 2.21})$$

Onde:

$d_{ext}$  = diâmetro externo dos tubos de troca térmica (mm);

$d_{int}$  = diâmetro interno dos tubos de troca térmica (mm);

$\lambda$  = diferença de entalpia entre o fluido de aquecimento e seu condensado (kJ/kg);

$k$  = condutividade térmica do material dos tubos de troca térmica (W/m.K);

$h_{LN}$  = coeficiente de convecção do licor negro (W/m<sup>2</sup>.K).

### 6.4. Descrição do método iterativo de cálculo

As modelagens apresentadas anteriormente foram aplicadas em uma planilha em cálculo em Excel® usando o cálculo iterativo.

Conheciam-se as condições (vazão, temperatura e concentração) do licor negro diluído alimentado na unidade e, para manter a concentração final de 68,7% do licor negro forte, regularam-se as condições (vazão, temperatura e pressão) de alimentação de vapor vivo. O vapor vivo que alimenta o efeito  $i$  é produzido no efeito  $i-1$ , exceto para o primeiro efeito que a alimentação é de vapor vivo. O licor produzido no efeito  $i$  é alimentação do efeito  $i+1$ . A aplicação das equações de balanço material e energético foi feita individualmente para cada efeito, porém, como a corrente de saída de um efeito

é entrada no outro efeito, o cálculo ficou amarrado entre os evaporadores. No cálculo iterativo, estimou-se uma concentração de sólidos do licor negro em cada efeito. Determinou-se, a partir dessa concentração, as propriedades físicas do licor negro, o coeficiente global de transferência de calor. Por fim, através das equações de massa e energia aplicadas individualmente em cada efeito, obteve-se os valores de vazão e temperatura das correntes de entrada e saída de vapor e licor e, por fim, determinou-se uma nova concentração através do balanço de sólidos. Novamente, todas as propriedades físicas do licor negro e as variáveis de entrada e saída de vapor e licor foram determinadas para essa nova concentração, agora calculada. Esse processo iterativo foi desenvolvido até um erro absoluto na concentração menor que 2%. Ver memorial de cálculo anexo.

### 6.5. Parâmetros comparativos

A avaliação da eficácia do novo processo em relação ao processo atual foi avaliada por comparação aos seguintes parâmetros de processo apresentados abaixo. Julga-se que qualquer aumento nestes parâmetros é considerado uma melhora:

#### Capacidade Evaporativa (C):

$$C = \sum_{i=1}^6 V_{V_i}$$

Ou seja, para o processo atual:

$$C = V_{V_{1A}} + V_{V_{1B}} + V_{V_{1C}} + V_{V_{2A}} + V_{V_{2B}} + V_{V_3} + V_{V_4} + V_{V_5} + V_{V_6} \quad (\text{Equação 6.160})$$

E para o processo proposto:

$$C = V_{V_{1A}} + V_{V_{1B}} + V_{V_{1C}} + V_{V_{1D}} + V_{V_{2A}} + V_{V_{2B}} + V_{V_3} + V_{V_4} + V_{V_5} + V_{V_6} \quad (\text{Equação 6.161})$$

#### Economia de vapor ( $\epsilon$ ):

$$\epsilon = \frac{\sum_{i=1}^6 V_i}{V_0}$$

Para o processo atual, tem-se:

$$\epsilon = \frac{V_{V_{1A}} + V_{V_{1B}} + V_{V_{1C}} + V_{V_{2A}} + V_{V_{2B}} + V_{V_3} + V_{V_4} + V_{V_5} + V_{V_6}}{V_{VV_{1A}} + V_{VV_{1B}} + V_{VV_{1C}}} \quad (\text{Equação 6.162})$$

E para o novo modelo:

$$\epsilon = \frac{V_{V_{1A}} + V_{V_{1B}} + V_{V_{1C}} + V_{V_{1D}} + V_{V_{2A}} + V_{V_{2B}} + V_{V_3} + V_{V_4} + V_{V_5} + V_{V_6}}{V_{VV_{1A}} + V_{VV_{1B}} + V_{VV_{1C}} + V_{VV_{1D}}} \quad (\text{Equação 6.163})$$



**Consumo de Vapor (CV):**

$$CV = \frac{C}{\varepsilon}$$

**Capacidade Específica (K):** Definiu-se capacidade específica com sendo a razão entre vazão mássica total de vapor gerado (capacidade evaporativa, C) e a vazão mássica de licor negro diluído alimentado na concentração  $X_e$ , ou seja:

$$K = \frac{C}{L_e} \quad \text{(Equação 6.164)}$$

**Capacidade Produtiva:** Definiu-se capacidade produtiva com sendo a quantidade de licor alimentado na unidade.



## 7. RESULTADOS E DISCUSSÃO

No presente trabalho foi estudado um sistema de evaporação de múltiplo efeito, usado na etapa de recuperação do licor negro proveniente da produção de celulose pelo processo Kraft.

Para isso, foram considerados evaporadores existentes de uma indústria Brasileira de Papel e Celulose como referência.

Essa unidade de evaporação, que têm como objeto concentrar o licor negro, opera com um sistema de seis efeitos tipo filme descendente (falling film) sendo alimentada com 1184 toneladas por hora de licor negro fraco a 15,7% de total de sólidos e produzindo 296,39 toneladas por hora de licor negro forte a 68,4% que segue para a caldeira de recuperação.

O primeiro efeito tem quatro evaporadores o que permite operações de isolamento de um evaporador para constante lavagem. Portanto, dos quatro equipamentos disponíveis na atual unidade, apenas três operam simultaneamente com evaporação.

O sistema opera o licor negro em contracorrente com o vapor. Alimenta-se 179,35 ton/h de vapor vivo no primeiro efeito e injeta-se licor fraco no último efeito que, subsequentemente, é bombeado para o efeito anterior. Esse tipo de sistema, segundo AVELAR (2007), proporciona melhor capacidade de evaporação quando comparado com o sistema concorrente, além de apresentar maior economia de vapor devido a alimentação de licor a baixa temperatura. Esse melhor desempenho se deve também às elevadas temperatura a que o licor concentrado é submetido no primeiro efeito, diminuindo o efeito viscoso decorrente da elevada concentração de sólidos. A única desvantagem dessa configuração está na necessidade de bombas hidráulicas entre os corpos de evaporação, pois o licor escoar no sentido de acréscimo de pressão.

O primeiro objetivo desse trabalho foi modelar o sistema de referência de evaporações, baseando nas equações de balanço de massa e energia e modelos matemáticos empíricos propostas na seção 6.1.

Para representar os efeitos de evaporação através de um modelo matemático, foi necessário realizar um estudo detalhado das propriedades físicas e de todas as correntes de vapor, licor e condensado envolvidas em cada equipamento. Na seção seguinte serão discutidas as relações utilizadas para descrever aumento do ponto de

ebulição, viscosidade, massa específica, coeficiente de convecção e coeficiente global de troca térmica. Em seguida, serão apresentados, também, os resultados da modelagem e a comparação com os dados de referência.

## 7.1. CASO I – Modelagem do Sistema Atual de Evaporação do Licor Negro

### 7.1.1. Propriedades Físicas do Licor Negro

#### 7.1.1.1. Aumento do Ponto de Ebulição (BPR)

A diferença entre o ponto de ebulição de uma solução e da água pura é chamada de BPR. Essa propriedade tem forte influência na operação de evaporação, pois aumenta consideravelmente conforme o aumento da concentração do licor negro.

A Figura 7.1 apresenta o perfil exponencial de aumento do BPR calculado em cada um dos efeitos de evaporação, ou seja, em função do aumento da concentração de sólidos.

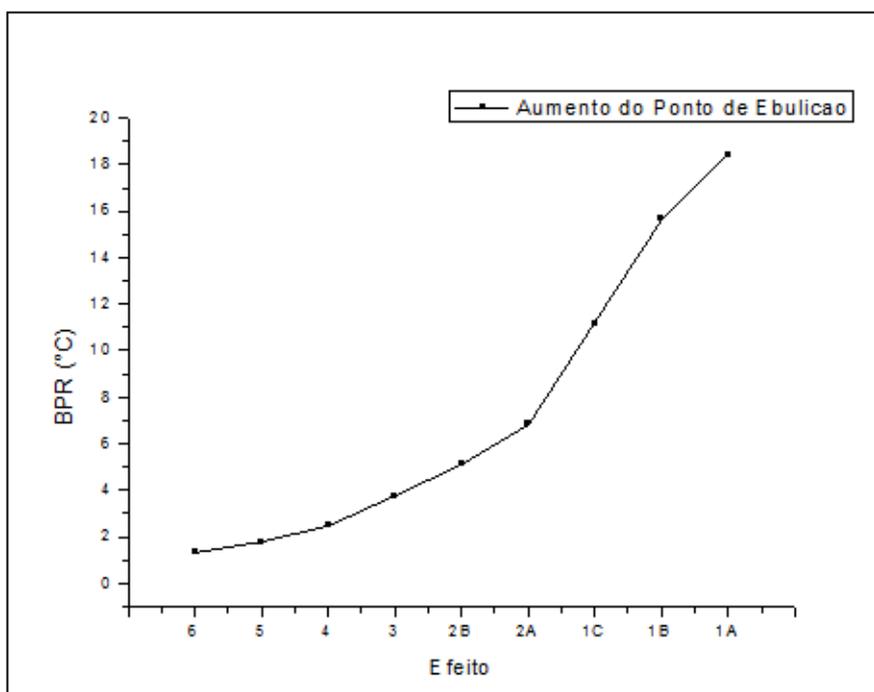


Figura 7.1: Perfil de aumento do ponto de ebulição em função da concentração de sólidos do licor negro nos efeitos de evaporação.

Observa-se que o aumento crítico do ponto de ebulição situa-se nos evaporadores do primeiro efeito, nos quais a concentração de sólidos apresenta-se elevada. No efeito #6,

o licor negro com concentração de sólidos de 18,7%, o BPR calculado foi de 1,4°C; enquanto que no efeito #1A, com 68,7%, o BPR foi de 18,4°C. O BPR implica na queda da variação de temperatura efetiva do equipamento, ou seja, menor diferença entre temperatura do vapor e licor; reduzindo o potencial de transferência de calor e o desempenho da unidade de evaporação.

### 7.1.1.2. Viscosidade

A viscosidade do licor negro é uma propriedade importante para o cálculo da resistência ao fluxo de calor no evaporador. Segundo OLSSON e BERTSSON (2007), a viscosidade se eleva com o aumento da concentração e diminui com o aumento de temperatura. FREDERICK (1997) estudou a viscosidade do licor negro em função da sua concentração de sólidos e temperatura. Os resultados desse estudo estão ilustrados na Tabela 7.1:

Tabela 7.1: Viscosidade do licor negro determinada experimentalmente por XXXX em função de sua temperatura e concentração de sólidos.

BL Dry Solids	Temp., °C	Viscosity, cP
18%	66	1.0
21%	82	0.9
26%	93	1.0
34%	110	1.3
42%	116	2.3
51%	121	4.9
70%	127	88

A Figura 7.2 ilustra o aumento calculado da viscosidade do licor em cada efeito de evaporação.

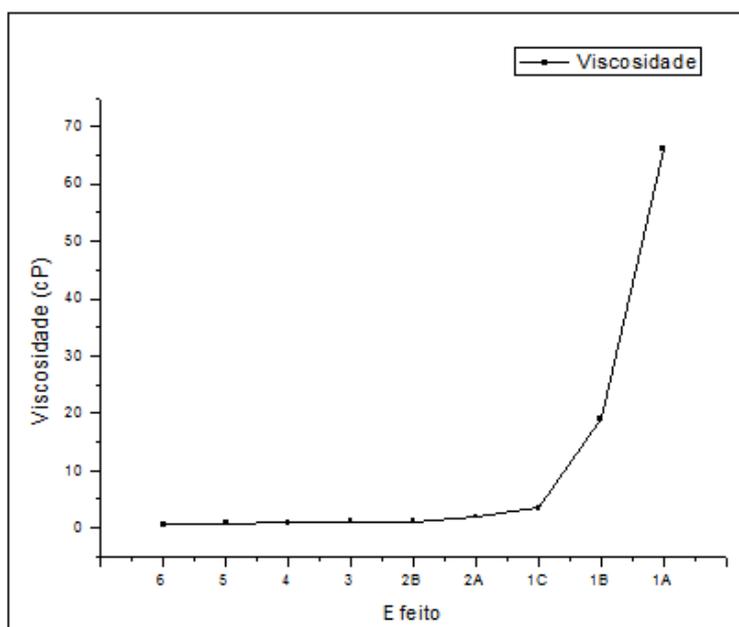


Figura 7.2: Viscosidade do licor negro nos efeitos de evaporação.

O desvio da linearidade observada na figura acima mostra que o licor negro perde suas características de fluido newtoniano no evaporador #1C no qual a corrente alimentada apresenta 1,97 cP e a corrente de saída, 3,44 cP. No entanto, na prática, o licor não apresenta um aumento excessivo de viscosidade para concentração elevada indicando que o modelo utilizado não se aplica para o cálculo de viscosidade do licor negro com elevada concentração.

O aumento da viscosidade impacta diretamente no coeficiente global de troca térmica e, também, na energia que deve ser fornecida para bomba de recirculação de licor negro no evaporador.

### 7.1.1.3. Massa Específica

Segundo estudos de GULLICHSEN e FOGELHOLM (2000), o licor negro com 16% de sólidos apresenta uma densidade de  $1050 \text{ kg/m}^3$ , enquanto que com 70% de sólidos, a densidade aumenta para  $1430 \text{ kg/m}^3$ . A densidade é outro fator importante para conhecer as características de escoamento do licor no evaporador e entre eles.

A Figura 7.3 mostra os valores calculados de massa específica em cada evaporador.

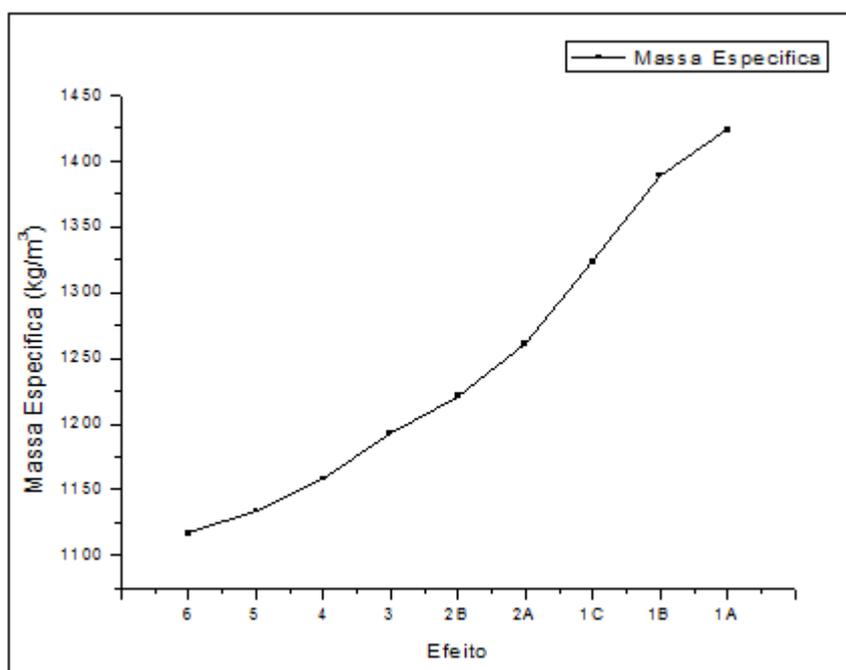


Figura 7.3: Massa específica do licor negro nos efeitos de evaporação.

Observa-se nesse gráfico o aumento da massa específica com aumento da concentração e temperatura. No efeito #6, o licor a 18,7% de sólidos e a 65,4°C apresenta uma densidade 1116 kg/m<sup>3</sup> enquanto que no efeito #1A o licor a 68,7% a 140,5°C apresenta 1423kg/m<sup>3</sup>, validando o modelo com os resultados experimentais obtido por GULLICHSEN e FOGELHOLM (2000).

#### 7.1.1.4. Coeficiente de Convecção

O coeficiente de convecção do filme descendente de licor negro é fundamental para o cálculo do coeficiente global de troca térmica. Quando maior a convecção, maior será a resistência ao fluxo de calor. Esse coeficiente depende das características do licor negro, como: calor específico, massa específica, condutividade térmica do licor e viscosidade; e velocidade de escoamento e diâmetro interno do tubo por onde escoar o filme de licor negro. A Figura 7.4 ilustra o coeficiente de convecção calculados nos evaporadores do sistema.

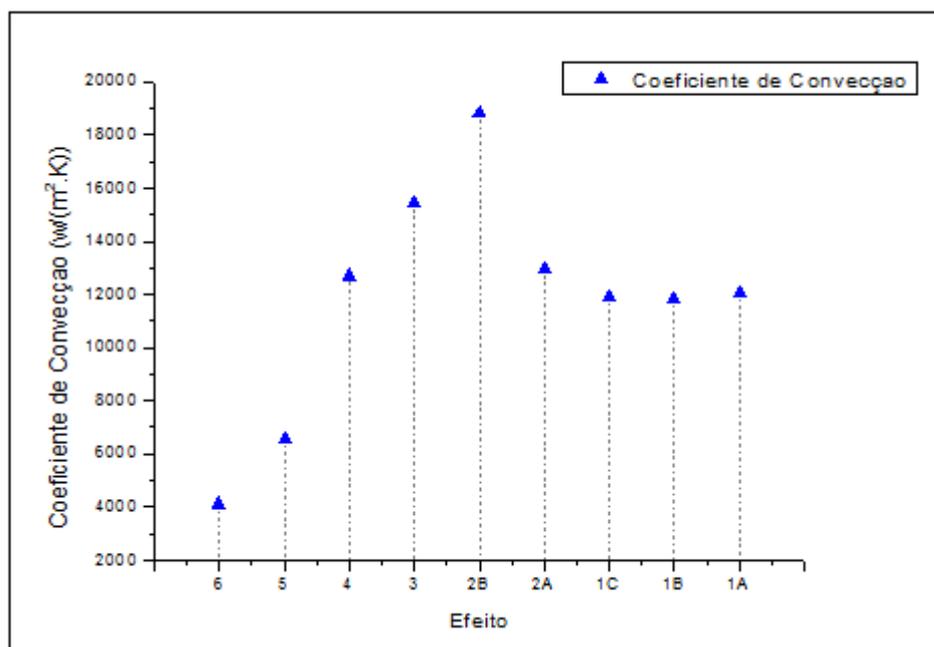


Figura 7.4: Coeficiente de convecção do licor negro nos efeitos de evaporação.

Observa-se uma anormalidade nos valores obtidos de coeficiente de convecção forçada nos evaporadores do segundo e primeiro efeito. No evaporador #2B a convecção foi de 18808 W/(m<sup>2</sup>.°C) pois a área de troca térmica é menor devido a uma menor quantidade de tubos no equipamento. Além disso, a velocidade de recirculação aumenta para 4 GPM/tubo (Galões por minuto) contribuindo para a maior turbulência do escoamento. No entanto, no efeito #2A, #1C, #1B e #1A, a queda do coeficiente de

convecção devido o exponencial aumento da viscosidade do licor negro. A viscosidade dificulta a movimentação do fluido.

#### 7.1.1.5. Coeficiente Global de Transferência de Calor, U

Segundo ROSIER (1997), quando o licor atinge uma concentração acima de 50% de sólidos, dá-se início à nucleação de sólidos, o que leva a deposição destes na superfície de troca térmica do corpo de evaporação. Essa incrustação causa redução do coeficiente global de transferência de calor (U) prejudicando a eficiência do processo de troca térmica entre o valor e o licor (CARDOSO, et al. 2009). A Figura 7.5 ilustra o U calculado em cada efeito de evaporação do sistema.

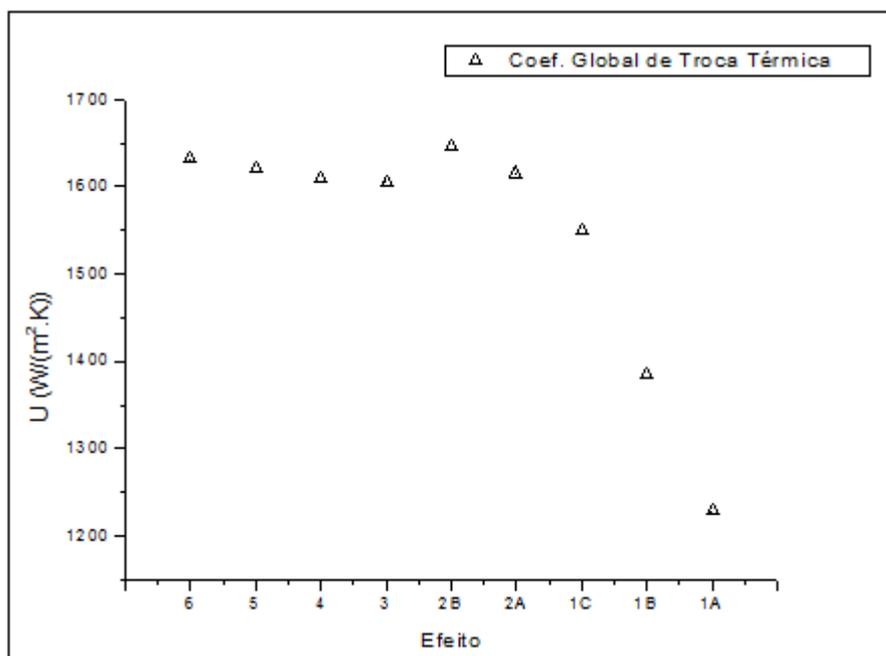


Figura 7.5: Coeficiente global de transferência de calor do licor negro nos evaporadores.

Observa-se que nos equipamentos do primeiro efeito há uma pronunciada queda do U, sendo 1550 W/(m<sup>2</sup>.°C) para o efeito #1C, 1384 W/(m<sup>2</sup>.°C) para o #1B e 1228 W/(m<sup>2</sup>.°C) para o efeito #1A. Nesses equipamentos a concentração do licor e a viscosidade apresentam-se elevada o que resulta diretamente no aumento a resistência de transferência de calor. Outra variável operacional que influenciou no valor do U foi o regime de escoamento. Embora essa variável não seja impactante no valor calculado do U, o escoamento contribuiu positivamente para este valor uma vez que o coeficiente aumenta quanto mais turbulento for o regime de escoamento. No presente trabalho não foi realizado o estudo da diminuição do U em cada equipamento ao longo do tempo. Um estudo detalhado desse coeficiente U pode ser realizado em trabalhos futuro analisando

todas as condições envolvidas na evaporação para determinar-se parâmetros operacionais do sistema.

### 7.1.2. Modelagem do Sistema de Evaporação

Nesta seção, com o objetivo de validar o modelo matemático fenomenológico proposto, compararam-se os resultados do modelo com os dados reais de referência da unidade de evaporação de licor negro. Para efeito de visualização, foram desenvolvidas tabelas comparativas entre as variáveis da planta industrial (vazão e temperatura de entrada e saída de licor e vapor e concentração do licor) com os respectivos resultados obtidos pelo modelo proposto.

As Tabela 7.2 e 7.3 apresentam os valores reais de vazão e temperatura do licor negro e vapor e concentração do licor negro e os respectivos resultados da modelagem em estado estacionário do sistema de evaporação do licor negro.

Tabela 7.2: Valores de referência e calculados de vazão mássica, concentração e temperatura nas correntes de entrada e saída de licor negro nos equipamentos de evaporação.

		LICOR NEGRO					
		Unidade de Evaporação de Referência			CALCULADO		
		Vazão	Concentração	Temperatura	Vazão	Concentração	Temperatura
		ton/h	-	°C	ton/h	-	°C
Efeito 1A	entrada	315,634	0,643	125,222	292,096	0,636	137,815
	PRODUTO	296,392	0,684	121,167	270,734	0,687	140,536
Efeito 1B	entrada	369,668	0,549	121,167	350,856	0,530	133,291
	saída	315,634	0,643	125,222	292,096	0,636	137,815
Efeito 1C	entrada	456,714	0,444	101,944	439,057	0,423	111,364
	saída	369,668	0,549	121,167	350,856	0,530	133,291
Efeito 2A	entrada	507,695	0,364	100,833	520,764	0,357	109,651
	saída	438,698	0,421	101,944	439,057	0,423	111,364
Efeito 2B	entrada	579,071	0,319	99,111	591,134	0,314	96,270
	saída	507,695	0,364	100,833	520,764	0,357	109,651
Efeito 3	entrada	719,542	0,257	85,222	727,494	0,256	84,241
	saída	579,071	0,319	88,944	591,134	0,314	96,270
Efeito 4	entrada	850,518	0,217	67,833	862,300	0,216	73,939
	saída	719,542	0,257	78,278	727,494	0,256	84,241
Efeito 5	entrada	995,652	0,186	56,611	995,502	0,187	65,396
	saída	850,518	0,217	67,833	862,300	0,216	73,939
Efeito 6	entrada	1184,000	0,157	90,000	1184,000	0,157	90,000
	saída	995,652	0,186	56,611	995,502	0,187	65,396

Tabela 7.3: Valores de referência e calculados de vazão mássica e temperatura nas correntes de entrada e saída de vapor nos equipamentos de evaporação.

		VAPOR			
		Unidade de Evaporação de Referência		CALCULADO	
		Vazão	Temperatura	Vazão	Temperatura
		ton/h	°C	ton/h	°C
Efeito 1A	entrada	20,626	131,889	22,100	145,000
	produzido	19,242	112,222	21,362	122,126
Efeito 1B	entrada	57,393	133,278	61,300	143,000
	produzido	54,033	112,222	58,760	122,126
Efeito 1C	entrada	101,334	133,389	104,300	139,000
	produzido	87,047	112,222	88,201	122,126
Efeito 2A	entrada	71,109	112,222	84,162	122,126
	produzido	68,997	96,500	81,706	104,524
Efeito 2B	entrada	74,011	109,778	84,162	122,126
	produzido	71,376	96,500	70,371	104,524
Efeito 3	entrada	142,145	96,500	152,077	104,524
	produzido	140,472	85,333	149,996	92,510
Efeito 4	entrada	140,472	85,333	149,996	92,510
	produzido	130,975	75,444	148,286	81,738
Efeito 5	entrada	156,775	75,444	148,286	81,738
	produzido	145,134	65,389	139,862	72,160
Efeito 6	entrada	174,674	65,389	139,862	72,160
	produzido	190,684	54,500	188,498	64,058

A avaliação dos resultados obtidos permite concluir que o modelo fenomenológico desenvolvido baseado nos balanços de massa e energia apresentou-se satisfatórios. No processo modelado foi necessário aumentar a vazão de vapor vivo para o efeito #1A em 7%, para o efeito #1B em 6,8% e para o efeito #1C em 3%. Essas quantidades adicionais foram necessárias para manter a concentração final do licor negro de aproximadamente 68,4%. Era esperado que a vazão de vapor vivo fosse aumentada, pois foi considerado na modelagem apenas aos efeitos de evaporação e não a real planta de evaporação a qual contém, além dos evaporadores, equipamentos intermediários, como pré-flash, trocadores de calor e tanque de cinzas que conferem ou enriquecimento da concentração de sólidos do licor negro ou ganho energético das correntes. No processo modelado, alimenta-se 1184 ton/h de licor negro diluído a 90°C e a 15,7% TS no sexto efeito. Nesse equipamento 188,5 ton/h de vapor é produzido e o licor deixa o equipamento com 995,5 ton/h a 65,4°C e 18,7%TS e segue para o quinto efeito no qual produz 139,9 ton/h de vapor. Do quinto efeito, 862,3 ton/h de licor segue para o quarto efeito a 21,6% TS e 74°C onde sofre evaporação produzindo 148,3 ton/h de vapor e 727,5 ton/h de licor a 25,6% TS e a 84,2°C. A jusante desse equipamento, uma porção do licor a 25,6% TS é removida para lavagem de um dos quatro



equipamentos do primeiro efeito. O efluente da lavagem retorna nas mesmas condições para o próprio efeito #4, indicando que não há variação de volume interno desse evaporador. Essa porção de licor que é removida da corrente principal para a lavagem é tratada como uma recirculação no evaporador do efeito #4. Com isso, a corrente de saída de licor do quarto efeito é direcionada inteiramente para o terceiro efeito. Nesse efeito produz-se 150 ton/h de vapor e 591,1 ton/h de licor a 31,4 % de TS e a 96,3°C. Em seguida, esse licor alimenta o efeito #2B. Nesse efeito o licor é levado a 35,7 % TS e a 109,7°C com evaporação 70,4 ton/h de vapor. Do efeito #2B, 520,8 ton/h de licor segue para o efeito #2A no qual gera-se 81,7 ton/h de vapor e a solução é concentrada a 42,3 % TS a uma temperatura de 111,4 °C. 439,1 ton/h de licor deixa o efeito #2A e é direcionado para o efeito #1C. Nesse equipamento, produz-se 88,2 ton/h de vapor e 350,9 ton/h de licor a 53% TS e 133,3°C. O efeito #1B recebe esse licor do efeito #1C e produz 58,8 ton/h de vapor e 292,1 ton/h de licor a 63,6% TS a 137,8°C o qual é direcionado para o para o último equipamento do primeiro efeito, #1A, que gera 21,4 ton/h de vapor. O licor negro concentrado que deixa esse equipamento a 270,7 ton/h a 68,7 % TS e a 140,5 °C é o produto final da evaporação, chamado licor negro forte.

O vapor gerado em cada equipamento é fonte de aquecimento para o equipamento seguinte e opera em contra corrente com o licor negro. 22,1 ton/h a 145°C, 61,3 ton/h a 143°C e 88,2 ton/h a 139°C de vapor vivo é alimentado no evaporador #1A, #1B e #1C, respectivamente. Os vapores produzidos nesses evaporadores se unem em um vaso de vapor do qual uma corrente de 84,2 ton/h a 122 °C é direcionada para o efeito #2B e outra, de igual vazão e temperatura, é direcionada para o efeito #2A. Os vapores produzidos nesses equipamentos se unem no efeito #3 o qual produz uma vapor que é direcionado para o #4. O vapor produzido do efeito #4 segue para o #5 e o produzido no #5, segue para o efeito #6. O vapor produzido no efeito #6 é condensado em um condensador de superfície.

O fluxograma da Figura 7.6 ilustra os valores calculados descritos acima.

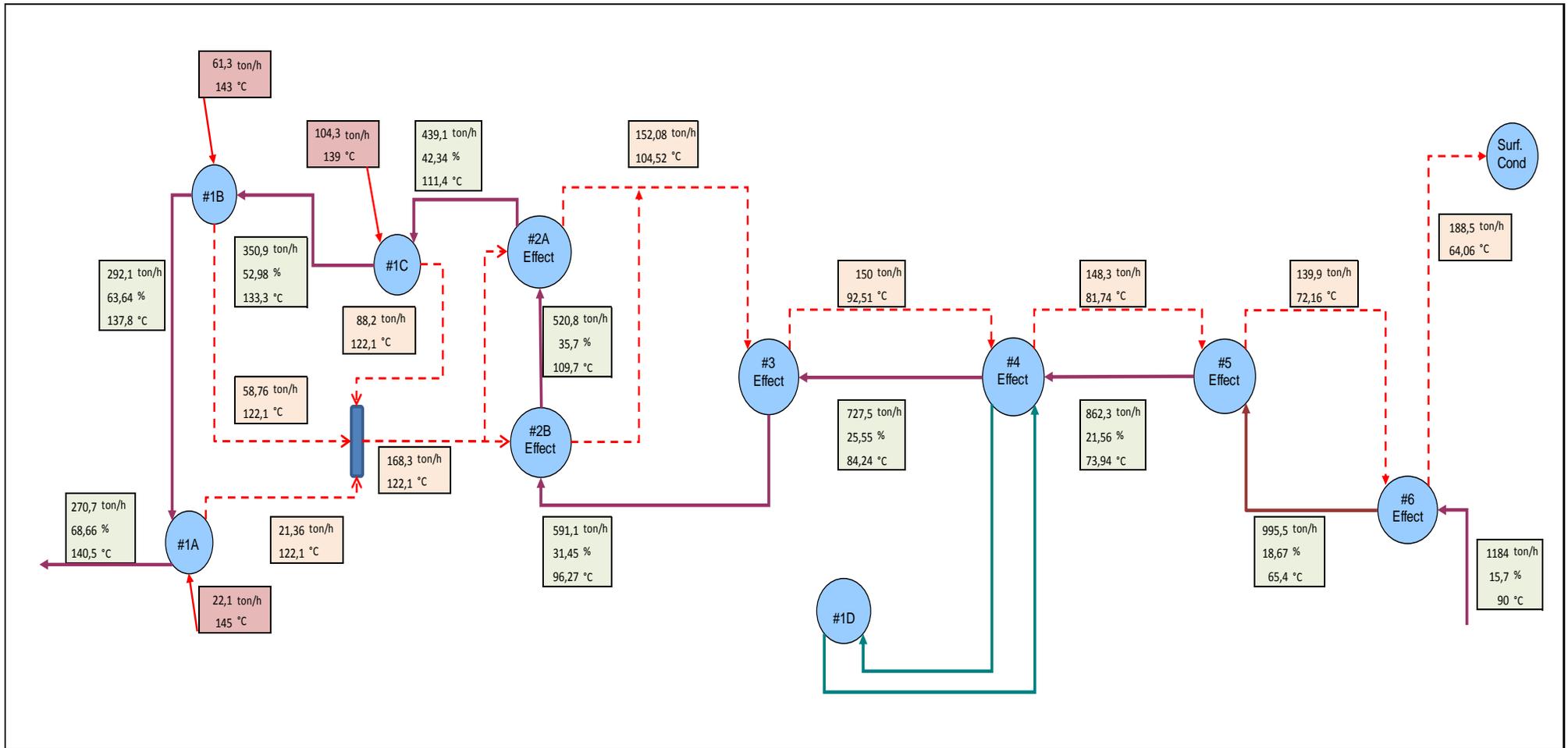


Figura 7.6: Fluxograma de processo da atual planta de evaporação com as condições de corrente calculadas.

Como o vapor trabalha em contra corrente com o licor, o vapor gerado em cada efeito apresenta uma quantidade de energia acumulada inferior ao vapor gerado no efeito anterior. Isso ocorre, pois necessita-se de uma fração da energia do vapor usado como aquecimento do evaporador para elevar a temperatura do licor negro até seu ponto de ebulição e outra fração de energia que se perde na transferência de calor. A energia contida no vapor gerado é, portanto, a energia do vapor utilizado como fonte de aquecimento subtraído a energia usada para o aquecimento do licor, a energia perdida e a energia acumulada no condensado de vapor alimentado que deixa o equipamento. Essa redução de energia que ocorre à medida que se gera vapor nos efeitos resulta na queda de temperatura do vapor e essa redução pode ser observada na Figura 7.7. Também verifica-se que a temperatura do licor aumenta conforme o licor concentra-se no sistema de evaporação pois flui da região fria para a região quente da evaporação. A diferença entre essas temperatura é exatamente o BPR do evaporador.

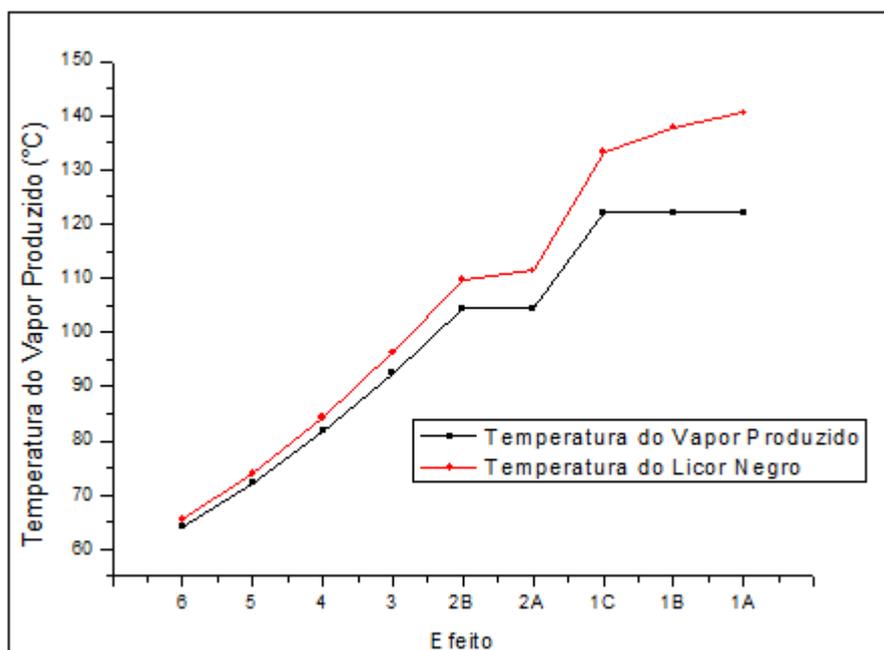


Figura 7.7: Temperatura calculada nas correntes de licor negro e vapor gerado.

A diferença efetiva de temperatura em cada evaporador consiste na diferença entre a temperatura do vapor alimentado (como fonte de aquecimento) e a temperatura do licor produzido. Esses valores foram calculados e estão ilustrados na Figura 7.8.

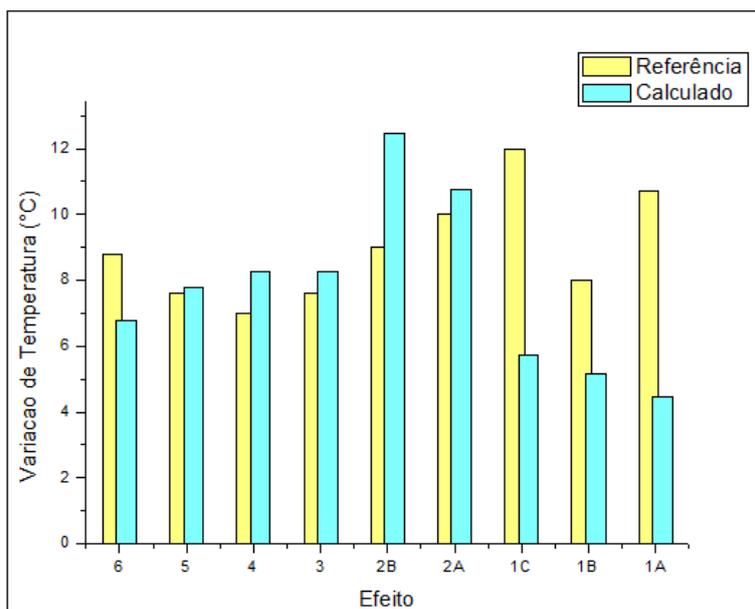


Figura 7.8: Variação de temperatura efetiva calculada e de referência nos evaporadores.

Observa-se nessa figura que o maior  $\Delta T_{\text{eff}}$  calculado foi de 10,8 e 12,5°C nos evaporador #2A e #2B, respectivamente. Nesses equipamentos o vapor alimentado nesse efeito tem uma elevada quantidade de energia acumulada, isto é, elevada temperatura, 122°C, enquanto que o licor está a uma temperatura inferior de 111,4 e 109,6°C, respectivamente. Nos evaporadores do primeiro efeito o  $\Delta T_{\text{eff}}$  apresenta-se entre 4,5 e 5,7°C. Isso ocorre, pois, embora o vapor alimentado nesses efeitos seja de alta temperatura – vapor vivo, a temperatura do licor negro nesses equipamentos também encontra-se elevada, variando de 133 a 140,5°C.

A diferença de pressão verificada entre os evaporadores é distribuída segundo um perfil no qual a pressão em cada corpo evaporador é maior do que no estágio subsequente, porém menor que no estágio anterior. Esse perfil pode ser observado na Figura 7.9 na qual foi exposto os vapores de pressão absoluta e manométrica de cada evaporador. Sabe-se que sob baixa pressão, a temperatura de ebulição do solvente torna-se menor, possibilitando um maior aproveitamento energético do vapor e a redução do consumo de vapor vivo.

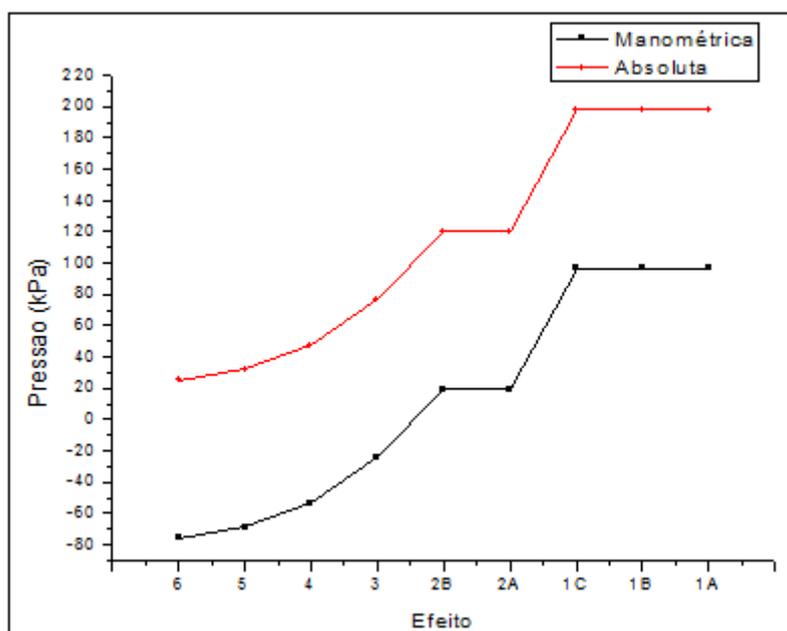


Figura 7.9: Pressão absoluta e manométrica interna nos evaporadores.

Observa-se também na figura acima que os evaporadores #3, #4, #5 e #6 operam com pressão interna abaixo da pressão atmosférica. No sistema de evaporação real, interligado ao evaporador #6, existe um sistema de vácuo, garantido o escoamento do vapor no sentido estabelecido, contracorrente com o licor negro. Os patamares de pressão observados no primeiro e segundo efeito aparecem, pois o vapor é alimentado em paralelo nesses equipamentos.

A Figura 7.10 ilustra o desvio da concentração do licor calculada com a real em cada efeito de evaporação. Observa-se um pequeno desvio entre as concentrações real e calculada.

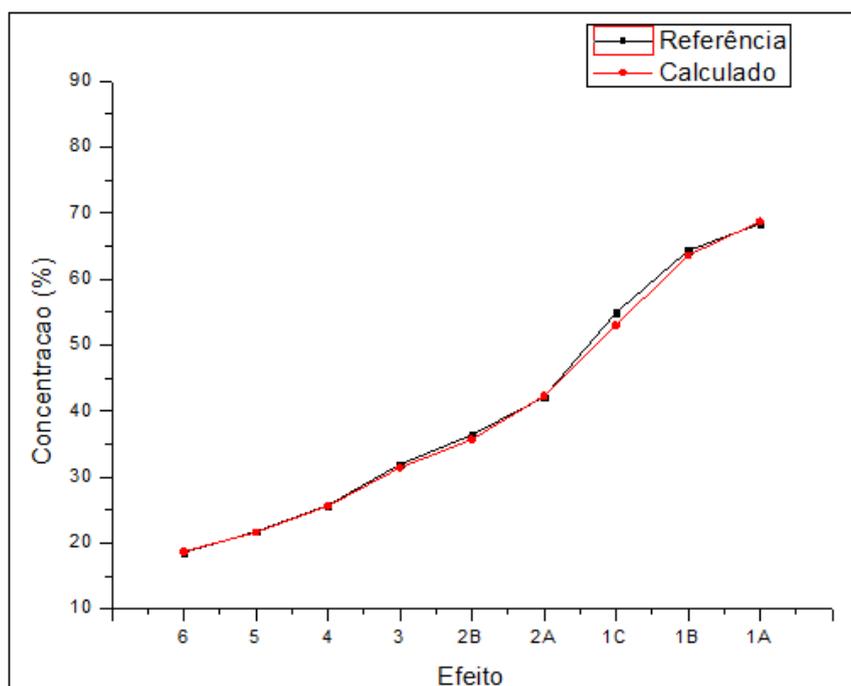


Figura 7.10: Concentração do licor negro calculado e de referência nos evaporadores.

No entanto, conforme discutido anteriormente, aumentou-se a vazão de vapor vivo nos evaporadores do primeiro efeito para suprir a energia não aproveitada no sistema. O aproveitamento da energia acontece no caso real o qual é composto de equipamentos auxiliares (pré-flash, trocadores de calor e tanque de mistura da caldeira de recuperação) que recupera a energia das correntes. Esses equipamentos, resumidamente, influenciam no sistema da seguinte maneira: (1) os tanques de flash confere um aumento significativo da de temperatura; (2) os trocadores de calor não interferem na concentração, mas elevam a temperatura da solução, acumulando uma quantidade de energia que impacta no balanço térmico do sistema; (3) o tanque de mistura da caldeira de recuperação, também chamado de tanque de cinzas, confere um aumento na concentração de sólidos da corrente de licor negro. Esse licor desviado para a coleta de cinzas retorna para o sistema de evaporação com uma concentração maior de sólidos. Além dos processos auxiliares apresentados, a energia existente no condensado que deixa os evaporadores é aproveitada no próprio sistema aumentando o seu aproveitamento energético. Os condensados obtidos, na planta existente, são enviados para diversas câmaras de flash de vapor os quais, após ser “flasheado”, são redirecionados para o costado dos evaporadores. Sabendo disso, o resultado da modelagem dentro das condições estabelecidas foi satisfatório e válido.

Os parâmetros de avaliação da eficiência de uma planta de evaporação são tradicionalmente: a economia de vapor e a capacidade de evaporação (JOYCE et al., 1987). Uma planta de evaporação moderna normalmente consiste de 6 efeitos com uma economia de aproximadamente 5 t de água evaporada por t de vapor utilizado (BONIFACE, 1992).

A planta de referência apresenta uma capacidade de evaporação de 953,7 ton/h e uma economia de 5,3 toneladas de água evaporada por tonelada de vapor utilizado, enquanto que a capacidade de evaporação e economia de vapor, obtido através da modelagem proposta, foi de 947 ton/h e 5,05, respectivamente.

A Figura 7.11 mostra a vazão de vapor gerado em cada evaporador no processo de referência e o calculado.

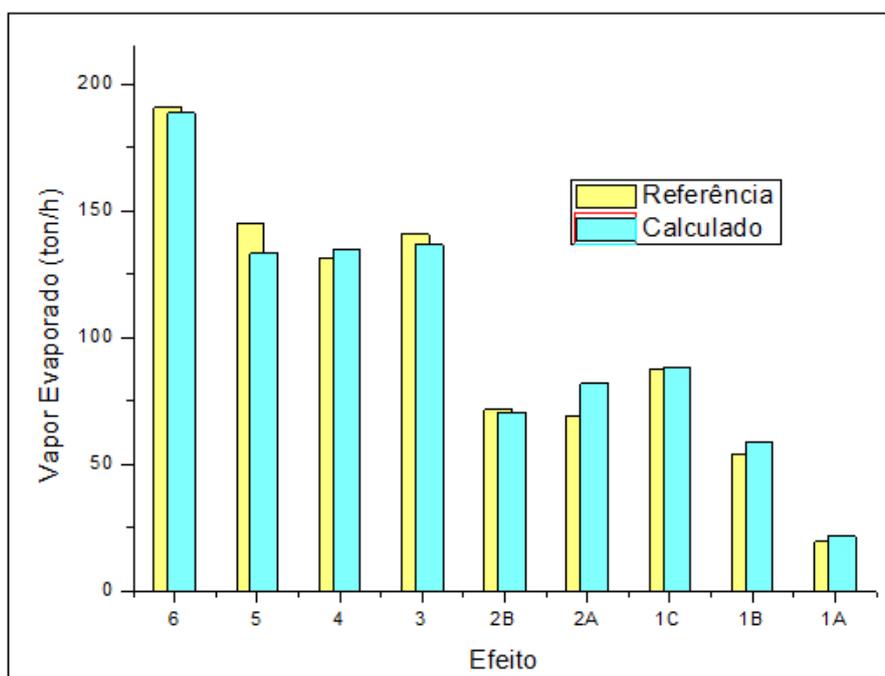


Figura 7.11: Vazão de vapor gerado nos efeitos de evaporação.

Outro parâmetro adotado para comparação foi a capacidade específica. No processo existente, a capacidade específica foi de 80,5%, enquanto que com a modelagem proposta, resultou em 80%, ou seja, 80ton de vapor produzido para cada 100 tonelada de licor fraco alimentado no sistema.



## 7.2. CASO II – Modelagem do Sistema de Evaporação Modificado sem Alterações na Vazão Total de Vapor Vivo

A principal proposta do presente trabalho foi a modificação do processo atual de lavagem do vaso do primeiro efeito por um processo de lavagem e evaporação. Para isso, uma corrente de licor diluído foi derivada da linha que interliga o efeito #4 e #3. Essa corrente foi direcionada para o evaporador de lavagem no qual além de desenvolver a limpeza e remoção de sólidos incrustados na parede interna dos tubos de troca térmica, passou a ser alimentado com vapor vivo, tornando-se parte do sistema de evaporação. A corrente de licor retorna para o evaporador #3 a uma concentração de sólidos maior e o vapor produzido pelo evaporador #1D une-se no vaso de vapor juntamente com os vapores produzidos pelos evaporadores #1A, #1B e #1C.

No entanto, nessa seção foi proposto manter o fluxo de vapor vivo total na alimentação da planta, ou seja, manter 187,4 ton/h de vapor vivo. Para isso ser possível, foi subtraído 15% de cada corrente de vapor vivo que alimenta os efeitos #1A, #1B e #1C e direcionou-se essa quantia para o evaporador #1D que opera no modo lavagem/evaporação. Ou seja, nessa nova operação, alimenta-se 18,785 ton/h de vapor vivo a 145 °C no efeito #1A, 52,105 ton/h de vapor vivo a 143°C no efeito #1B, 88,655 ton/h de vapor vivo a 139 °C no efeito #1C e 28,155 ton/h de vapor vivo a 143°C no evaporador #1D. A corrente de licor negro diluído bombeada para a lavagem no efeito #1D foi de 12,5% TS do total de saída do evaporador #4. Essa quantidade será melhor discutida nos itens subsequentes.

Na Tabela 7.4 encontram-se os resultados das correntes de licor negro obtidos através da modelagem da operação modificada da planta de evaporação proposta nesse trabalho. Para facilitar as comparações que serão discutidas posteriormente, nessa tabela contem também os resultados da modelagem do processo atual recém modelado no caso I.

Tabela 7.4: Valores de calculados no caso I e caso II de vazão mássica, concentração e temperatura nas correntes de entrada e saída de licor negro nos equipamentos de evaporação.

		LICOR NEGRO					
		CALCULADO (Caso I)			Sem Alterar a Vazão Total de Vapor Vivo que Alimenta a Planta de Evaporação		
		Vazão ton/h	Concentração -	Temperatura °C	Vazão ton/h	Concentração -	Temperatura °C
Efeito 1A	entrada	292,096	0,636	137,815	286,834	0,648	138,497
	PRODUTO	270,734	68,661	140,536	268,631	69,198	140,967
Efeito 1B	entrada	350,856	0,530	133,291	336,834	0,552	134,283
	saída	292,096	0,636	137,815	286,834	0,648	138,497
Efeito 1C	entrada	439,057	0,423	111,364	410,734	0,453	112,224
	saída	350,856	0,530	133,291	336,834	0,552	134,283
Efeito 2A	entrada	520,764	0,357	109,651	489,046	0,380	110,251
	saída	439,057	0,423	111,364	410,734	0,453	112,224
Efeito 2B	entrada	591,134	0,314	96,270	556,677	0,334	96,577
	saída	520,764	0,357	109,651	489,046	0,380	110,251
Efeito 3	entrada (*)	727,494	0,256	84,241	69,72/558,2	0,333/0,261	141/84,11
	saída	591,134	0,314	96,270	556,677	0,334	96,577
Efeito 4	entrada	862,300	0,216	73,939	847,946	0,219	73,350
	saída	727,494	0,256	84,241	712,973	0,261	84,111
Efeito 5	entrada	995,502	0,187	65,396	987,402	0,188	64,441
	saída	862,300	0,216	73,939	847,946	0,219	73,350
Efeito 6	entrada	1184,000	0,157	90,000	1184,000	0,157	90,000
	saída	995,502	0,187	65,396	987,402	0,188	64,441
Efeito 1D	entrada	Somente lavagem			89,122	0,261	84,111
	saída				69,719	0,333	140,977

\* entrada de duas correntes de licor (82,5% do total que deixa o #4 e o licor produzido no #1D)

A Tabela 7.5 mostra os resultados das correntes de vapor obtido através da modelagem da planta de evaporação modificada. Para facilitar as comparações que serão discutidas posteriormente, nessa tabela contem também os resultados da modelagem do processo atual recém-calculados.

Tabela 7.5: Valores de calculados no caso I e caso II de vazão mássica e temperatura nas correntes de entrada e saída de vapor nos equipamentos de evaporação.

		VAPOR			
		CALCULADO (Caso I)		Sem Alterar a Vazão Total de Vapor Vivo que Alimenta a Planta de Evaporação	
		Vazão	Temperatura	Vazão	Temperatura
		ton/h	°C	ton/h	°C
Efeito 1A	entrada	22,100	145,000	18,785	145,000
	produzido	21,362	122,126	18,203	122,289
Efeito 1B	entrada	61,300	143,000	52,105	143,000
	produzido	58,760	122,126	50,000	122,289
Efeito 1C	entrada	104,300	139,000	88,655	139,000
	produzido	88,201	122,126	73,899	122,289
Efeito 2A	entrada	84,162	122,126	80,753	122,289
	produzido	81,706	104,524	78,312	104,553
Efeito 2B	entrada	84,162	122,126	80,753	122,289
	produzido	70,371	104,524	67,631	104,553
Efeito 3	entrada	152,077	104,524	145,943	104,553
	produzido	149,996	92,510	150,582	92,429
Efeito 4	entrada	149,996	92,510	150,582	92,429
	produzido	148,286	81,738	155,220	81,530
Efeito 5	entrada	148,286	81,738	155,220	81,530
	produzido	139,862	72,160	146,429	71,533
Efeito 6	entrada	139,862	72,160	146,429	71,533
	produzido	188,498	64,058	196,598	63,097
Efeito 1D	entrada	Somente lavagem		28,155	143,000
	Produzido**			19,403	135,665

\*\* Vapor produzido a ser somado na entrada de vapor nos efeitos #2A e #2B

Pode-se observar que os valores calculados para o processo modificado não apresentaram consideráveis diferenças entre a os valores calculados para o processo atual. No entanto, esses valores já eram esperados, pois nessa modificação proposta, manteve-se a vazão de vapor vivo que alimenta a planta, ou seja, a quantidade de energia fornecida para a planta de evaporação não se alterou.

A diferença entre os valores obtidos no caso I e no caso II podem se considerada como erro relativo, uma vez que modelos empíricos, que trabalham com aproximações, foram utilizados. O erro relativo envolvido foi de 0,8% na concentração final.

Esse estudo foi realizado apenas para mostrar que não houve um significativo ganho nos parâmetros de evaporação, que são: economia de vapor, evaporação total, capacidade produtiva, capacidade específica e concentração. Ou seja, o desempenho

da planta de evaporação manteve-se o mesmo para a mesma quantidade de energia injetada no processo, independente de sua configuração processual.

A Figura 7.12 mostra, claramente, que concentração de sólidos calculado no caso II não aumentou em relação ao caso I.

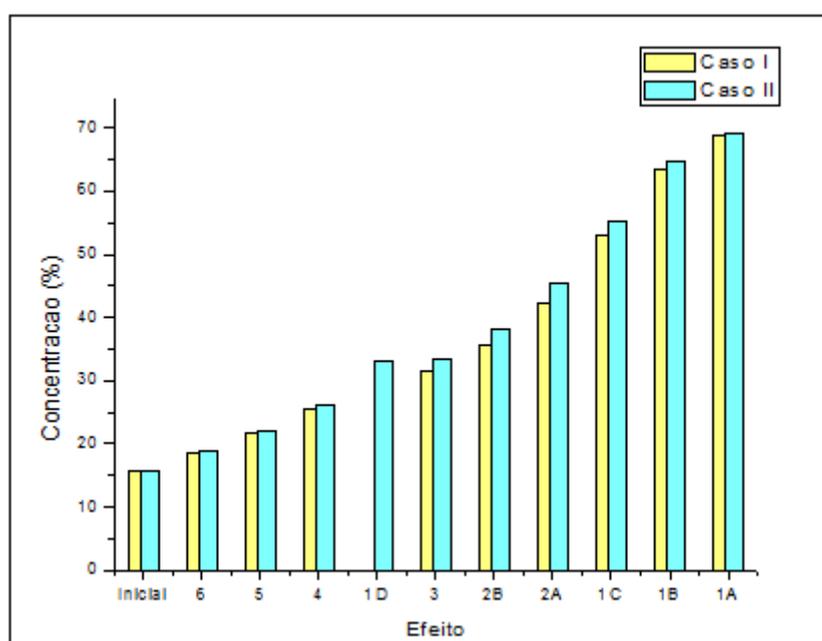


Figura 7.12: Concentrações de sólidos do licor negro calculados no caso I e caso II.

Observa-se nessa figura que para uma mesma alimentação, obteve-se 69,2% TS, ou seja, 0,8% a mais que obtido na modelagem do caso I. A corrente efluente do evaporador de lavagem retorna ao processo no evaporador #3 a uma concentração maior. Apenas estudando o balanço de massa verificamos que existe um ganho de concentração nesse evaporador. No entanto, esse ganho na concentração no evaporador #3 é negativamente compensado com a menor concentração do licor negro obtido nos efeitos #1A, #1B e #1C, pois a vazão de vapor vivo (fonte de aquecimento do equipamento responsável pela evaporação do solvente) que alimenta esses efeitos foi reduzida. Sabe-se que os equipamentos do primeiro efeito é a região da planta de evaporação onde o licor negro sofre a maior concentração, pois esse licor é submetido a elevadas temperaturas do primeiro efeito a qual é responsável pela redução acentuada de efeitos viscosos. Com isso, na prática, a concentração de sólidos calculada no caso II deveria apresentar um ligeiro decréscimo. Além disso, o vapor produzido a 135,7°C é somado ao vapor que alimenta o efeito #2A e #2B a uma temperatura de 122,3 °C, proveniente dos efeitos #1A, #1B e #1C. Esse incremento de

temperatura no segundo efeito tem efeito “cascata” nos equipamentos subsequentes, a qual aumenta proporcionalmente a pressão, reduzindo o efeito de vácuo dos últimos evaporadores.

O processo modificado, caso II, apresentou uma evaporação total de 956,3 ton/h e uma economia de 5,1 toneladas de água evaporada por tonelada de vapor utilizado, enquanto que a evaporação total e economia de vapor, obtidos através da modelagem proposta, foram de 947 ton/h e 5,05, respectivamente.

Como já descrito anteriormente, essas diferenças dos valores obtidos entre os casos I e II podem ser tratados como erro relativo devido o uso de modelos empíricos.

A Figura 7.13 mostra a vazão de vapor gerado em cada efeito de evaporação calculada no na modelagem do caso I e II.

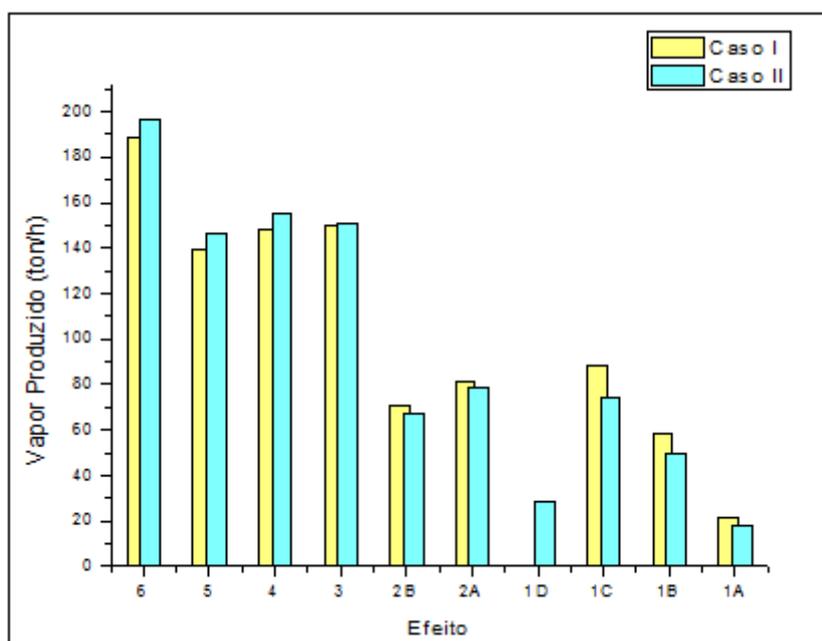


Figura 7.13: Vazões calculadas de vapor gerado no caso I e caso II.

Outro parâmetro adotado para comparação foi a capacidade específica. No caso I, a capacidade específica foi de 80%, enquanto que com modificação proposta, caso II, a capacidade específica foi de 80,7%, ou seja, 80,7 ton de vapor produzido para cada 100 tonelada de licor fraco alimentado no sistema.



### **7.3. CASO III – Otimização do Processo de Evaporação Através da Modificação no Processo de Lavagem**

Como visto na seção anterior, as variáveis de processo não sofrem consideráveis alterações quando se aplica o balanço de massa e energia para o sistema modificado, mantendo constante a entrada de vapor vivo na planta.

A proposta do trabalho consiste em aumentar a capacidade produtiva da planta de evaporação aproveitando toda a área de troca térmica disponível no primeiro efeito, mantendo a concentração do produto final. O aproveitamento dessa área se dá pela injeção de vapor vivo extra no equipamento #1D para concomitante operação de lavagem do evaporador e evaporação do licor negro diluído.

Para isso, uma corrente de licor diluído foi derivada da linha que interliga o efeito #4 e #3 para alimentar o evaporador #1D, o qual opera no modo lavagem. No entanto, além de desenvolver a limpeza e remoção de sólidos incrustados na parede interna dos tubos de troca térmica, injeta-se vapor vivo no casco desse equipamento; desenvolvendo o processo de evaporação. A corrente de licor, efluente do evaporador #1D, retorna para o evaporador #3 a uma concentração de sólidos maior e o vapor produzido pelo evaporador #1D une-se no vaso de vapor juntamente com os vapores produzidos pelos evaporadores #1A, #1B e #1C.

Nessa operação, mantém-se a vazão de 22,1 ton/h de vapor vivo a 145 °C no efeito #1A, 61,3 ton/h de vapor vivo a 143°C no efeito #1B, 104,3 ton/h de vapor vivo a 139 °C no efeito #1C e, adicionalmente, vapor vivo a 143°C no evaporador #1D que opera no modo lavagem/evaporação.

#### **7.3.1. Melhor Vazão de Licor Negro para Lavagem/Evaporação no efeito #1D**

Foi realizado um estudo para prever qual a melhor quantidade de licor negro que deve ser removida da linha que deixa o evaporador #4 e direcionado para o evaporador #1D que opera no modo lavagem/evaporação. Esse estudo implica em observar as quantidade de vapor total gerado pela planta para diferentes vazões de licor negro alimentado no efeito #1D. A Figura 7.14 mostra os valores calculados de vapor total gerado pela planta de evaporação alimentando o evaporador #1D com 10, 12,5, 15, 17,5 e 20% de licor negro ramificado da linha efluente do efeito #4. Esse

estudo foi realizado usando 20, 30 e 40 ton/h de vapor vivo extra que alimenta o evaporador #1D.

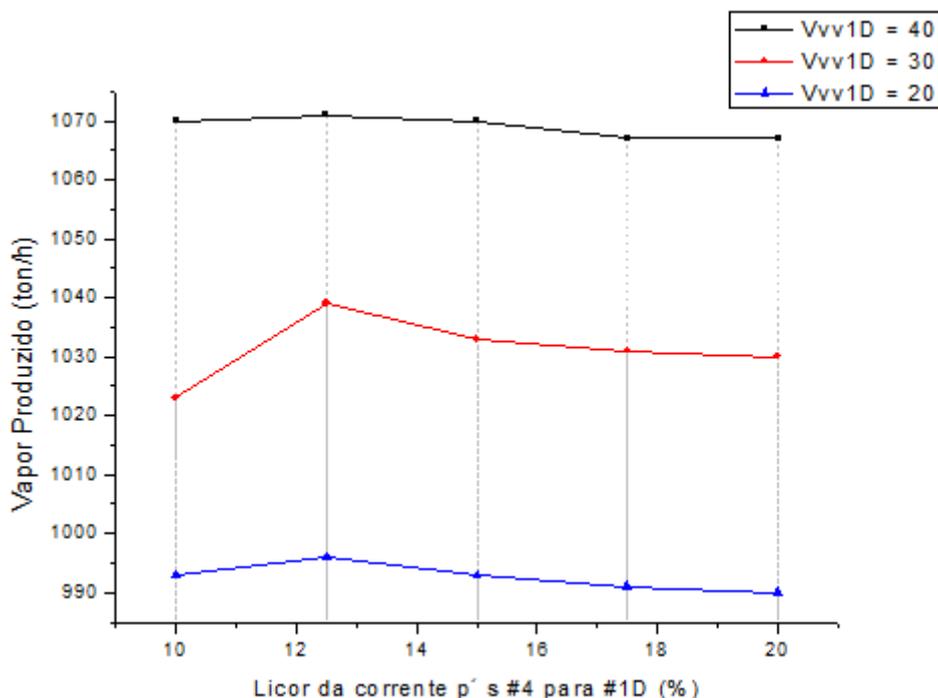


Figura 7.14: Vazão total de vapor produzido pelo sistema de evaporação em função da vazão de licor negro e de vapor vivo que alimenta o evaporador #1D.

Observa-se na figura que a medida que aumenta-se a vazão de vapor vivo no efeito #1D, a quantidade de vapor gerada aumenta. Verifica-se que, para todas as vazões de vapor vivo, a planta apresenta máxima evaporação quando se ramifica 12,5 % de licor negro da linha principal que interliga #4 e #3.

### 7.3.2. Melhor Vazão de Vapor Vivo Alimentado no Efeito #1D

Observa-se na Figura 7.15 que a medida que aumenta-se a vazão de licor negro na alimentação da planta e aumenta o vazão de vapor vivo no efeito #1D, a evaporação total da planta também aumenta.

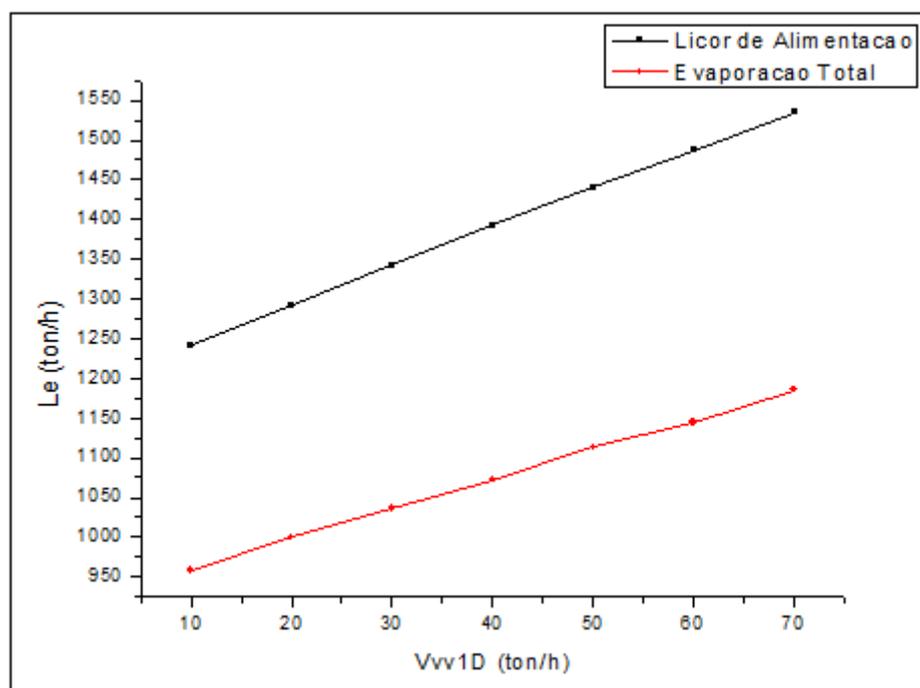


Figura 7.15: Aumento na vazão de vapor gerado com aumento da vazão de licor na planta e de vapor vivo no evaporador #1D.

No entanto, existe um parâmetro que limita a vazão de vapor vivo que alimenta o evaporador #1D. Esse limitante é a concentração de saída do efeito #1D, lembrando que esse evaporador sofre, além do processo de evaporação, a remoção dos sólidos incrustados nos tubos de troca térmica. Se ocorrer uma excessiva vaporização do solvente (água) contido no licor, a concentração de sólidos desse licor aumenta, não desempenhando efetivamente a função de lavagem. Como o objetivo do trabalho foi aumentar a capacidade produtiva da planta de planta de evaporação aproveitando a área disponível do efeito #1D para troca térmica, porém sem afetar as básicas funções dos equipamentos, foi considerado que a concentração de saída do licor negro do evaporador #1D não deve ultrapassar 35% para que desempenhe, além da evaporação, um efetiva lavagem do equipamento. Essa concentração de sólidos limitante foi estimada.

A Figura 7.16 contem os resultados calculados de concentração de sólidos do licor negro efluente do efeito #1D em função da vazão de vapor vivo alimentado nesse equipamento.

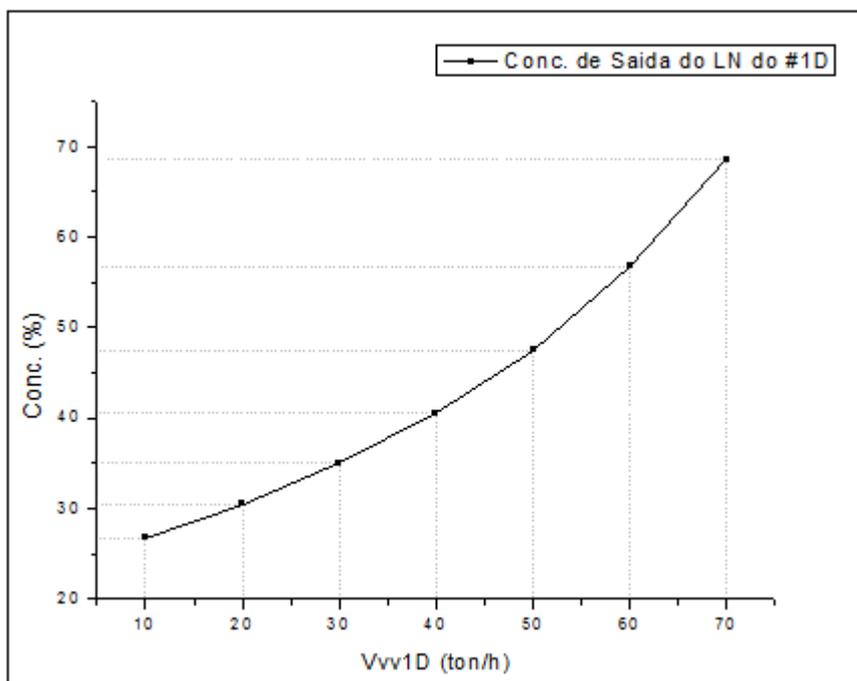


Figura 7.16: Concentração de sólidos do licor negro na saída no efeito #1D.

Observa-se que para não comprometer a operação de lavagem do evaporador #1D, a maior vazão de vapor vivo foi limitada por 30 ton/h.

### 7.3.3. Otimização

Nessa seção foram estudados os impactos no processo de evaporação de múltiplo efeito, quando se modifica a processo de lavagem por um processo de lavagem e evaporação do evaporador #1D.

Essa modificação no processo da unidade de evaporação tem como objeto aumentar a capacidade produtiva da planta de evaporação, mantendo constante a concentração final do licor negro forte, a economia de vapor e a capacidade específica do sistema. Para isso, 101,5 ton/h de licor negro a 25,9 % TS e a 80°C, equivalente a 12,5% da corrente efluente de efeito #4, foi direcionada para evaporador #1D. Para a evaporação do solvente desse licor, 30 ton/h de vapor vivo a 143°C foi inserido a no casco desse equipamento. As vazões de vapor vivo que alimenta os efeito #1A, #1B e #1C mantiveram-se como no caso I, 22,1 ton/h, 61,3 ton/h e 104,3 ton/h, respectivamente. Isso indica que, para a otimização do processo de evaporação da planta existente, a vazão total de vapor vivo inserido na planta foi aumentada. A concentração final de licor negro também manteve-se a 68,7%, como calculado na modelagem do caso I.

Nessa modelagem, o primeiro efeito tem quadro evaporadores dos quais três operam com a exclusiva concentração do licor negro e, o outro, opera no modo lavagem/evaporação. Portanto, utiliza-se toda área de troca térmica disponível na unidade de evaporação.

O sistema opera o licor negro em contracorrente com o vapor. O vapor produzido no efeito #1D é direcionado para o vaso de vapor juntamente com os vapores gerados pelos efeitos #1A, #1B e #1C. Desse vaso, o vapor total é dividido para alimentar os efeitos #2A e #2B.

Novamente, para representar os efeitos de evaporação através de um modelo matemático, foi necessário realizar um estudo detalhado das propriedades físicas de todas as correntes de vapor, licor e condensado envolvidas em cada equipamento. O resultado das propriedades físicas encontra-se na memória de cálculo do caso III no Anexo 11.

As Tabelas 7.6 e 7.7 apresentam os valores calculados de vazão e temperatura do licor negro e vapor e concentração do licor negro no caso I e os respectivos resultados da modelagem em estado estacionário do sistema de evaporação do licor negro otimizado com as modificações processuais propostas.

Tabela 7.6: Valores de calculados no caso I e caso III de vazão mássica, concentração e temperatura nas correntes de entrada e saída de licor negro nos equipamentos de evaporação.

		LICOR NEGRO					
		CALCULADO (Caso I)			OTIMIZADO		
		Vazão ton/h	Concentração -	Temperatura °C	Vazão ton/h	Concentração -	Temperatura °C
Efeito 1A	entrada	292,096	0,636	137,815	327,343	0,643	137,764
	PRODUTO	270,734	68,661	140,536	306,143	68,720	140,237
Efeito 1B	entrada	350,856	0,530	133,291	386,225	0,545	133,525
	saída	292,096	0,636	137,815	327,343	0,643	137,764
Efeito 1C	entrada	439,057	0,423	111,364	472,502	0,445	109,886
	saída	350,856	0,530	133,291	386,225	0,545	133,525
Efeito 2A	entrada	520,764	0,357	109,651	562,313	0,374	107,999
	saída	439,057	0,423	111,364	472,502	0,445	109,886
Efeito 2B	entrada	591,134	0,314	96,270	638,599	0,329	93,424
	saída	520,764	0,357	109,651	562,313	0,374	107,999
Efeito 3	entrada (*)	727,494	0,256	84,241	669,87/82,23	0,259/0,32	80,03/140,85
	saída	591,134	0,314	96,270	638,599	0,329	93,424
Efeito 4	entrada	862,300	0,216	73,939	961,408	0,219	68,410
	saída	727,494	0,256	84,241	811,778	0,259	80,032
Efeito 5	entrada	995,502	0,187	65,396	1113,354	0,189	58,882
	saída	862,300	0,216	73,939	961,408	0,219	68,410
Efeito 6	entrada	1184,000	0,157	90,000	1340,000	0,157	90,000
	saída	995,502	0,187	65,396	1113,354	0,189	58,882
Efeito 1D	entrada	Somente lavagem			101,520	0,259	80,032
	saída				82,233	0,320	140,847

\* entrada de duas correntes de licor (82,5% do total que deixa o #4 e o licor produzido no #1D)

Tabela 7.7: Valores de calculados no caso I e caso III de vazão mássica e temperatura nas correntes de entrada e saída de vapor nos equipamentos de evaporação.

		VAPOR			
		CALCULADO (Caso I)		OTIMIZADO	
		Vazão	Temperatura	Vazão	Temperatura
		ton/h	°C	ton/h	°C
Efeito 1A	entrada	22,100	145,000	22,100	145,000
	produzido	21,362	122,126	21,387	121,823
Efeito 1B	entrada	61,300	143,000	61,300	143,000
	produzido	58,760	122,126	58,768	121,823
Efeito 1C	entrada	104,300	139,000	104,300	139,000
	produzido	88,201	122,126	85,985	121,823
Efeito 2A	entrada	84,162	122,126	92,724	121,823
	produzido	81,706	104,524	89,636	102,516
Efeito 2B	entrada	84,162	122,126	92,724	121,823
	produzido	70,371	104,524	76,419	102,516
Efeito 3	entrada	152,077	104,524	166,055	102,516
	produzido	149,996	92,510	169,879	89,438
Efeito 4	entrada	149,996	92,510	169,879	89,438
	produzido	148,286	81,738	172,254	77,529
Efeito 5	entrada	148,286	81,738	172,254	77,529
	produzido	139,862	72,160	159,690	66,657
Efeito 6	entrada	139,862	72,160	159,690	66,657
	produzido	188,498	64,058	226,640	57,583
Efeito 1D	entrada	Somente lavagem		30,000	143,000
	Produzido**			19,309	135,875

\*\* Vapor produzido a ser somado na entrada de vapor nos efeitos #2A e #2B

Observa-se nesses dados um aumento de 13% na capacidade evaporativa e produtiva da planta com as modificações no processo de evaporação. Verifica-se que a vazão de alimentação de licor negro diluído na planta de evaporação aumentou de 1184 ton/h para 1340 ton/h, mantendo a concentração no produto final, licor negro forte, de 68,7%. A vazão do licor negro forte produzido também aumentou de 270,7 ton/h para 306,1 ton/h. Verificam-se também poucas alterações nas temperaturas das correntes de licor negro, sendo que a temperatura do produto final para o caso I foi de 140,5 °C e para o caso III, 140,2 °C.

A Figura 7.17 mostra que a concentração em cada evaporador também não apresentou significativas alterações quando se modifica o processo de lavagem atual para o processo de lavagem e evaporação.

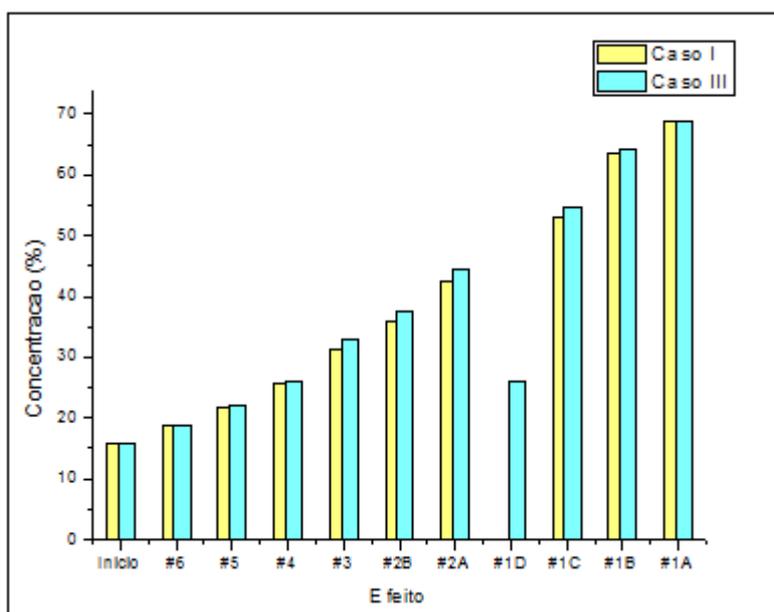


Figura 7.17: Concentrações de sólidos do licor negro calculados no caso I e caso III.

Nessa figura, observa-se a evaporação do licor negro diluído, uma vez que a concentração calculada na saída evaporador #1D foi de 32% TS a 140°C. Pode-se afirmar que a evaporação do licor negro nesse equipamento não afeta a operação de lavagem, pois a concentração de saída calculada desse equipamento foi menor que 35% TS.

A Figura 7.18 ilustra o ganho na capacidade produtiva de cada equipamento de evaporação.

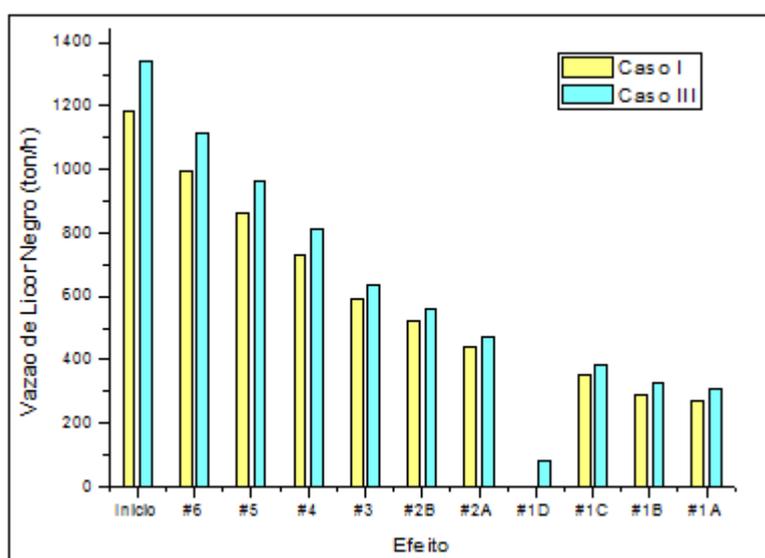


Figura 7.18: Vazões calculadas de licor negro no caso I e caso III.

O processo modificado possibilitou que uma maior quantidade de licor passe pelos evaporadores existentes sem alterações nas condições operacionais individuais e sem alterações mecânicas dos equipamentos.

A Figura 7.19 mostra que a quantidade de vapor gerado também aumenta.

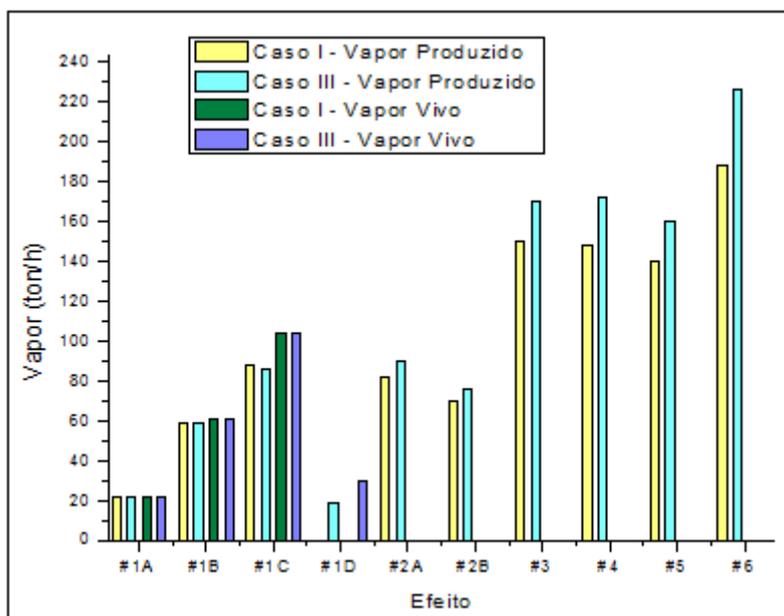


Figura 7.19: Vazões calculadas de vapor produzido no caso I e caso III.

A evaporação total calculada no caso I foi de 947 ton/h com economia de vapor de 5,05 (ton/ton) e capacidade específica de 80% para 187,4 ton/h de vapor vivo alimentado na unidade. No caso III, a evaporação total foi de 1080 ton/h. A economia de vapor e a capacidade específica mantiveram-se a 5 (ton/ton) e 80,6%, respectivamente. Isso ocorreu pois a vazão de vapor vivo alimenta na planta aumentou para 217,4 ton/h.

Contudo, resume-se que, através da modelagem fenomenológica desenvolvida com base nas propriedades físicas do licor negro, balanço de massa e energia; a modificação proposta no processo de lavagem do evaporador #1D por um processo sinérgico de lavagem e evaporação, resultou em um aumento de 13 % da capacidade produtiva e 14% na evaporação total da unidade, sem interferir na concentração final de 68,7 % TS do licor negro forte e mantendo a economia de vapor em torno de 5 (ton/ton) e capacidade específica em torno de 80%.

O fluxograma da Figura 7.20 ilustra os valores calculados para o caso III.

#### 7.4. Capacidade de Condensação de Vapor

No processo modificado, haverá uma maior vazão de alimentação de vapor nos efeitos #2A e #2B, uma vez que o vapor produzido no efeito #1D soma-se aos vapores produzidos por #1C, #1B e #1A. As vazões de vapor produzido nos efeitos #2A e #2B serão somadas para a alimentação do efeito #3. Sabendo que a vazão de vapor que alimenta cada evaporador será maior, foi necessário saber se os efeitos #3, #4, #5 e #6 estarão condensando todo esse vapor excedente. Caso não ocorra a condensação total de vapor, haverá a pressurização desses equipamentos, interferindo negativamente no processo de evaporação. Para diminuir a pressurização, haverá a necessidade de aumento de área de troca térmica para desenvolver a condensação total do vapor que alimenta o casco dos evaporadores.

Para determinar se a condensação está sendo total, a quantidade de calor fornecido pelo vapor alimentado deve ser igual a quantidade de calor trocado na superfície disponível de troca térmica. Além disso, o aumento no  $\Delta T$  deve ser aceitável.

Para o cálculo do calor fornecido ao evaporado #3, foi utilizada a Equação 6.50, ilustrada na seção 6.1. Primeiro foi determinado se há condensação total no caso I cujo processo atual de referencia foi modelado. Neste, a vazão de vapor total alimentado foi de 152,1 ton/h com entalpia do vapor saturado a 2683 kJ/kg e do condensado, liquido saturado, 440 kJ/kg. Calculando, temos que a quantidade de calor fornecido foi de  $3,4 \cdot 10^{11}$  J/h. Para o cálculo do calor trocado na superfície disponível para troca térmica no evaporado #3, foi utilizada a Equação 6.51, ilustrada na seção 6.1. Nesse equipamento, a área de troca térmica é de 7153 m<sup>2</sup>. O U calculado foi de 1604 W/(m<sup>2</sup>.K) e a diferença entre a temperatura do vapor alimentado e o licor de saída foi de 7,7°C. Com isso, determinou-se que a quantidade de calor trocado na superfície do efeito #3 foi de  $3,2 \cdot 10^{11}$  J/h.

Por fim, verificou-se se há condensação total do vapor no processo modificado, caso III, no qual há uma vazão maior de vapor sendo alimentado, porem com uma maior variação de temperatura entre o vapor alimentado e o licor negro produzido no efeito #3. Para o cálculo do calor fornecido ao evaporado #3, foi utilizada a Equação 6.50, ilustrada na seção 6.1. Neste, a vazão de vapor total alimentado foi de 166 ton/h com entalpia do vapor saturado a 2683 kJ/kg e do condensado, liquido saturado, 440



kJ/kg. Calculando, temos que a quantidade de calor fornecido foi de  $3,7 \cdot 10^{11}$  J/h. Para o cálculo do calor trocado na superfície disponível para troca térmica no evaporado #3, foi utilizada a Equação 6.51, ilustrada na seção 6.1. A área de troca térmica não se alterou, no entanto, o U calculado foi de  $1589 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$  e a diferença entre a temperatura do vapor alimentado e o licor de saída foi de  $8,6^\circ\text{C}$ . Com isso, determinou-se que a quantidade de calor trocado na superfície do efeito #3 foi de  $3,77 \cdot 10^{11}$  J/h.

Como a vazão de vapor aumenta no casco desses equipamentos, conseqüentemente há um aumento de temperatura e pressão do vapor no casco. Esse aumento de temperatura impacta no  $\Delta T$  do equipamento. No caso I, o  $\Delta T$  do efeito #2A foi de  $10,8^\circ\text{C}$  enquanto que no caso III, foi de  $11,9^\circ\text{C}$ . Esse aumento de  $1,2^\circ\text{C}$  é aceitável pela evaporação pois em todo o projeto de evaporação trabalha-se com folga no  $\Delta T_{\text{GLOBAL}}$ . Se o aumento no  $\Delta T$  for consideravelmente alto, ultrapassando o  $\Delta T_{\text{GLOBAL}}$  mais a folga, haverá pressurização dos equipamentos prejudicando a evaporação. Assim, determina-se que não haverá pressurização desse vaso, pois a quantidade de calor trocado foi igual a quantidade de calor fornecido e o aumento de  $\Delta T$  é aceitável. Se não há pressurização do efeito #3, no processo modificado também não haverá efeito “cascata” de pressurização dos efeitos seguintes e, portanto, conclui-se a área de troca térmica atual dos equipamentos foi suficiente para desenvolver a condensação total do vapor de aquecimento, sem necessidade de incremento de área.

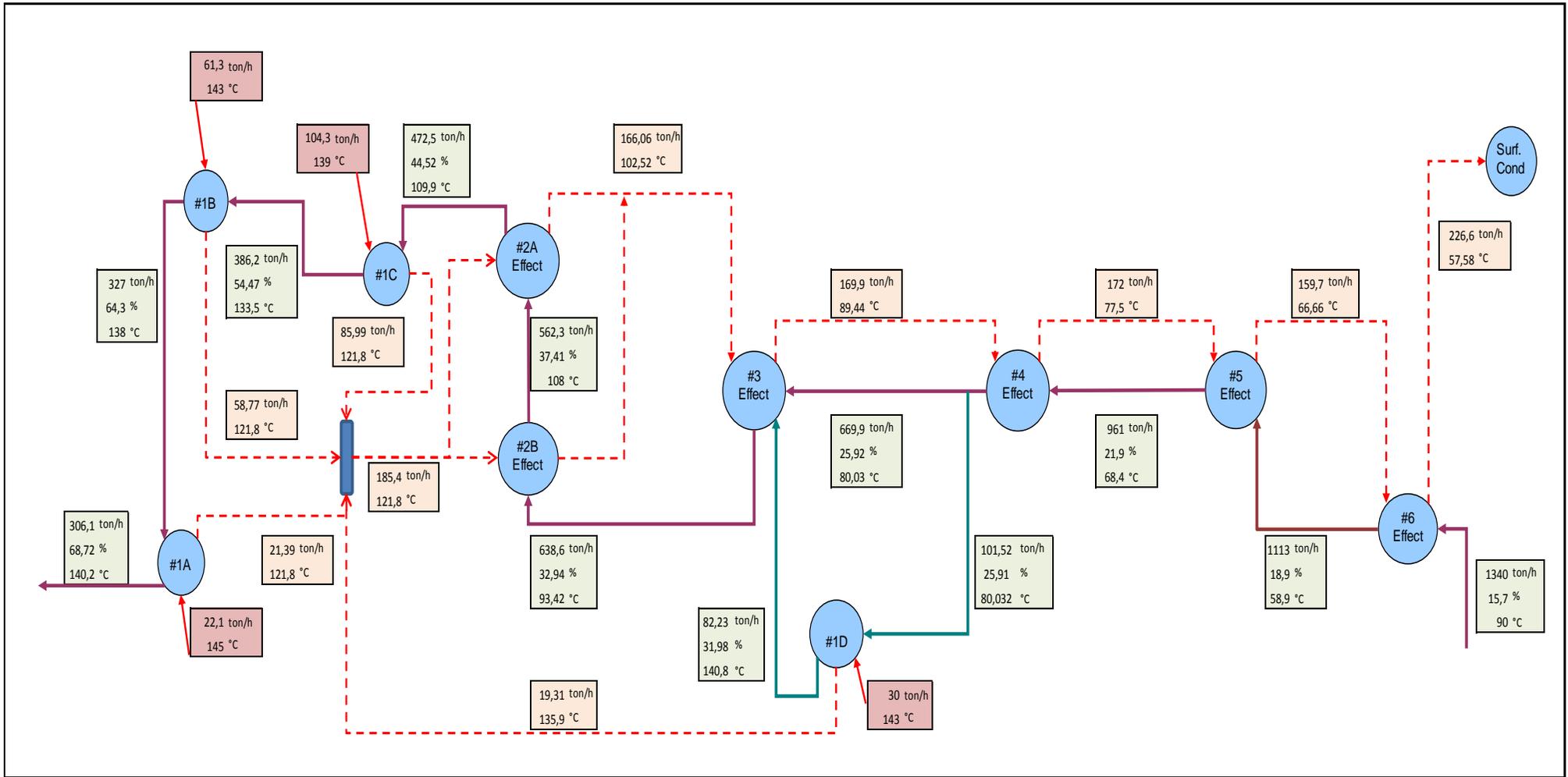


Figura 7.20: Fluxograma de processo da planta de evaporação modificada com as condições de corrente calculada.

## 8. CONCLUSÃO

A modelagem matemática para a evaporação de múltiplo efeito da indústria de papel e celulose brasileira de referência foi realizada com base em balanços de massa, balanço de energia e através do cálculo das propriedades físicas e termodinâmicas do licor negro e vapor de aquecimento. As equações permitiram calcular a concentração de sólidos do licor negro, vazões de entrada e saída de licor negro e vapor em cada estágio, assim como, análise do perfil de temperatura, variação de temperatura efetiva, pressão na câmara de evaporação, massa específica, viscosidade, capacidade calorífica, entalpia, coeficiente de convecção e condução do licor negro, entalpia do vapor e coeficiente global de transferência de calor.

Inicialmente desenvolveu-se a modelagem do sistema de evaporação atual e observou-se que para manter a concentração de aproximadamente 68% TS do produto final, licor negro forte, foi necessário aumentar a vazão de vapor vivo em 7% no efeito #1A, em 6,8% no efeito #1B e em 3% no efeito #1C. Esse incremento repõe a quantidade de energia remanescente nas correntes de condensado desconsideradas no cálculo, porém aproveitadas na planta de referência.

A modificação na operação de lavagem por um processo simultâneo de lavagem e evaporação do corpo evaporador do primeiro efeito apresentou um aumento da capacidade produtiva da unidade de 13%. A planta existente atingiu esse máximo na capacidade produtiva, pois com a modificação, toda área de troca térmica disponível no primeiro efeito foi utilizada, diferente do processo atual que utiliza apenas  $\frac{3}{4}$  da área total.

A vazão de vapor vivo alimentada na planta foi aumentada, porém aumentou-se a evaporação total e a vazão de licor negro processado na planta, mantendo constante a economia de vapor, a capacidade específica e a eficiência da lavagem desse evaporador. O condensado do vapor gerado no sexto efeito é tratado dentro da unidade, para remoção de contaminantes arrastados, e retorna para a cadeira de recuperação para absorver o calor gerado na queima do licor negro e se transformar, novamente, em vapor vivo. Com a modificação proposta no processo de evaporação, observou-se um aumento da taxa de evaporação, que por sua vez, indica um aumento na quantidade de condensado. Como a caldeira de recuperação irá operar com uma carga maior de licor negro forte, haverá uma maior liberação de calor e, portanto, a necessidade de uma maior vazão de água condensada para absorver esse calor e produzir vapor vivo para alimentar a própria planta de evaporação, outros sistemas de



processamento da unidade de papel e celulose que necessita de vapor ou para produção de energia elétrica. Esse aumento na produção de vapor vivo na caldeira compensa os gastos envolvidos com maior consumo de combustível utilizado na caldeira de recuperação para queimar o licor negro excedente.

Além disso, a planta processando uma maior quantidade de licor por unidade de tempo resulta em um menor tempo de espera do licor diluído em tanques atmosféricos. Logo, com a aplicação desse processo modificado em projetos futuro, o volume dos tanques de licor diluído pode ser menor, diminuindo a quantidade de material utilizado.

Verificou-se também que mesmo com maiores vazão de vapor produzido entre os efeitos #2A e #6, não haverá pressurização dos evaporadores, pois ocorrerá condensação total do vapor usado com fonte de aquecimento nos cascos dos evaporadores #3 em diante.

A simulação do processo de evaporação no software Aspen Hysys proposta no projeto desse trabalho não foi possível, pois o cronograma previsto no projeto reduziu-se em virtude da data de entrega da monografia atribuída pelos responsáveis do trabalho de conclusão de curso II.



## 9. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUTOS

A modelagem e a modificação no processo atual proposta nesse trabalho apresentou bons resultados, no entanto, é de grande interesse estudos que levam em conta a dinâmica do processo, com relação à variação de pressão nos efeitos, a capacidade de condensação de cada evaporador, como também o coeficiente global de troca térmica.

Considerando que os resultados obtidos através da modelagem nesse trabalho foram atraentes e visando a implementação do sistema modificado na planta evaporativa atual de licor negro da indústria de papel e celulose, sugerem-se as seguintes abordagens em trabalhos futuros:

- Estudo detalhadamente o coeficiente global de transferência de calor no evaporador que opera no modo lavagem e evaporação;
- Verificar se o processo de lavagem com evaporação manteve a eficiência de limpeza dos tubos de troca térmica.
- Simular o sistema proposto em software de Engenharia, como Aspen Hysys.
- Considerar equipamentos entre efeitos evaporadores existentes na planta de evaporação de referência no balanço do processo, aumentando a complexidade e aproximando da situação real.



## 10.REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

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

ANDREUCETTI, M.T. Caracterização do Licor Negro de Eucalipto na Etapa de Evaporação e Correlação de Suas Propriedades. Dissertação (Mestrado) – UNICAMP, Universidade Estadual de Campinas – Faculdade de Engenharia Química. Campinas, SP. (2010)

ANDREUCETTI, M.T.; LEITE, B.S.; D'ANGELO, J.V.H.; Eucalyptus Black Liquor – Density, Viscosity, Solids and Sodium Sulfate Contents Revisited. O Papel, v. 72, num. 12, pp. 52-57, Dezembro 2011.

ASIRI, M. H. M. King Saud University (2007). Disponível em: <<http://faculty.ksu.edu.sa/Assiry/Pictures%20Library/Forms/DispForm.aspx?ID=4>>. Acessado em 18/10/2011.

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

AVELAR, G. A.; OLIVEIRA, E. D.; PARK, S. W.; CARDOSO, M.. Overall Heat Transfer Coefficients in a Kraft Black Liquor Industrial Evaporation Unit Part II – Predictive Correlations. Appita Journal, v. 60, p. 327-333, 2007 (a).

BHARGAVA, R. 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.

BRACELPA, Associação Brasileira de Celulose e Papel (2012), Dados do Stetor. Disponível em: <<http://www.bracelpa.org.br/bra/estatisticas/pdf/booklet/booklet.pdf>>. Acessado em 12/04/12.



BITTENCOURT, E. Parâmetros de Otimização no Processo de Fabricação de Celulose e Papel. Dissertação (Mestrado) – UFPR, Universidade Federal do Paraná, Curitiba, PR. (2004).

BONIFACE, A.. “Introduction and principals of chemical recovery”. In: Green, R. P., Hough, G., Chemical Recovery in The Alkaline Pulping Processes, 3a ed., chapter 1, TAPPI Press, Atlanta, USA. (1992).

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

CAMPOS, S.; Modelagem Matemática e Análise do Coeficiente Global de Transferência de Calor para o Processo de Concentração Do Licor Negro de Eucalipto em Sistema de Evaporadores de Múltiplo Efeito. Dissertação (Mestrado) - Unileste, Centro Universitário do Leste de Minas Gerais, Coronel Fabriciano, MG. (2009).

CARRIER, M.; LOPPINET-SERANI, A.; DENUX, D.; LASNIER, J-M.; HAM-PICHAVENT, F.; CANSELL, F.; AYMONIER, C. Thermogravimetric analysis as a new method to determine lignocellulosic composition of biomass. *Biomass and Energy*, vol. 35, issue 1, January 2011, pp. 298-307.

CARDOSO, M.; OLIVEIRA, E. D.; PASSOS, M. L. Chemical composition and physical properties of black liquors and their effects on liquor recovery operation in Brazilian pulp mills. *Fuel*, vol. 88, issue 4, April 2009, p. 756-763.

CARDOSO, M.; OLIVEIRA, E. D.; COSTA, G. A. A.; PASSOS, M. L. Chemical process simulation for minimizing energy consumption in pulp mills. *Applied Energy*, vol. 86, p. 45-51. (2009).

CARREIRO, M. R. de M. Análise Energética e Ambiental do Processamento de Licor Negro Gerado em Fábrica de Celulose e Papel. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Itajubá, Instituto de Engenharia Mecânica. (2009).

CHAKAR, F.S.; RAGAUSKAS, A.J. Review of current and future softwood kraft lignin process chemistry. *Industrial Crops and Products*, vol. 20, issue 2, September 2004, pp. 131-141.

CLAYTON, D.; EASTY, D.; EINSPAHR, D.; LONSKY, W.; MALCOLM, E.; SHROEDER, L.; McDONOUGH, T.; THOMPSON, N. Part one: Chemistry of Alkaline



Pulping – Pulp and Paper Manufacture – Volume 5: Alkaline Pulping. Published by Technical Section Canadian Pulp & Paper Association. 3<sup>rd</sup> ed. (1983).

COSTA, A.O.S. 141f. Alternativas para o controle de um sistema de evaporadores de múltiplo efeito. Dissertação (Mestrado) – Programa de Engenharia Química do Instituto Alberto Luis Coimbra de Pós-Graduação e Pesquisa em Engenharia – UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, 2000

FREDERICK, W. J. JR. Black Liquor Properties, Chapter 3 of Kraft Recovery Boilers. Adams, T. N., Ed., TAPPI Press, Atlanta, p.59-99. (1997)

GRACE, T. M.; MALCOLM, E. W. Pulp and Paper Manufacture – Volume 5: Alkaline Pulping. Published by Technical Section Canadian Pulp & Paper Association. 3<sup>rd</sup> ed. (1983).

GRÄNFORS, A.; NILSSON, B.. Modelling of Single Evaporators. Engineering Company. 1997.

GREEN, R. P.; HOUGH, R. Chemical recovery in the alkaline pulping processes. 3. ed. Atlanta: TAPPI Press. (1992).

GULLICHSEN, J. e FOGELHOLM, C.J. Chemical Pulping (Book6B). Papermaking Science and Technology. Fapet Oy, Helsinki, Finland. (1999).

GULLICHSEN, J; FOGELHOLM, C. J. Papermaking Science and Technology Book 6: Chemical Pulping. Fapet Oy, Helsinki, Finland. (2000).

INCROPERA, F.P. e WITT, D.P., “Fundamentos de transferência de Calor e Massa – 3ª edição”, Guanabara Koogan, Rio de Janeiro, 1992

JAISHREE, V. Optimization of a Multiple Effect Evaporator System. Thesis. Department of Chemical Engineering National Institute of Technology, India. (2010).

JOYCE, D. D., LAMBERT, R. N., KOKO, F.W., Design Calculations for Multiple – Effect Evaporators. 1. Linear Method, American Chemical Society, 5, p110-104, 1987.

LEITE, B. S.; CARDOSO, M.; ALMEIDA, G. M.. Analysis of Washing Cycle in Black Liquor Evaporation Stages in a Kraft Mill Process. In: IV Congreso Iberoamericano de Investigación en Celulosa y Papel (CIADICYP), Guadalajara, México. (2008).



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

MINTON, P. E., “Handbook of Evaporation Technology – 1ª edição”, Noyes Publications, New Jersey – USA, 1986.

MORKFIENSKI, A. Associação Brasileira Técnica de Celulose e Papel. (2005).

OLSSON, M. R. e BERNTSSON, T. A Tool for Simulating Energy-Efficient Evaporation Using Excess Heat in Kraft Pulp Mills. Heat and Power Technology, Chalmers University Technology, Goteborg, Sweden. (2007).

PERRY, H. R., CHILTON, C. H., Perry’s Chemical Engineers’s Handbook, 8ª ed., McGraw- Hill. (2008).

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, p.559. (1988).

QUINTILIANO, J.F; COLMAN,V.; MARQUES, R.G.; LAROSZ,K.C, H. R.. Caracterização do licor negro. In: XIII Encontro de Química da Região Sul (13-SBQSul) – Faculdade de Telêmaco Borba, Telêmaco Borba, PR. (2008).

RIBEIRO, R. N. Utilização de redes neurais artificiais e tecnologia FT-NIR para predição do número KAPPA em um processo Kraft de cozimento de madeira em indústria de celulose. 2007. 144 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Industrial) – Centro Universitário do Leste de Minas Gerais UNILESTE-MG, Coronel Fabriciano, MG, 2007.

ROSIER, M. A.. Model to predict the precipitation of burkeite in the multiple-effect evaporator and techniques for controlling scaling. TAPPI J. 80 (4) 203–209, 1997.

SCHNABEL, G.: VDI – Wärmetatlos, Section Md: Wärmeübertragung an Senkrechten Berieselten Flächen, 4ª ed. Düsseldorf: VDI – Verlag GmbH, German. (1984).

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

SHREVE, R. NORRIS.; BRINK, J. A. Jr., “Indústria de Processos Químicos – 4ª edição” ., capítulo 33, Guanabara Dois, Rio de Janeiro, 1980.



THOMPSON, R.; ULOTH, V.; WONG, P. Black Liquor Characterization – Initial Studies. *International Chemical Recovery Conference*, p. 631-642, 2007.

TORNIAINEN, J. Chemical and Physical Analysis of Black Liquors. *International Chemical Recovery Conference*, p. 495-498, 2007.

VENKATESH, V.; NGUYEN, X.N., “Evaporation and Concentration of Black Liquor”. In: Green, R.P., Hough, G., *Chemical Recovery in the Alkaline Pulping Process*, 3<sup>a</sup> ed., Chapter 2, TAPPI Press, Atlanta, USA. (1992).



## **11. ANEXO I**

MEMORIAL DE CÁLCULO – Caso I, Caso II e Caso III

FLUXOGRAMAS

**Modelagem - Cálculo Iterativo**  
**BALANÇO MÁSSICO E ENERGÉTICO**  
**Sistema de Múltiplos Efeitos de Evaporação do Licor Negro**

**CASO I - MODELAGEM DO PROCESSO DE ATUAL**

Licor Negro - Produto		
Lf	270,734	ton/h
Sf	68,661	%
Cpf	2,963	kJ/(kg.°C)
ξLNf	416,424	kJ/kg
TLNf	140,536	°C

Condições de Alimentação do Licor		
Vazão	<b>1184,000</b>	ton/h
Concentração	<b>15,700</b>	m/m%
Temperatura	<b>90,000</b>	°C

Vapor Vivo Disponível		
Vazão	<b>187,300</b>	ton/h
Pressão	<b>432,000</b>	kPa.a
Temperatura	<b>150,000</b>	°C

Sumário e Parâmetros		
Vazão do Produto	<b>270,734</b>	ton/h
Concentração do Produto	<b>68,661</b>	%
Evaporação Total	<b>947,040</b>	ton/h
Capacidade Produtiva	<b>947,040</b>	ton/h
Economia de Vapor	<b>5,050</b>	
Consumo de Vapor	<b>187,300</b>	ton/h
Capacidade Específica	<b>80,000</b>	%

Vapor Vivo		
V vv 1A	22,100	ton/h
H vv 1A	2740,300	kJ/kg
T vv 1A	145,000	°C
P vv 1A	411,000	kPa
Condensado - (Lado Casco)		
C 1A	22,100	ton/h
hc 1A	610,610	kJ/kg

**Efeito #1A**

Iteração	Concentração de Saída do Licor Negro	Calor específico do Licor Negro na Saída	Aumento do Ponto de Ebulição no Efeito #1A	Condutividade Térmica do Licor Negro na Saída	Viscosidade do Licor Negro na Saída	Massa Específica do Licor Negro na Saída	Coefficiente de Convecção do Licor Negro	Vazão de Vapor Produzido no Efeito #1A	Vazão de Saída do Licor Negro	Concentração de Saída do Licor Negro	Erro da Iteração	Coefficiente Global de Transferência de Calor	Varição de Temperatura no evaporador
i	m/m	kJ/(kg.°C)	°C	W/(m.K)	cP	kg/m <sup>3</sup>	W/(m <sup>2</sup> .K)	ton/h	ton/h	m/m	S1Ai+1 - S1Ai	W/(m <sup>2</sup> .K)	°C
	S11Ai	Cp1Ai	BPR1Ai	K1Ai	u1Ai	p1Ai	hLN1A i	V1Ai	L1Ai	S1Ai+1		U1A	ΔT = Tvv1A - Tv1
0,000	0,900	2,498	29,105	0,712	43928,468	1540,043	309,430	28,879	263,218	0,706	0,194	262,978	22,874
1,000	0,706	2,963	18,410	0,690	66,167	1423,772	4107,859	21,362	270,734	0,687	0,020	1228,060	

Licor Negro		
L1B	292,096	ton/h
S1B	0,636	m/m
Cp1B	3,067	kJ/(kg.°C)
ξLN1B	422,738	kJ/kg
TLN1B	137,815	°C
Q1A	4,500	GPM/tube
r1a	7,639	m/s

Evaporador Efeito #1A		
A1A	5017,000	m2
U1A	1228,060	
P1A	198,000	kPa
Dint1A	50,800	mm
Dext1A	53,280	mm
Delta T1A	4,464	°C
Ktubo	16,200	W/(m.K)
Numero de tubo	2358,000	-

Vapor Vivo		
Vvv1B	61,300	ton/h
Hvv1B	2738,000	kJ/kg
Tvv1B	143,000	°C
Pvv1B	395,000	kPa
Condensado - (Lado Casco)		
C1B	61,300	ton/h
hc1B	605,000	kJ/kg

Efeito #1B													
Iteração	Concentração de Salda do Licor Negro	Calor específico do Licor Negro na Salda	Aumento do Ponto de Ebulição no Efeito #1B	Condutividade Térmica do Licor Negro na Salda	Viscosidade do Licor Negro na Salda	Massa Específica do Licor Negro na Salda	Coefficiente de Convecção do Licor Negro	Vazão de Vapor Produzido no Efeito #1B	Vazão de Salda do Licor Negro	Concentração de Salda do Licor Negro	Erro da iteração	Coefficiente Global de Transferência de Calor	Varição de Temperatura no evaporador
i	m/m	kJ/(kg.°C)	°C	W/(m.K)	cP	kg/m3	W/(m2.K)	ton/h	ton/h	m/m	Erro=(S1Bi+1 - S1Bi)	W/(m2.K)	°C
	S1Bi	Cp1Bi	BPR1Bi	K1Bi	u1Bi	p1Bi	hLN1B i	V1Bi	L1Bi	S1Bi+1		U1B	ΔT = Tvv1B- Tv1
0,000	0,800	2,765	23,272	0,702	1013,000	1480,178	1373,293	64,004	286,853	0,648	0,152	770,256	20,874
1,000	0,648	3,067	15,689	0,685	19,006	1388,994	6574,016	58,760	292,096	0,636	0,012	1384,645	

Licor Negro (do #1C p/ #1B)		
L1C	350,856	ton/h
S1C	0,530	m/m
Cp1C	3,244	kJ/(kg.°C)
ξLN1c	432,461	kJ/kg
TLN1C	133,291	°C
Q1B	4,000	GPM/tube
r1b	7,470	m/s

Evaporador Efeito #1B		
A1B	5017,000	m2
U1B	1384,645	
P1B	198,000	kPa
Dint1B	50,800	mm
Dext1B	53,280	mm
Delta T1B	5,185	°C
Ktubo	16,200	W/(m.K)
Numero de tubo	2358,000	-

Vapor Vivo		
Vvv1C	104,300	ton/h
Hvv1C	2732,000	kJ/kg
Tvv1C	139,000	°C
Pvv1C	352,000	kPa
Condensado - (Lado Casco)		
C1C	104,300	ton/h
Hc1c	582,000	kJ/kg

### Efeito #1C

Iteração	Concentração de Saída do Licor Negro	Calor específico do Licor Negro na Saída	Aumento do Ponto de Ebulição no Efeito #1C	Condutividade Térmica do Licor Negro na Saída	Viscosidade do Licor Negro na Saída	Massa Específica do Licor Negro na Saída	Coefficiente de Licor Negro	Vazão de Vapor Produzido no Efeito #1C	Vazão de Saída do Licor Negro	Concentração de Saída do Licor Negro	Erro=(S1Ci+1 - S1Ci)	W/(m2.K)	°C
i	m/m	kJ/(kg.°C)	°C	W/(m.K)	cP	kg/m3	W/(m2.K)	ton/h	ton/h	m/m		U1C	°C
	S1Ci	Cp1Ci	BPR1Ci	K1Ci	u1Ci	p1Ci	hLN1C i	V1Ci	L1Ci	S1Ci+1			$\Delta T = Tv1C - Tv1$
0,000	0,700	2,973	18,109	0,693	66,744	1420,402	4026,732	93,699	345,358	0,538	0,162	1227,679	16,874
1,000	0,538	3,244	11,164	0,674	3,435	1323,350	12695,102	88,201	350,856	0,530	0,008	1550,447	

Licor Negro (do #2A para #1C)		
L2A	439,057	ton/h
S2A	0,423	m/m
Cp2A	3,398	kJ/(kg.°C)
Eln2a	378,444	kJ/kg
TLN2A	111,364	°C
Q1C	4,000	GPM/tube
r1C	7,470	m/s

Evaporador Efeito #1C		
A1C	5017,000	m2
U1C	1550,447	
P1C	0,000	kPa
Dint1C	50,800	mm
Dext1C	53,280	mm
Delta T1C	5,709	°C
Ktubo	16,200	W/(m.K)
Numero de tubo	2358,000	-

Condensado do #2A		
C2A	84,162	ton/h
hc2A	503,000	kJ/kg

Vaso de Vapor Secundário (#1A #1B #1C para #2)		
V1	168,323	ton/h
H1	2706,000	kJ/kg
Tv1	122,126	°C
Pv1	198,000	kPa

Vapor #1 Produzido (para #2A)		
V1 / 2	84,162	ton/h
H1	2706,000	kJ/kg
Tv1	122,126	°C
Pv1	198,000	kPa

### Efeito #2A

Iteração	Concentração de Saída do Licor Negro	Calor específico do Licor Negro na Saída	Aumento do Ponto de Ebulição no Efeito #2A	Condutividade Térmica do Licor Negro na Saída	Viscosidade do Licor Negro na Saída	Massa Específica do Licor Negro na Saída	Coefficiente de Licor Negro	Vazão de Vapor Produzido no Efeito #2A	Vazão de Saída do Licor Negro	Concentração de Saída do Licor Negro	Erro=(S2Ai+1 - S2Ai)	W/(m2.K)	°C
i	m/m	kJ/(kg.°C)	°C	W/(m.K)	cP	kg/m3	W/(m2.K)	ton/h	ton/h	m/m		U2A	°C
	S2Ai	Cp2Ai	BPR2Ai	K2Ai	u2Ai	p2Ai	hLN2A i	V2Ai	L2Ai	S2Ai+1			$\Delta T = Tv1 - Tv2$
0,000	0,700	2,967	16,420	0,702	117,681	1421,487	3234,887	90,664	430,100	0,432	0,268	1157,946	17,602
1,000	0,432	3,398	6,840	0,667	1,969	1260,806	15449,142	81,706	439,057	0,423	0,009	1614,995	

Licor Negro (#2B para #2A)		
L2B	520,764	ton/h
S2B	0,357	m/m
Cp2B	3,502	kJ/(kg.°C)
ξLN 2b	383,991	kJ/kg
TLN 2B	109,651	°C
Q2A	4,000	GPM/tube
r 2A	7,470	m/s

Evaporador Efeito #2A		
A2A	5017,000	m2
U2A	1614,995	
P2A	120,800	kPa
Dint2A	50,800	mm
Dext2A	53,280	mm
Delta T2A	10,762	°C
Ktubo	16,200	W/(m.K)
Numero de tubo	2358,000	-

Vapor #1 Produzido (para #2B)		
V1 / 2	84,162	ton/h
H1	2706,000	kJ/kg
Tv1	122,126	°C
Pv1	198,000	kPa

Condensado do #2B		
C2B	84,162	ton/h
hc2B	503,000	kJ/kg

Efeito #2B													
Iteração	Concentração de Saída do Licor Negro	Calor específico do Licor Negro na Saída	Aumento do Ponto de Ebulição no Efeito #2B	Condutividade Térmica do Licor Negro na Saída	Viscosidade do Licor Negro na Saída	Massa Específica do Licor Negro na Saída	Coefficiente de Licor Negro	Vazão de Convecção do Efeito #2B	Vazão de Vapor Produzido no Negro	Concentração de Saída do Licor Negro	Erro da iteração	Coefficiente Global de Transferência de Calor	Varição de Temperatura no evaporador
i	m/m	kJ/(kg.°C)	°C	W/(m.K)	cP	kg/m3	W/(m2.K)	ton/h	ton/h	m/m	Erro=(S2Bi+1 - S2Bi)	W/(m2.K)	°C
	S2Bi	Cp2Bi	BPR2Bi	K2Bi	u2Bi	p2Bi	hLN2B i	V2Bi	L2Bi	S2Bi+1		U2B	ΔT = Tv1 - Tv2
0,000	0,700	2,967	16,420	0,703	123,704	1421,572	3172,879	83,331	507,803	0,366	0,334	1149,901	17,602
1,000	0,366	3,502	5,127	0,658	1,142	1221,210	18808,482	70,371	520,764	0,357	0,009	1645,722	

Licor Negro (#3 para #2B)		
L3	591,134	ton/h
S3	0,314	m/m
Cp3	3,574	kJ/(kg.°C)
ξLN3	344,026	kJ/kg
TLN3	96,270	°C
Q2	4,000	GPM/tube
r2	7,470	m/s

Evaporador Efeito #2B		
A2B	5017,000	m2
U2B	1645,722	
P2B	120,800	kPa
Dint2B	50,800	mm
Dext2B	53,280	mm
Delta T2B	12,475	°C
Ktubo	16,200	W/(m.K)
Numero de tubo	2358,000	-

Vapor Produzido (2A+2B para #3)		
V2(a+b)	152,077	ton/h
H2	2683,000	kJ/kg
Tv2	104,524	°C
Pv2	120,800	kPa

Condensado - (Lado Casco)		
C3	152,077	ton/h
h3	440,000	kJ/kg

**Efeito #3**

Iteração	Concentração de Saída do Licor Negro	Calor específico do Licor Negro na Saída	Aumento do Ponto de Ebulição no Efeito #3	Conductividade Térmica do Licor Negro na Saída	Viscosidade do Licor Negro na Saída	Massa Específica do Licor Negro na Saída	Coefficiente de Convecção do Licor Negro	Vazão de Vapor Produzido no Efeito #3	Vazão de Saída do Licor Negro	Concentração de Saída do Licor Negro	Erro da iteração	Coefficiente Global de Transferência de Calor	Varição de Temperatura no evaporador
i	m/m	kJ/(kg.°C)	°C	W/(m.K)	cP	kg/m3	W/(m2.K)	ton/h	ton/h	m/m	Erro=(S3i+1 - S3i)	W/(m2.K)	°C
	S3i	Cp3i	BPR3i	K3i	u3i	p3i	hLN3 i	V3i	L3i	S3i+1		U3	ΔT = Tv2 - Tv3
0,000	0,500	3,289	8,241	0,680	7,379	1302,235	6410,681	143,274	584,221	0,318	0,182	1424,566	12,014
1,000	0,318	3,574	3,760	0,655	1,094	1193,143	12959,267	136,360	591,134	0,314	0,004	1604,767	

Licor Negro (#4 para #3)		
L4	727,494	ton/h
S4	0,256	m/m
Cp4	3,671	kJ/(kg.°C)
ξLN4	309,245	kJ/kg
TLN4	84,241	°C
Q3	2,500	GPM/tube
r3	4,669	m/s

Evaporador Efeito #3		
A3	7153,000	m2
U3	1604,767	
P3	77,000	kPa
Dint3	50,800	mm
Dext3	53,280	mm
Delta T3	8,254	°C
Ktubo	16,200	W/(m.K)
Numero de tubo	3682,000	-

Vapor Produzido (p/ #4)		
V3	149,996	ton/h
H3	2660,000	kJ/kg
Tv3	92,510	°C
Pv3	77,000	kPa

Condensado - (Lado Casco)		
C4	149,996	ton/h
h4	376,000	kJ/kg

**Efeito #4**

Iteração	Concentração de Saída do Licor Negro	Calor específico do Licor Negro na Saída	Aumento do Ponto de Ebulição no Efeito #4	Conductividade Térmica do Licor Negro na Saída	Viscosidade do Licor Negro na Saída	Massa Específica do Licor Negro na Saída	Coefficiente de Convecção do Licor Negro	Vazão de Vapor Produzido no Efeito #4	Vazão de Saída do Licor Negro	Concentração de Saída do Licor Negro	Erro da iteração	Coefficiente Global de Transferência de Calor	Varição de Temperatura no evaporador
i	m/m	kJ/(kg.°C)	°C	W/(m.K)	cP	kg/m3	W/(m2.K)	ton/h	ton/h	m/m	Erro=(S4i+1 - S4i)	W/(m2.K)	°C
	S4i	Cp4i	BPR4i	K4i	u4i	p4i	hLN4 i	V4i	L4i	S4i+1		U4	ΔT = Tv3 - Tv4
0,000	0,500	3,284	7,683	0,684	12,423	1302,830	4536,626	144,827	717,473	0,259	0,241	1319,239	10,771
1,000	0,259	3,671	2,503	0,648	0,906	1158,282	11917,544	134,805	727,494	0,256	0,004	1609,025	

Licor Negro (#5 para #4)		
L5	862,300	ton/h
S5	0,216	m/m
Cp5	3,743	kJ/(kg.°C)
ξLN5	276,788	kJ/kg
TLN5	73,939	°C
Q4	2,000	GPM/tube
r4	3,735	m/s

Evaporador Efeito #4		
A4	7153,000	m2
U4	1609,025	
P4	47,400	kPa
Dint4	50,800	mm
Dext4	53,280	mm
Delta T4	8,268	°C
Ktubo	16,200	W/(m.K)
Numero de tubo	3682,000	-

Vapor Produzido (p/ #5)		
V4	148,286	ton/h
H4	2643,000	kJ/kg
Tv4	81,738	°C
Pv4	47,400	kPa

Condensado - (Lado Casco)		
C5	148,286	ton/h
h5	334,000	kJ/kg

### Efeito #5

Iteração	Concentração de Saída do Licor Negro	Calor específico do Licor Negro na Saída	Aumento do Ponto de Ebulição no Efeito #5	Condutividade Térmica do Licor Negro na Saída	Viscosidade do Licor Negro na Saída	Massa Específica do Licor Negro na Saída	Coefficiente de Convecção do Licor Negro	Vazão de Vapor Produzido no Efeito #5	Vazão de Saída do Licor Negro	Concentração de Saída do Licor Negro	Erro=(S5i+1 - S5i)	Coeficiente Global de Transferência de Calor	Varição de Temperatura no evaporador
i	m/m	kJ/(kg.°C)	°C	W/(m.K)	cP	kg/m3	W/(m2.K)	ton/h	ton/h	m/m	Erro=(S5i+1 - S5i)	W/(m2.K)	°C
	S5i	Cp5i	BPR5i	K5i	u5i	p5i	hLN5 i	V5i	L5i	S5i+1		U5	ΔT = Tv4 - Tv5
0,000	0,400	3,428	4,845	0,672	5,322	1243,340	5941,824	141,655	853,847	0,218	0,182	1426,714	9,578
1,000	0,218	3,743	1,779	0,644	0,809	1133,964	11840,578	133,202	862,300	0,216	0,002	1620,567	

Licor Negro (#6 para #5)		
L6	995,502	ton/h
S6	0,187	m/m
Cp6	3,798	kJ/(kg.°C)
ξLN6	248,387	kJ/kg
TLN6	65,396	°C
Q5	2,000	GPM/tube
r5	3,735	m/s

Evaporador Efeito #5		
A5	7525,000	m2
U5	1620,567	
P5	32,000	kPa
Dint5	50,800	mm
Dext5	53,280	mm
Delta T5	7,799	°C
Ktubo	16,200	W/(m.K)
Numero de tubo	3873,000	-

Vapor Produzido (#5 para #6)		
V5	139,862	ton/h
H5	2635,000	kJ/kg
Tv5	72,160	°C
Pv5	32,000	kPa

Condensado - (Lado Casco)		
C6	139,862	ton/h
h6	313,000	kJ/kg

**Efeito #6**

Iteração	Concentração de Saída do Licor Negro	Calor específico do Licor Negro na Saída	Aumento do Ponto de Ebulição no Efeito #6	Condutividade Térmica do Licor Negro na Saída	Viscosidade do Licor Negro na Saída	Massa Específica do Licor Negro na Saída	Coefficiente de Convecção do Licor Negro	Vazão de Vapor Produzido no Efeito #6	Vazão de Saída do Licor Negro	Concentração de Saída do Licor Negro	Erro da Iteração	Coefficiente Global de Transferência de Calor	Varição de Temperatura no evaporador
i	m/m	kJ/(kg.°C)	°C	W/(m.K)	cP	kg/m3	W/(m2.K)	ton/h	ton/h	m/m	Erro=(S6i+1 - S6i)	W/(m2.K)	°C
	S6i	Cp6i	BPR6i	K6i	u6i	p6i	hLN6 i	V6i	L6i	S6i+1		U6	ΔT = Tv5 - Tv6
0,000	0,300	3,586	2,800	0,658	2,206	1183,763	8171,045	194,347	989,653	0,188	0,112	1532,677	8,102
1,000	0,188	3,799	1,338	0,640	0,752	1116,462	12067,320	188,498	995,502	0,187	0,001	1631,486	

Licor Negro - Alimentação		
Le	1184,000	ton/h
Se	0,157	m/m
Cp	3,874	kJ/(kg.°C)
ξLNe	348,646	kJ/kg
TLNe	90,000	°C
QC6	2,000	GPM/tube
r6	3,735	m/s

Evaporador Efeito #6		
A6	8175,000	m2
U6	1631,486	
P6	25,000	kPa
Dint6	50,800	mm
Dext6	53,280	mm
Delta liq T6	6,764	°C
Ktubo	16,200	W/(m.K)
Numero de tubo	4208,000	-

Vapor Produzido (#6 para Condensador)		
V6	188,498	ton/h
H6	2600,900	kJ/kg
Tv6	64,058	°C
Pv6	25,000	kPa

**Modelagem - Cálculo Iterativo**  
**BALANÇO MÁSSICO E ENERGÉTICO**  
**Sistema de Múltiplos Efeitos de Evaporação do Licor Negro**

**CASO II - MANTENDO A VAZÃO TOTAL DE VAPOR VIVO**

Licor Negro - Produto		
Lf	268,631	ton/h
Sf	69,198	%
Cpf	2,953	kJ/(kg.°C)
ξLNf	416,335	kJ/kg
TLNf	140,967	°C

Condições de Alimentação do Licor		
Vazão	<b>1184,000</b>	ton/h
Concentração	<b>15,700</b>	m/m%
Temperatura	<b>90,000</b>	°C

Vapor Vivo Disponível		
Vazão	<b>187,400</b>	ton/h
Pressão	<b>432,000</b>	kPa.a
Temperatura	<b>150,000</b>	°C

Sumário e Parâmetros		
Vazão do Produto	<b>268,631</b>	ton/h
Concentração do Produto	<b>69,198</b>	%
Evaporação Total	<b>956,280</b>	ton/h
Capacidade Produtiva	<b>956,280</b>	ton/h
Economia de Vapor	<b>5,100</b>	
Consumo de Vapor	<b>187,400</b>	ton/h
Capacidade Específica	<b>80,700</b>	%

Vapor Vivo		
V vv 1A	18,785	ton/h
H vv 1A	2740,300	kJ/kg
T vv 1A	145,000	°C
P vv 1A	411,000	kPa
Condensado - (Lado Casco)		
C 1A	18,785	ton/h
hc 1A	610,610	kJ/kg

**Efeito #1A**

Iteração	Concentração de Saída do Licor Negro	Calor específico do Licor Negro na Saída	Aumento do Ponto de Ebulição no Efeito #1A	Condutividade Térmica do Licor Negro na Saída	Viscosidade do Licor Negro na Saída	Massa Específica do Licor Negro na Saída	Coefficiente de Convecção do Licor Negro	Vazão de Vapor Produzido no Efeito #1A	Vazão de Saída do Licor Negro	Concentração de Saída do Licor Negro	Erro da Iteração	Coefficiente Global de Transferência de Calor	Varição de Temperatura no evaporador
i	m/m	kJ/(kg.°C)	°C	W/(m.K)	cP	kg/m <sup>3</sup>	W/(m <sup>2</sup> .K)	ton/h	ton/h	m/m	S1Ai+1 - S1Ai	W/(m <sup>2</sup> .K)	°C
	S11Ai	Cp1Ai	BPR1Ai	K1Ai	u1Ai	p1Ai	hLN1A i	V1Ai	L1Ai	S1Ai+1		U1A	ΔT = Twv1A - Tv1
0,000	0,900	2,499	29,130	0,712	44217,998	1540,022	308,586	25,521	261,313	0,711	0,189	262,367	22,711
1,000	0,711	2,953	18,678	0,691	74,628	1426,839	3917,783	18,203	268,631	0,692	0,019	1210,503	

Licor Negro		
L1B	286,834	ton/h
S1B	0,648	m/m
Cp1B	3,048	kJ/(kg.°C)
ξLN1B	422,165	kJ/kg
TLN1B	138,497	°C
Q1A	4,500	GPM/tube
r1a	7,639	m/s

Evaporador Efeito #1A		
A1A	5017,000	m <sup>2</sup>
U1A	1210,503	
P1A	230,000	kPa
Dint1A	50,800	mm
Dext1A	53,280	mm
Delta T1A	-14,645	°C
Ktubo	16,200	W/(m.K)
Numero de tubo	2358,000	-

Vapor Vivo		
Vvv1B	52,105	ton/h
Hvv1B	2738,000	kJ/kg
Tvv1B	143,000	°C
Pvv1B	395,000	kPa
Condensado - (Lado Casco)		
C1B	52,105	ton/h
hc1B	605,000	kJ/kg

Efeito #1B													
Iteração	Concentração de Salda do Licor Negro	Calor específico do Licor Negro na Salda	Aumento do Ponto de Ebulição no Efeito #1B	Condutividade Térmica do Licor Negro na Salda	Viscosidade do Licor Negro na Salda	Massa Específica do Licor Negro na Salda	Coefficiente de Convecção do Licor Negro	Vazão de Vapor Produzido no Efeito #1B	Vazão de Salda do Licor Negro	Concentração de Salda do Licor Negro	Erro da iteração	Coefficiente Global de Transferência de Calor	Varição de Temperatura no evaporador
i	m/m	kJ/(kg.°C)	°C	W/(m.K)	cP	kg/m <sup>3</sup>	W/(m <sup>2</sup> .K)	ton/h	ton/h	m/m	Erro=(S1Bi+1 - S1Bi)	W/(m <sup>2</sup> .K)	°C
	S1Bi	Cp1Bi	BPR1Bi	K1Bi	u1Bi	p1Bi	hLN1B i	V1Bi	L1Bi	S1Bi+1		U1B	ΔT = Tvv1B- Tv1
0,000	0,800	2,765	23,292	0,702	1007,159	1480,144	1376,139	54,843	281,991	0,659	0,141	771,151	20,711
1,000	0,659	3,048	16,208	0,686	23,548	1395,663	6047,340	50,000	286,834	0,648	0,011	1359,703	

Licor Negro (do #1C p/ #1B)		
L1C	336,834	ton/h
S1C	0,552	m/m
Cp1C	3,211	kJ/(kg.°C)
ξLN1c	431,226	kJ/kg
TLN1C	134,283	°C
Q1B	4,000	GPM/tube
r1b	7,470	m/s

Evaporador Efeito #1B		
A1B	5017,000	m <sup>2</sup>
U1B	1359,703	
P1B	230,000	kPa
Dint1B	50,800	mm
Dext1B	53,280	mm
Delta T1B	-11,705	°C
Ktubo	16,200	W/(m.K)
Numero de tubo	2358,000	-

Vapor Vivo		
Vvv1C	88,655	ton/h
Hvv1C	2732,000	kJ/kg
Tvv1C	139,000	°C
Pvv1C	352,000	kPa
Condensado - (Lado Casco)		
C1C	88,655	ton/h
Hc1c	582,000	kJ/kg

**Efeito #1C**

Iteração	Concentração de Saída do Licor Negro	Calor específico do Licor Negro na Saída	Aumento do Ponto de Ebulição no Efeito #1C	Condutividade Térmica do Licor Negro na Saída	Viscosidade do Licor Negro na Saída	Massa Específica do Licor Negro na Saída	Coefficiente do Licor Negro	Vazão de Vapor Produzido no Efeito #1C	Vazão de Saída do Licor Negro	Concentração de Saída do Licor Negro	Erro=(S1Ci+1 - S1Ci)	W/(m2.K)	°C
i	m/m	kJ/(kg.°C)	°C	W/(m.K)	cP	kg/m3	W/(m2.K)	ton/h	ton/h	m/m			
	S1Ci	Cp1Ci	BPR1Ci	K1Ci	u1Ci	p1Ci	hLN1C i	V1Ci	L1Ci	S1Ci+1		U1C	ΔT = Tv1C - Tv1
0,000	0,700	2,973	18,124	0,692	65,238	1420,353	4062,223	78,569	332,165	0,560	0,140	1230,958	16,711
1,000	0,560	3,211	11,994	0,676	4,511	1336,128	11447,299	73,899	336,834	0,552	0,008	1530,078	

Licor Negro (do #2A para #1C)		
L2A	410,734	ton/h
S2A	0,453	m/m
Cp2A	3,354	kJ/(kg.°C)
Δln2a	376,437	kJ/kg
TLN2A	112,224	°C
Q1C	4,000	GPM/tube
r1C	7,470	m/s

Evaporador Efeito #1C		
A1C	5017,000	m2
U1C	1530,078	
P1C	0,000	kPa
Dint1C	50,800	mm
Dext1C	53,280	mm
Delta T1C		°C
Ktubo	16,200	W/(m.K)
Numero de tubo	2358,000	-

Condensado do #2A		
C2A	80,753	ton/h
hc2A	503,000	kJ/kg

Vaso de Vapor Secundário (#1A #1B #1C e #1D para #2)		
V1	161,505	ton/h
H1	2706,000	kJ/kg
Tv1	122,289	°C
Pv1	230,000	kPa

Vapor #1 Produzido (para #2A)		
V1 / 2	80,753	ton/h
H1	2706,000	kJ/kg
Tv1	122,289	°C
Pv1	230,000	kPa

**Efeito #2A**

Iteração	Concentração de Saída do Licor Negro	Calor específico do Licor Negro na Saída	Aumento do Ponto de Ebulição no Efeito #2A	Condutividade Térmica do Licor Negro na Saída	Viscosidade do Licor Negro na Saída	Massa Específica do Licor Negro na Saída	Coefficiente do Licor Negro	Vazão de Vapor Produzido no Efeito #2A	Vazão de Saída do Licor Negro	Concentração de Saída do Licor Negro	Erro=(S2Ai+1 - S2Ai)	W/(m2.K)	°C
i	m/m	kJ/(kg.°C)	°C	W/(m.K)	cP	kg/m3	W/(m2.K)	ton/h	ton/h	m/m			
	S2Ai	Cp2Ai	BPR2Ai	K2Ai	u2Ai	p2Ai	hLN2A i	V2Ai	L2Ai	S2Ai+1		U2A	ΔT = Tv1 - Tv2
0,000	0,700	2,967	16,423	0,702	114,810	1421,445	3265,999	85,900	403,146	0,461	0,239	1161,908	17,736
1,000	0,461	3,354	7,671	0,670	2,591	1278,101	13967,504	78,312	410,734	0,453	0,009	1597,283	

Licor Negro (#2B para #2A)		
L2B	489,046	ton/h
S2B	0,380	m/m
Cp2B	3,465	kJ/(kg.°C)
ξLN 2b	382,028	kJ/kg
TLN 2B	110,251	°C
Q2A	4,000	GPM/tube
r 2A	7,470	m/s

Evaporador Efeito #2A		
A2A	5017,000	m2
U2A	1597,283	
P2A	230,000	kPa
Dint2A	50,800	mm
Dext2A	53,280	mm
Delta T2A	2,395	°C
Ktubo	16,200	W/(m.K)
Numero de tubo	2358,000	-

Vapor #1 Produzido (para #2B)		
V1 / 2	80,753	ton/h
H1	2706,000	kJ/kg
Tv1	122,289	°C
Pv1	230,000	kPa

Condensado do #2B		
C2B	80,753	ton/h
hc2B	503,000	kJ/kg

Efeito #2B													
Iteração	Concentração de Saída do Licor Negro	Calor específico do Licor Negro na Saída	Aumento do Ponto de Ebulição no Efeito #2B	Condutividade Térmica do Licor Negro na Saída	Viscosidade do Licor Negro na Saída	Massa Específica do Licor Negro na Saída	Coefficiente do Licor Negro	Vazão de Convecção do Efeito #2B	Vazão de Vapor Produzido no Negro	Concentração de Saída do Licor Negro	Erro da Iteração	Coefficiente Global de Transferência de Calor	Varição de Temperatura no evaporador
i	m/m	kJ/(kg.°C)	°C	W/(m.K)	cP	kg/m3	W/(m2.K)	ton/h	ton/h	m/m	Erro=(S2Bi+1 - S2Bi)	W/(m2.K)	°C
	S2Bi	Cp2Bi	BPR2Bi	K2Bi	u2Bi	p2Bi	hLN2B i	V2Bi	L2Bi	S2Bi+1		U2B	ΔT = Tv1 - Tv2
0,000	0,700	2,967	16,423	0,702	121,548	1421,543	3194,585	79,031	477,646	0,389	0,311	1152,740	17,736
1,000	0,389	3,465	5,698	0,661	1,363	1235,048	17654,872	67,631	489,046	0,380	0,009	1636,366	

Licor Negro (#3 para #2B)		
L3	556,677	ton/h
S3	0,334	m/m
Cp3	3,541	kJ/(kg.°C)
ξLN3	342,004	kJ/kg
TLN3	96,577	°C
Q2	4,000	GPM/tube
r2	7,470	m/s

Evaporador Efeito #2B		
A2B	5017,000	m2
U2B	1636,366	
P2B	230,000	kPa
Dint2B	50,800	mm
Dext2B	53,280	mm
Delta T2B	4,368	°C
Ktubo	16,200	W/(m.K)
Numero de tubo	2358,000	-

Vapor Produzido (2A+2B para #3)		
V2(a+b)	145,943	ton/h
H2	2683,000	kJ/kg
Tv2	104,553	°C
Pv2	120,000	kPa

Condensado - (Lado Casco)		
C3	145,943	ton/h
h3	440,000	kJ/kg

### Efeito #3

Iteração	Concentração de Saída do Licor Negro	Calor específico do Licor Negro na Saída	Aumento do Ponto de Ebulição no Efeito #3	Condutividade Térmica do Licor Negro na Saída	Viscosidade do Licor Negro na Saída	Massa Específica do Licor Negro na Saída	Coefficiente de Convecção do Licor Negro	Vazão de Vapor Produzido no Efeito #3	Vazão de Saída do Licor Negro	Concentração de Saída do Licor Negro	Erro da Iteração	Coefficiente Global de Transferência de Calor	Varição de Temperatura no evaporador
i	m/m	kJ/(kg.°C)	°C	W/(m.K)	cP	kg/m <sup>3</sup>	W/(m <sup>2</sup> .K)	ton/h	ton/h	m/m	Erro=(S3i+1 - S3i)	W/(m <sup>2</sup> .K)	°C
	S3i	Cp3i	BPR3i	K3i	u3i	p3i	hLN3 i	V3i	L3i	S3i+1		U3	ΔT = Tv2 - Tv3
0,000	0,500	3,289	8,237	0,680	7,288	1302,219	6442,182	142,683	550,887	0,337	0,163	1426,116	12,124
1,000	0,337	3,541	4,148	0,657	1,272	1204,680	12278,884	136,893	556,677	0,334	0,004	1593,831	

Licor Negro (#4 para #3)		
L4	588,200	ton/h
S4	0,261	m/m
Cp4	3,661	kJ/(kg.°C)
ξLN4	307,960	kJ/kg
TLN4	84,111	°C
Q3	2,500	GPM/tube
r3	4,669	m/s

Evaporador Efeito #3		
A3	7153,000	m <sup>2</sup>
U3	1593,831	
P3	70,000	kPa
Dint3	50,800	mm
Dext3	53,280	mm
Delta T3	3,828	°C
Ktubo	16,200	W/(m.K)
Numero de tubo	3682,000	-

Vapor Produzido (p/ #4)		
V3	150,582	ton/h
H3	2660,000	kJ/kg
Tv3	92,429	°C
Pv3	70,000	kPa

Porcentagem da Corrente (#4 para #3) para #3
<b>87,5%</b>

Condensado - (Lado Casco)		
C4	150,582	ton/h
h4	376,000	kJ/kg

Licor Negro (#1D para #3)		
L3	69,719	ton/h
S3	0,333	m/m
Cp3	3,566	kJ/(kg.°C)
ξLN3	502,708	kJ/kg
TLN3	140,977	°C

Vapor Produzido (#1D para #2)		
V1D(a+b)	19,403	ton/h
Hv1D	2699,000	kJ/kg
Tv1D	135,665	°C
Pv1D	313,000	kPa

**Efeito #1D (LAVAGEM E EVAPORAÇÃO)**

Iteração	Concentração de Saída do Licor Negro	Calor específico do Licor Negro na Saída	Aumento do Ponto de Ebulição no Efeito #1D	Condutividade Térmica do Licor Negro na Saída	Viscosidade do Licor Negro na Saída	Massa Específica do Licor Negro na Saída	Coefficiente de Convecção do Licor Negro	Vazão de Vapor Produzido no Efeito #1D	Vazão de Saída do Licor Negro	Concentração de Saída do Licor Negro	Erro da iteração	Coefficiente Global de Transferência de Calor	Varição de Temperatura no evaporador
i	m/m	kJ/(kg.°C)	°C	W/(m.K)	cP	kg/m3	W/(m2.K)	ton/h	ton/h	m/m	Erro=(S1Di+1 - S1Di)	W/(m2.K)	°C
	S1Di	Cp1Di	BPR1Di	K1Di	u1Di	p1Di	hLN1D i	V1Di	L1Di	S1Di+1		U1D	ΔT = TvV1D - Tv1D
0,000	0,500	3,307	10,475	0,667	1,734	1300,022	16475,056	20,542	68,579	0,339	0,161	1583,574	7,335
1,000	0,339	3,566	5,312	0,648	0,496	1203,314	25903,013	19,403	69,719	0,333	0,006	1640,983	

Licor Negro (#4 para #1D)		
L4*	89,122	ton/h
S4	0,261	m/m
Cp4	3,661	kJ/(kg.°C)
ξLN4	307,960	kJ/kg
TLN4	84,111	°C
Q3	4,000	GPM/tube
r3	7,470	m/s

Evaporador Efeito #1D		
A1D	5017,000	m2
U1D	1640,983	
P1D	313,000	kPa
Dint1D	50,800	mm
Dext1D	53,280	mm
Delta T1D	-3,289	°C
Ktubo	16,200	W/(m.K)
Numero de tubo	2358,000	-

Vapor Vivo (para #1D)		
Vvv1D	28,155	ton/h
Hvv1D	2740,000	kJ/kg
Tvv1d	143,000	°C
Pvv1D	415,000	kPa

Condensado - (Lado Casco)		
C1D	28,155	ton/h
hc1D	610,000	kJ/kg

Porcentagem da Corrente (#4 para #3) para Lavagem/Evaporação
<b>12,5%</b>

**Efeito #4**

Iteração	Concentração de Saída do Licor Negro	Calor específico do Licor Negro na Saída	Aumento do Ponto de Ebulição no Efeito #4	Conductividade Térmica do Licor Negro na Saída	Viscosidade do Licor Negro na Saída	Massa Específica do Licor Negro na Saída	Coefficiente de Convecção do Licor Negro	Vazão de Vapor Produzido no Efeito #4	Vazão de Saída do Licor Negro	Concentração de Saída do Licor Negro	Erro=(S4i+1 - S4i)	Coefficiente Global de Transferência de Calor	Varição de Temperatura no evaporador
i	m/m	kJ/(kg.°C)	°C	W/(m.K)	cP	kg/m3	W/(m2.K)	ton/h	ton/h	m/m		W/(m2.K)	°C
	S4i	Cp4i	BPR4i	K4i	u4i	p4i	hLN4 i	V4i	L4i	S4i+1		U4	ΔT = Tv3 - Tv4
0,000	0,500	3,284	7,672	0,684	12,499	1302,837	4525,837	144,536	703,410	0,264	0,236	1318,325	10,899
1,000	0,264	3,661	2,581	0,649	0,946	1161,397	11733,187	134,974	712,973	0,261	0,004	1605,619	

Licor Negro (#5 para #4)		
L5	847,946	ton/h
S5	0,219	m/m
Cp5	3,736	kJ/(kg.°C)
ξLN5	274,042	kJ/kg
TLN5	73,350	°C
Q4	2,000	GPM/tube
r4	3,735	m/s

Evaporador Efeito #4		
A4	7153,000	m2
U4	1605,619	
P4	48,000	kPa
Dint4	50,800	mm
Dext4	53,280	mm
Delta T4	5,738	°C
Ktubo	16,200	W/(m.K)
Numero de tubo	3682,000	-

Vapor Produzido (p/ #5)		
V4	155,220	ton/h
H4	2643,000	kJ/kg
Tv4	81,530	°C
Pv4	48,000	kPa

Condensado - (Lado Casco)		
C5	155,220	ton/h
h5	334,000	kJ/kg

**Efeito #5**

Iteração	Concentração de Saída do Licor Negro	Calor específico do Licor Negro na Saída	Aumento do Ponto de Ebulição no Efeito #5	Conductividade Térmica do Licor Negro na Saída	Viscosidade do Licor Negro na Saída	Massa Específica do Licor Negro na Saída	Coefficiente de Convecção do Licor Negro	Vazão de Vapor Produzido no Efeito #5	Vazão de Saída do Licor Negro	Concentração de Saída do Licor Negro	Erro=(S5i+1 - S5i)	Coefficiente Global de Transferência de Calor	Varição de Temperatura no evaporador
i	m/m	kJ/(kg.°C)	°C	W/(m.K)	cP	kg/m3	W/(m2.K)	ton/h	ton/h	m/m		W/(m2.K)	°C
	S5i	Cp5i	BPR5i	K5i	u5i	p5i	hLN5 i	V5i	L5i	S5i+1		U5	ΔT = Tv4 - Tv5
0,000	0,400	3,427	4,823	0,672	5,457	1243,369	5883,215	147,511	839,891	0,221	0,179	1423,310	9,997
1,000	0,221	3,736	1,817	0,644	0,842	1136,163	11670,182	139,456	847,946	0,219	0,002	1617,335	

Licor Negro (#6 para #5)		
L6	987,402	ton/h
S6	0,188	m/m
Cp6	3,794	kJ/(kg.°C)
ξLN6	244,517	kJ/kg
TLN6	64,441	°C
Q5	2,000	GPM/tube
r5	3,735	m/s

Evaporador Efeito #5		
A5	7525,000	m2
U5	1617,335	
P5	32,000	kPa
Dint5	50,800	mm
Dext5	53,280	mm
Delta T5	6,363	°C
Ktubo	16,200	W/(m.K)
Numero de tubo	3873,000	-

Vapor Produzido (#5 para #6)		
V5	146,429	ton/h
H5	2635,000	kJ/kg
Tv5	71,533	°C
Pv5	32,000	kPa

Condensado - (Lado Casco)		
C6	146,429	ton/h
h6	313,000	kJ/kg

Efeito #6													
Iteração	Concentração de Salda do Licor Negro	Calor específico do Licor Negro na Salda	Aumento do Ponto de Ebulição no Efeito #6	Condutividade Térmica do Licor Negro na Salda	Viscosidade do Licor Negro na Salda	Massa Específica do Licor Negro na Salda	Coefficiente de Convecção do Licor Negro	Vazão de Vapor Produzido no Efeito #6	Vazão de Salda do Licor Negro	Concentração de Salda do Licor Negro	Erro da iteração	Coefficiente Global de Transferência de Calor	Varição de Temperatura no evaporador
i	m/m	kJ/(kg.°C)	°C	W/(m.K)	cP	kg/m3	W/(m2.K)	ton/h	ton/h	m/m	Erro=(S6i+1 - S6i)	W/(m2.K)	°C
	S6i	Cp6i	BPR6i	K6i	u6i	p6i	hLN6 i	V6i	L6i	S6i+1		U6	ΔT = Tv5 - Tv6
0,000	0,300	3,585	2,780	0,658	2,275	1183,810	8070,942	202,226	981,774	0,189	0,111	1529,120	8,436
1,000	0,189	3,795	1,344	0,640	0,774	1117,413	11937,949	196,598	987,402	0,188	0,001	1629,099	

Licor Negro - Alimentação		
Le	1184,000	ton/h
Se	0,157	m/m
Cp	3,874	kJ/(kg.°C)
ξLNe	348,646	kJ/kg
TLNe	90,000	°C
QC6	2,000	GPM/tube
r6	3,735	m/s

Evaporador Efeito #6		
A6	8175,000	m2
U6	1629,099	
P6	23,000	kPa
Dint6	50,800	mm
Dext6	53,280	mm
Delta liq T6	5,747	°C
Ktubo	16,200	W/(m.K)
Numero de tubo	4208,000	-

Vapor Produzido (#6 para Condensador)		
V6	196,598	ton/h
H6	2600,900	kJ/kg
Tv6	63,097	°C
Pv6	23,000	kPa

**Modelagem - Cálculo Iterativo**  
**BALANÇO MÁSSICO E ENERGÉTICO**  
**Sistema de Múltiplos Efeitos de Evaporação do Licor Negro**

**CASI III - OTIMIZADO**

Mantendo economida de vapor, concentração final do produto, capacidade específica

Licor Negro - Produto		
Lf	306,143	ton/h
Sf	68,720	%
Cpf	2,962	kJ/(kg.°C)
ξLNf	415,365	kJ/kg
TLNf	140,237	°C

Condições de Alimentação do Licor		
Vazão	<b>1340,000</b>	ton/h
Concentração	<b>0,157</b>	m/m%
Temperatura	<b>90,000</b>	°C

Vapor Vivo Disponível		
Vazão	<b>217,700</b>	ton/h
Pressão	<b>432,000</b>	kPa.a
Temperatura	<b>150,000</b>	°C

Sumário e Parâmetros		
Vazão do Produto	<b>306,308</b>	ton/h
Concentração do Produto	<b>68,683</b>	%
Evaporação Total	<b>1079,970</b>	ton/h
Capacidade Produtiva	<b>1079,970</b>	ton/h
Economia de Vapor	<b>5,000</b>	
Consumo de Vapor	<b>217,700</b>	ton/h
Capacidade Específica	<b>80,800</b>	%

Vapor Vivo		
V vv 1A	22,100	ton/h
H vv 1A	2740,300	kJ/kg
T vv 1A	145,000	°C
P vv 1A	411,000	kPa
Condensado - (Lado Casco)		
C 1A	22,100	ton/h
hc 1A	610,610	kJ/kg

**Efeito #1A**

Iteração	Concentração de Saída do Licor Negro	Calor específico do Licor Negro na Saída	Aumento do Ponto de Ebulição no Efeito #1A	Condutividade Térmica do Licor Negro na Saída	Viscosidade do Licor Negro na Saída	Massa Específica do Licor Negro na Saída	Coefficiente de Convecção do Licor Negro	Vazão de Vapor Produzido no Efeito #1A	Vazão de Saída do Licor Negro	Concentração de Saída do Licor Negro	Erro da Iteração	Coefficiente Global de Transferência de Calor	Varição de Temperatura no evaporador
i	m/m	kJ/(kg.°C)	°C	W/(m.K)	cP	kg/m3	W/(m2.K)	ton/h	ton/h	m/m	S1Ai+1 - S1Ai	W/(m2.K)	°C
	S11Ai	Cp1Ai	BPR1Ai	K1Ai	u1Ai	p1Ai	hLN1A i	V1Ai	L1Ai	S1Ai+1		U1A	ΔT = Twv1A - Tv1
0,000	0,900	2,497	29,060	0,712	43727,653	1540,058	310,020	29,842	297,561	0,707	0,193	263,404	23,171
1,000	0,707	2,962	18,420	0,691	67,923	1424,267	4066,054	21,387	306,016	0,687	0,020	1224,297	

Licor Negro		
L1B	327,343	ton/h
S1B	0,643	m/m
Cp1B	3,057	kJ/(kg.°C)
ξLN1B	421,165	kJ/kg
TLN1B	137,764	°C
Q1A	4,500	GPM/tube
r1a	7,639	m/s

Evaporador Efeito #1A		
A1A	5017,000	m2
U1A	1224,297	
P1A	198,000	kPa
Dint1A	50,800	mm
Dext1A	53,280	mm
Delta T1A	-13,657	°C
Ktubo	16,200	W/(m.K)
Numero de tubo	2358,000	-

Vapor Vivo		
Vvv1B	61,300	ton/h
Hvv1B	2738,000	kJ/kg
Tvv1B	143,000	°C
Pvv1B	395,000	kPa
Condensado - (Lado Casco)		
C1B	61,300	ton/h
hc1B	605,000	kJ/kg

Efeito #1B													
Iteração	Concentração de Salda do Licor Negro	Calor específico do Licor Negro na Salda	Aumento do Ponto de Ebulição no Efeito #1B	Condutividade Térmica do Licor Negro na Salda	Viscosidade do Licor Negro na Salda	Massa Específica do Licor Negro na Salda	Coefficiente de Convecção do Licor Negro	Vazão de Vapor Produzido no Efeito #1B	Vazão de Salda do Licor Negro	Concentração de Salda do Licor Negro	Erro da iteração	Coefficiente Global de Transferência de Calor	Varição de Temperatura no evaporador
i	m/m	kJ/(kg.°C)	°C	W/(m.K)	cP	kg/m3	W/(m2.K)	ton/h	ton/h	m/m	Erro=(S1Bi+1 - S1Bi)	W/(m2.K)	°C
	S1Bi	Cp1Bi	BPR1Bi	K1Bi	u1Bi	p1Bi	hLN1B i	V1Bi	L1Bi	S1Bi+1		U1B	ΔT = Tvv1B- Tv1
0,000	0,800	2,765	23,235	0,702	1013,441	1480,181	1373,079	64,443	321,689	0,654	0,146	770,189	21,171
1,000	0,654	3,057	15,932	0,685	21,507	1392,572	6265,157	58,768	327,364	0,643	0,011	1370,416	

Licor Negro (do #1C p/ #1B)		
L1C	386,225	ton/h
S1C	0,545	m/m
Cp1C	3,222	kJ/(kg.°C)
ξLN1c	430,269	kJ/kg
TLN1C	133,525	°C
Q1B	4,000	GPM/tube
r1b	7,470	m/s

Evaporador Efeito #1B		
A1B	5017,000	m2
U1B	1370,416	
P1B	198,000	kPa
Dint1B	50,800	mm
Dext1B	53,280	mm
Delta T1B	-10,696	°C
Ktubo	16,200	W/(m.K)
Numero de tubo	2358,000	-

Vapor Vivo		
Vvv1C	104,300	ton/h
Hvv1C	2732,000	kJ/kg
Tvv1C	139,000	°C
Pvv1C	352,000	kPa
Condensado - (Lado Casco)		
C1C	104,300	ton/h
Hc1c	582,000	kJ/kg

### Efeito #1C

Iteração	Concentração de Saída do Licor Negro	Calor específico do Licor Negro na Saída	Aumento do Ponto de Ebulição no Efeito #1C	Condutividade Térmica do Licor Negro na Saída	Viscosidade do Licor Negro na Saída	Massa Específica do Licor Negro na Saída	Coefficiente de Convecção do Licor Negro	Vazão de Vapor Produzido no Efeito #1C	Vazão de Saída do Licor Negro	Concentração de Saída do Licor Negro	Erro=(S1Ci+1 - S1Ci)	W/(m2.K)	°C
i	m/m	kJ/(kg.°C)	°C	W/(m.K)	cP	kg/m3	W/(m2.K)	ton/h	ton/h	m/m			
	S1Ci	Cp1Ci	BPR1Ci	K1Ci	u1Ci	p1Ci	hLN1C i	V1Ci	L1Ci	S1Ci+1		U1C	ΔT = Tv1C - Tv1
0,000	0,700	2,973	18,080	0,693	66,385	1420,391	4035,109	91,556	380,797	0,552	0,148	1228,457	17,171
1,000	0,552	3,222	11,688	0,675	4,157	1331,874	11807,490	85,985	386,368	0,545	0,008	1536,342	

Licor Negro (do #2A para #1C)		
L2A	472,502	ton/h
S2A	0,445	m/m
Cp2A	3,365	kJ/(kg.°C)
Eln2a	369,765	kJ/kg
TLN2A	109,886	°C
Q1C	4,000	GPM/tube
r1C	7,470	m/s

Evaporador Efeito #1C		
A1C	5017,000	m2
U1C	1536,342	
P1C	0,000	kPa
Dint1C	50,800	mm
Dext1C	53,280	mm
Delta T1C		°C
Ktubo	16,200	W/(m.K)
Numero de tubo	2358,000	-

Condensado do #2A		
C2A	92,724	ton/h
hc2A	503,000	kJ/kg

Vaso de Vapor Secundário (#1A #1B #1C e #1D para #2)		
V1	185,448	ton/h
H1	2706,000	kJ/kg
Tv1	121,823	°C
Pv1	198,000	kPa

Vapor #1 Produzido (para #2A)		
V1 / 2	92,724	ton/h
H1	2706,000	kJ/kg
Tv1	121,823	°C
Pv1	198,000	kPa

### Efeito #2A

Iteração	Concentração de Saída do Licor Negro	Calor específico do Licor Negro na Saída	Aumento do Ponto de Ebulição no Efeito #2A	Condutividade Térmica do Licor Negro na Saída	Viscosidade do Licor Negro na Saída	Massa Específica do Licor Negro na Saída	Coefficiente de Convecção do Licor Negro	Vazão de Vapor Produzido no Efeito #2A	Vazão de Saída do Licor Negro	Concentração de Saída do Licor Negro	Erro=(S2Ai+1 - S2Ai)	W/(m2.K)	°C
i	m/m	kJ/(kg.°C)	°C	W/(m.K)	cP	kg/m3	W/(m2.K)	ton/h	ton/h	m/m			
	S2Ai	Cp2Ai	BPR2Ai	K2Ai	u2Ai	p2Ai	hLN2A i	V2Ai	L2Ai	S2Ai+1		U2A	ΔT = Tv1 - Tv2
0,000	0,700	2,967	16,228	0,703	122,852	1421,561	3181,398	98,403	463,857	0,454	0,246	1151,018	19,302
1,000	0,454	3,365	7,361	0,670	2,575	1273,688	13976,443	89,636	472,623	0,445	0,008	1597,399	

Licor Negro (#2B para #2A)		
L2B	562,313	ton/h
S2B	0,374	m/m
Cp2B	3,474	kJ/(kg.°C)
ξLN 2b	375,183	kJ/kg
TLN 2B	107,999	°C
Q2A	4,000	GPM/tube
r 2A	7,470	m/s

Evaporador Efeito #2A		
A2A	5017,000	m2
U2A	1597,399	
P2A	198,000	kPa
Dint2A	50,800	mm
Dext2A	53,280	mm
Delta T2A	4,576	°C
Ktubo	16,200	W/(m.K)
Numero de tubo	2358,000	-

Vapor #1 Produzido (para #2B)		
V1 / 2	92,724	ton/h
H1	2706,000	kJ/kg
Tv1	121,823	°C
Pv1	198,000	kPa

Condensado do #2B		
C2B	92,724	ton/h
hc2B	503,000	kJ/kg

Efeito #2B													
Iteração	Concentração de Saída do Licor Negro	Calor específico do Licor Negro na Saída	Aumento do Ponto de Ebulição no Efeito #2B	Condutividade Térmica do Licor Negro na Saída	Viscosidade do Licor Negro na Saída	Massa Específica do Licor Negro na Saída	Coefficiente de Licor Negro	Vazão de Vapor Produzido no Efeito #2B	Vazão de Saída do Licor Negro	Concentração de Saída do Licor Negro	Erro da Iteração	Coefficiente Global de Transferência de Calor	Varição de Temperatura no evaporador
i	m/m	kJ/(kg.°C)	°C	W/(m.K)	cP	kg/m3	W/(m2.K)	ton/h	ton/h	m/m	Erro=(S2Bi+1 - S2Bi)	W/(m2.K)	°C
	S2Bi	Cp2Bi	BPR2Bi	K2Bi	u2Bi	p2Bi	hLN2B i	V2Bi	L2Bi	S2Bi+1		U2B	ΔT = Tv1 - Tv2
0,000	0,700	2,966	16,228	0,703	129,912	1421,654	3113,168	89,456	549,251	0,383	0,317	1141,964	19,302
1,000	0,383	3,474	5,477	0,661	1,376	1231,472	17563,111	76,419	562,288	0,374	0,009	1635,574	

Licor Negro (#3 para #2B)		
L3	638,599	ton/h
S3	0,329	m/m
Cp3	3,547	kJ/(kg.°C)
ξLN3	331,405	kJ/kg
TLN3	93,424	°C
Q2	4,000	GPM/tube
r2	7,470	m/s

Evaporador Efeito #2B		
A2B	5017,000	m2
U2B	1635,574	
P2B	198,000	kPa
Dint2B	50,800	mm
Dext2B	53,280	mm
Delta T2B	6,460	°C
Ktubo	16,200	W/(m.K)
Numero de tubo	2358,000	-

Vapor Produzido (2A+2B para #3)		
V2(a+b)	166,055	ton/h
H2	2683,000	kJ/kg
Tv2	102,516	°C
Pv2	110,000	kPa

Condensado - (Lado Casco)		
C3	166,055	ton/h
h3	440,000	kJ/kg

### Efeito #3

Iteração	Concentração de Saída do Licor Negro	Calor específico do Licor Negro na Saída	Aumento do Ponto de Ebulição no Efeito #3	Condutividade Térmica do Licor Negro na Saída	Viscosidade do Licor Negro na Saída	Massa Específica do Licor Negro na Saída	Coefficiente de Convecção do Licor Negro	Vazão de Vapor Produzido no Efeito #3	Vazão de Saída do Licor Negro	Concentração de Saída do Licor Negro	Erro=(S3i+1 - S3i)	Coefficiente Global de Transferência de Calor	Varição de Temperatura no evaporador
i	m/m	kJ/(kg.°C)	°C	W/(m.K)	cP	kg/m3	W/(m2.K)	ton/h	ton/h	m/m		W/(m2.K)	°C
	S3i	Cp3i	BPR3i	K3i	u3i	p3i	hLN3 i	V3i	L3i	S3i+1		U3	ΔT = Tv2 - Tv3
0,000	0,500	3,288	8,082	0,681	8,296	1302,376	6121,597	161,004	631,869	0,333	0,167	1409,772	13,071
1,000	0,333	3,547	3,979	0,657	1,332	1202,145	12040,854	154,436	638,438	0,330	0,003	1589,752	

Licor Negro (#4 para #3)		
L4	669,870	ton/h
S4	0,259	m/m
Cp4	3,662	kJ/(kg.°C)
ξLN4	293,096	kJ/kg
TLN4	80,021	°C
Q3	2,500	GPM/tube
r3	4,669	m/s

Evaporador Efeito #3		
A3	7153,000	m2
U3	1589,752	
P3	70,000	kPa
Dint3	50,800	mm
Dext3	53,280	mm
Delta T3	5,113	°C
Ktubo	16,200	W/(m.K)
Numero de tubo	3682,000	-

Vapor Produzido (p/ #4)		
V3	169,879	ton/h
H3	2660,000	kJ/kg
Tv3	89,438	°C
Pv3	70,000	kPa

Porcentagem da Corrente (#4 para #3) para #3
<b>87,5%</b>

Condensado - (Lado Casco)		
C4	169,879	ton/h
h4	376,000	kJ/kg

Licor Negro (#1D para #3)		
L3	82,233	ton/h
S3	0,320	m/m
Cp3	3,588	kJ/(kg.°C)
ξLN3	505,399	kJ/kg
TLN3	140,847	°C

Vapor Produzido (#1D para #2)		
V1D(a+b)	19,309	ton/h
Hv1D	2699,000	kJ/kg
Tv1D	135,875	°C
Pv1D	313,000	kPa

**Efeito #1D (LAVAGEM E EVAPORAÇÃO)**

Iteração	Concentração de Saída do Licor Negro	Calor específico do Licor Negro na Saída	Aumento do Ponto de Ebulição no Efeito #1D	Condutividade Térmica do Licor Negro na Saída	Viscosidade do Licor Negro na Saída	Massa Específica do Licor Negro na Saída	Coefficiente de Convecção do Licor Negro	Vazão de Vapor Produzido no Efeito #1D	Vazão de Saída do Licor Negro	Concentração de Saída do Licor Negro	Erro da iteração	Coefficiente Global de Transferência de Calor	Varição de Temperatura no evaporador
i	m/m	kJ/(kg.°C)	°C	W/(m.K)	cP	kg/m3	W/(m2.K)	ton/h	ton/h	m/m	Erro=(S1Di+1 - S1Di)	W/(m2.K)	°C
	S1Di	Cp1Di	BPR1Di	K1Di	u1Di	p1Di	hLN1D i	V1Di	L1Di	S1Di+1		U1D	ΔT = TvV1D - Tv1D
0,000	0,500	3,307	10,486	0,667	1,740	1300,028	16453,631	20,768	80,752	0,326	0,174	1583,376	7,125
1,000	0,326	3,588	4,974	0,647	0,467	1195,423	26414,354	19,310	82,210	0,320	0,006	1642,998	

Licor Negro (#4 para #1D)		
L4*	101,520	ton/h
S4	0,259	m/m
Cp4	3,662	kJ/(kg.°C)
ξLN4	293,145	kJ/kg
TLN4	80,032	°C
Q3	4,000	GPM/tube
r3	7,470	m/s

Evaporador Efeito #1D		
A1D	5017,000	m2
U1D	1642,998	
P1D	313,000	kPa
Dint1D	50,800	mm
Dext1D	53,280	mm
Delta T1D	-2,821	°C
Ktubo	16,200	W/(m.K)
Numero de tubo	2358,000	-

Vapor Vivo (para #1D)		
Vvv1D	30,000	ton/h
Hvv1D	2740,000	kJ/kg
Tvv1d	143,000	°C
Pvv1D	415,000	kPa

Condensado - (Lado Casco)		
C1D	30,000	ton/h
hc1D	610,000	kJ/kg

Porcentagem da Corrente (#4 para #3) para Lavagem/Evaporação
<b>12,5%</b>

### Efeito #4

Iteração	Concentração de Saída do Licor Negro	Calor específico do Licor Negro na Saída	Aumento do Ponto de Ebulição no Efeito #4	Condutividade Térmica do Licor Negro na Saída	Viscosidade do Licor Negro na Saída	Massa Específica do Licor Negro na Saída	Coefficiente de Convecção do Licor Negro	Vazão de Vapor Produzido no Efeito #4	Vazão de Saída do Licor Negro	Concentração de Saída do Licor Negro	Erro=(S4i+1 - S4i)	Coefficiente Global de Transferência de Calor	Varição de Temperatura no evaporador
i	m/m	kJ/(kg.°C)	°C	W/(m.K)	cP	kg/m3	W/(m2.K)	ton/h	ton/h	m/m		W/(m2.K)	°C
	S4i	Cp4i	BPR4i	K4i	u4i	p4i	hLN4 i	V4i	L4i	S4i+1		U4	ΔT = Tv3 - Tv4
0,000	0,500	3,282	7,466	0,685	15,173	1303,039	4192,306	160,152	801,413	0,263	0,237	1288,466	11,901
1,000	0,263	3,662	2,484	0,650	1,022	1160,546	11374,491	149,786	811,778	0,259	0,003	1598,719	

Licor Negro (#5 para #4)		
L5	961,408	ton/h
S5	0,219	m/m
Cp5	3,734	kJ/(kg.°C)
ξLN5	255,522	kJ/kg
TLN5	68,410	°C
Q4	2,000	GPM/tube
r4	3,735	m/s

Evaporador Efeito #4		
A4	7153,000	m2
U4	1598,719	
P4	40,000	kPa
Dint4	50,800	mm
Dext4	53,280	mm
Delta T4	6,934	°C
Ktubo	16,200	W/(m.K)
Numero de tubo	3682,000	-

Vapor Produzido (p/ #5)		
V4	172,254	ton/h
H4	2643,000	kJ/kg
Tv4	77,529	°C
Pv4	40,000	kPa

Condensado - (Lado Casco)		
C5	172,254	ton/h
h5	334,000	kJ/kg

### Efeito #5

Iteração	Concentração de Saída do Licor Negro	Calor específico do Licor Negro na Saída	Aumento do Ponto de Ebulição no Efeito #5	Condutividade Térmica do Licor Negro na Saída	Viscosidade do Licor Negro na Saída	Massa Específica do Licor Negro na Saída	Coefficiente de Convecção do Licor Negro	Vazão de Vapor Produzido no Efeito #5	Vazão de Saída do Licor Negro	Concentração de Saída do Licor Negro	Erro=(S5i+1 - S5i)	Coefficiente Global de Transferência de Calor	Varição de Temperatura no evaporador
i	m/m	kJ/(kg.°C)	°C	W/(m.K)	cP	kg/m3	W/(m2.K)	ton/h	ton/h	m/m		W/(m2.K)	°C
	S5i	Cp5i	BPR5i	K5i	u5i	p5i	hLN5 i	V5i	L5i	S5i+1		U5	ΔT = Tv4 - Tv5
0,000	0,400	3,425	4,653	0,673	6,780	1243,614	5398,804	160,569	952,846	0,221	0,179	1393,070	10,866
1,000	0,221	3,734	1,747	0,645	0,926	1136,088	11237,691	152,086	961,329	0,219	0,002	1608,754	

Licor Negro (#6 para #5)		
L6	1113,354	ton/h
S6	0,189	m/m
Cp6	3,789	kJ/(kg.°C)
ξLN6	223,192	kJ/kg
TLN6	58,882	°C
Q5	2,000	GPM/tube
r5	3,735	m/s

Evaporador Efeito #5		
A5	7525,000	m2
U5	1608,754	
P5	25,000	kPa
Dint5	50,800	mm
Dext5	53,280	mm
Delta T5	7,373	°C
Ktubo	16,200	W/(m.K)
Numero de tubo	3873,000	-

Vapor Produzido (#5 para #6)		
V5	159,690	ton/h
H5	2635,000	kJ/kg
Tv5	66,657	°C
Pv5	25,000	kPa

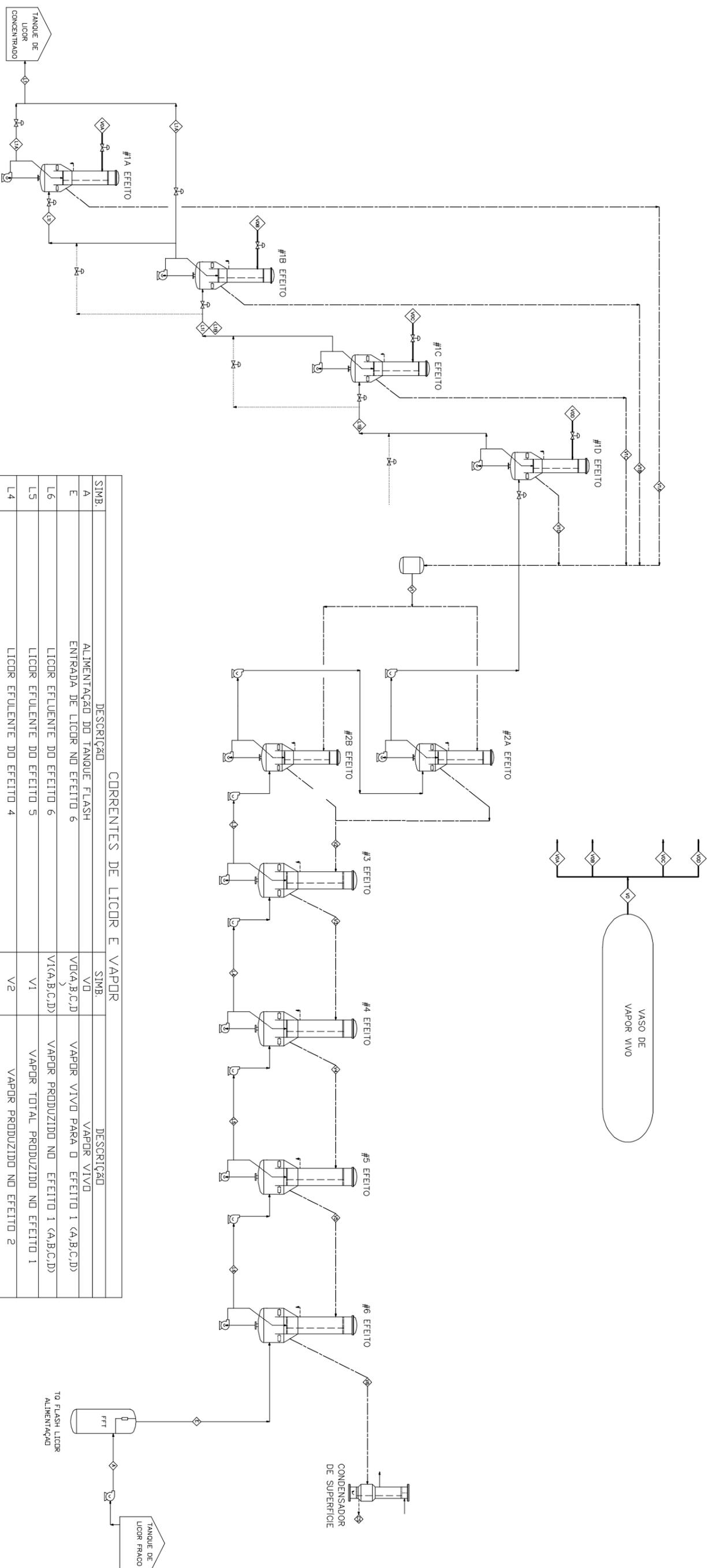
Condensado - (Lado Casco)		
C6	159,690	ton/h
h6	313,000	kJ/kg

Efeito #6													
Iteração	Concentração de Saída do Licor Negro	Calor específico do Licor Negro na Saída	Aumento do Ponto de Ebulição no Efeito #6	Condutividade Térmica do Licor Negro na Saída	Viscosidade do Licor Negro na Saída	Massa Específica do Licor Negro na Saída	Coefficiente de Convecção do Licor Negro	Vazão de Vapor Produzido do Efeito #6	Vazão de Saída do Licor Negro	Concentração de Saída do Licor Negro	Erro da Iteração	Coefficiente Global de Transferência de Calor	Varição de Temperatura no evaporador
i	m/m	kJ/(kg.°C)	°C	W/(m.K)	cP	kg/m3	W/(m2.K)	ton/h	ton/h	m/m	Erro=(S6i+1 - S6i)	W/(m2.K)	°C
	S6i	Cp6i	BPR6i	K6i	u6i	p6i	hLN6 i	V6i	L6i	S6i+1		U6	ΔT = Tv5 - Tv6
0,000	0,300	3,582	2,662	0,659	2,747	1184,085	7490,219	232,371	1107,629	0,190	0,110	1506,984	9,068
1,000	0,190	3,791	1,293	0,641	0,863	1118,048	11439,773	226,640	1113,360	0,189	0,001	1619,475	

Licor Negro - Alimentação		
Le	1340,000	ton/h
Se	0,157	m/m
Cp	3,874	kJ/(kg.°C)
ξLNe	348,646	kJ/kg
TLNe	90,000	°C
QC6	2,000	GPM/tube
r6	3,735	m/s

Evaporador Efeito #6		
A6	8175,000	m2
U6	1619,475	
P6	15,758	kPa
Dint6	50,800	mm
Dext6	53,280	mm
Delta liq T6	6,481	°C
Ktubo	16,200	W/(m.K)
Numero de tubo	4208,000	-

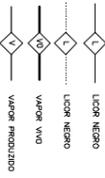
Vapor Produzido (#6 para Condensador)		
V6	226,640	ton/h
H6	2600,900	kJ/kg
Tv6	57,583	°C
Pv6	15,758	kPa



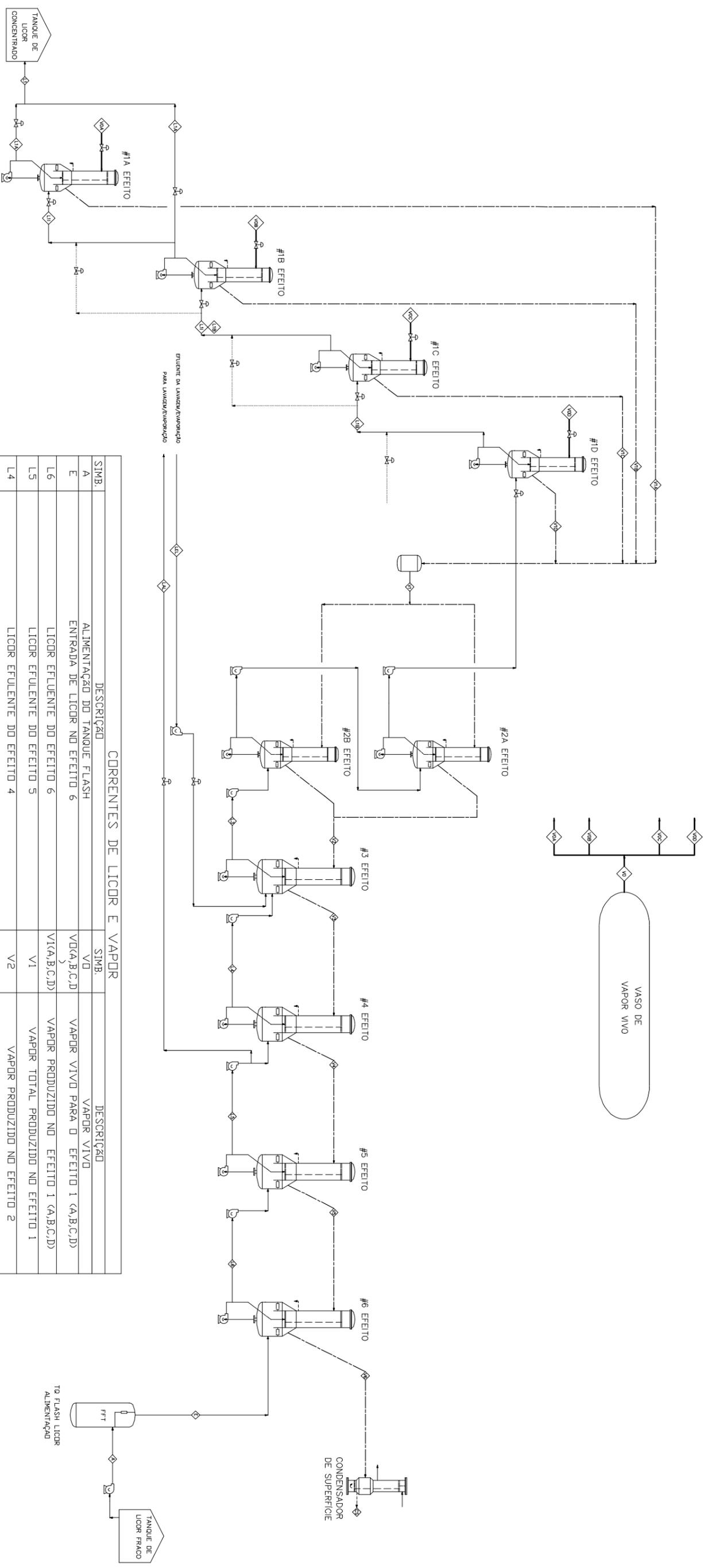
CORRENTES DE LICOR E VAPOR	
SIMB.	DESCRIÇÃO
A	ALIMENTAÇÃO DO TANQUE FLASH
E	ENTRADA DE LICOR NO EFEITO 6
L6	LICOR EFLENTE DO EFEITO 6
L5	LICOR EFLENTE DO EFEITO 5
L4	LICOR EFLENTE DO EFEITO 4
L3	LICOR EFLENTE DO EFEITO 3
L2	LICOR EFLENTE DO EFEITO 2
L1B	LICOR EFLENTE DO EFEITO 1 (MÓDULO DE CONCENTRAÇÃO BAIXA)
L1I	LICOR EFLENTE DO EFEITO 1 (MÓDULO DE CONCENTRAÇÃO INTERMEDIARIA)
L1F	LICOR EFLENTE DO EFEITO 1 (MÓDULO DE CONCENTRAÇÃO ALTA)
L1	LICOR CONCENTRADO FINAL

SIMB.	DESCRIÇÃO
V0	VAPOR VIVO
VD(A,B,C,D)	VAPOR VIVO PARA O EFEITO 1 (A,B,C,D)
V1(A,B,C,D)	VAPOR PRODUZIDO NO EFEITO 1 (A,B,C,D)
V2	VAPOR TOTAL PRODUZIDO NO EFEITO 1
V3	VAPOR PRODUZIDO NO EFEITO 2
V4	VAPOR PRODUZIDO NO EFEITO 3
V5	VAPOR PRODUZIDO NO EFEITO 4
V6	VAPOR PRODUZIDO NO EFEITO 5
CS	CONDENSADO DO CONDENSADOR DE SUPERFÍCIE



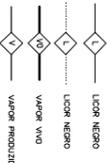
PROCESSO ATUAL SIMPLIFICADO APENAS COM EFEITOS DE EVAPORAÇÃO



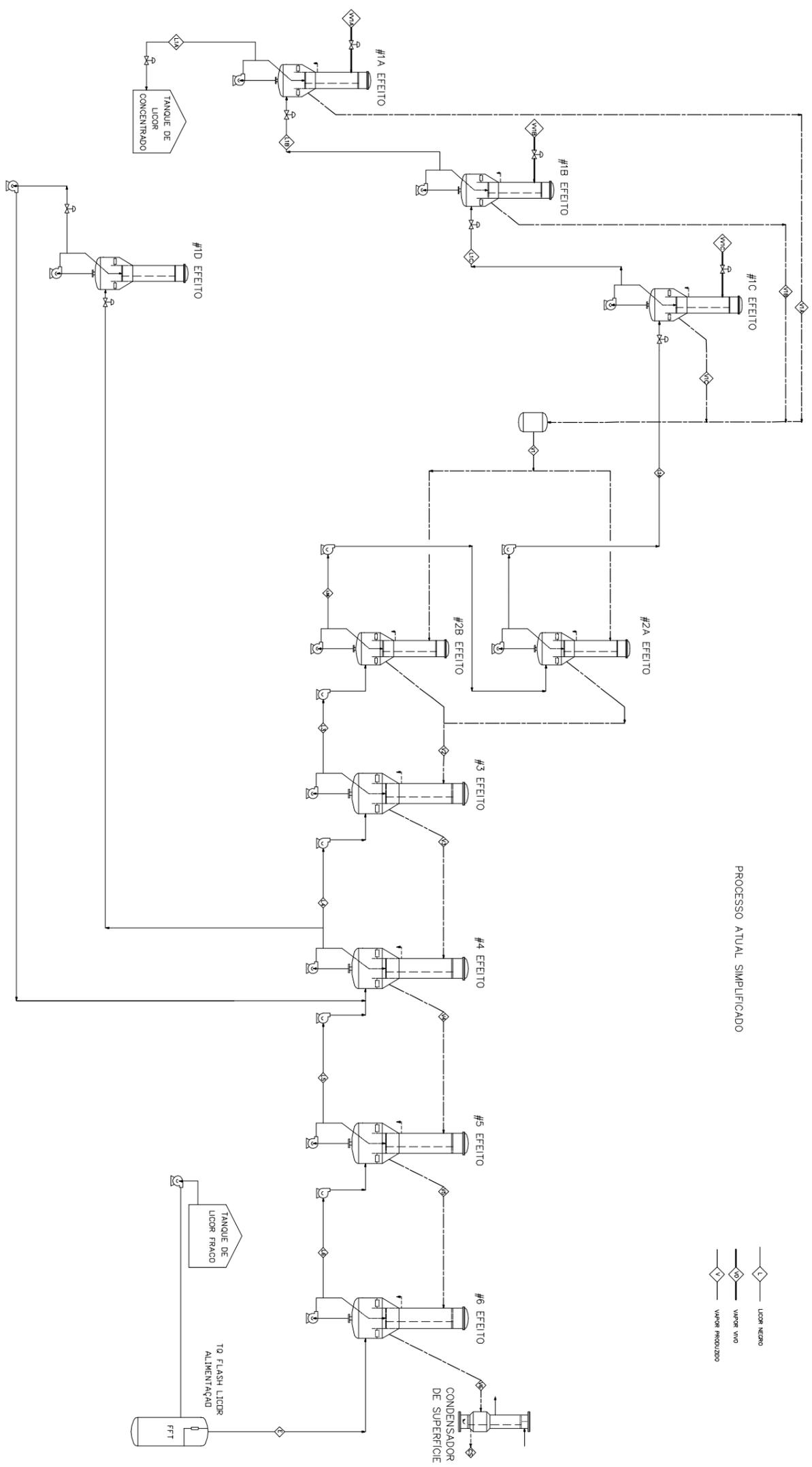
CORRENTES DE LICOR E VAPOR	
SIMB.	DESCRIÇÃO
A	ALIMENTAÇÃO DO TANQUE FLASH
E	ENTRADA DE LICOR NO EFEITO 6
L6	LICOR EFLENTE DO EFEITO 6
L5	LICOR EFLENTE DO EFEITO 5
L4	LICOR EFLENTE DO EFEITO 4
L3	LICOR EFLENTE DO EFEITO 3
L2	LICOR EFLENTE DO EFEITO 2
L1B	LICOR EFLENTE DO EFEITO 1 (MÓDULO DE CONCENTRAÇÃO BAIXA)
L1I	LICOR EFLENTE DO EFEITO 1 (MÓDULO DE CONCENTRAÇÃO INTERMEDIARIA)
L1F	LICOR EFLENTE DO EFEITO 1 (MÓDULO DE CONCENTRAÇÃO ALTA)
L1	LICOR CONCENTRADO FINAL

SIMB.	DESCRIÇÃO
VD	VAPOR VIVO
VD(A,B,C,D)	VAPOR VIVO PARA O EFEITO 1 (A,B,C,D)
V1(A,B,C,D)	VAPOR PRODUZIDO NO EFEITO 1 (A,B,C,D)
V2	VAPOR TOTAL PRODUZIDO NO EFEITO 1
V3	VAPOR PRODUZIDO NO EFEITO 2
V4	VAPOR PRODUZIDO NO EFEITO 3
V5	VAPOR PRODUZIDO NO EFEITO 4
V6	VAPOR PRODUZIDO NO EFEITO 5
CS	CONDENSADO DO CONDENSADOR DE SUPERFÍCIE
LAL/LEL	LICOR AFLUENTE DE LAVAGEM / EFLENTE DE LAVAGEM

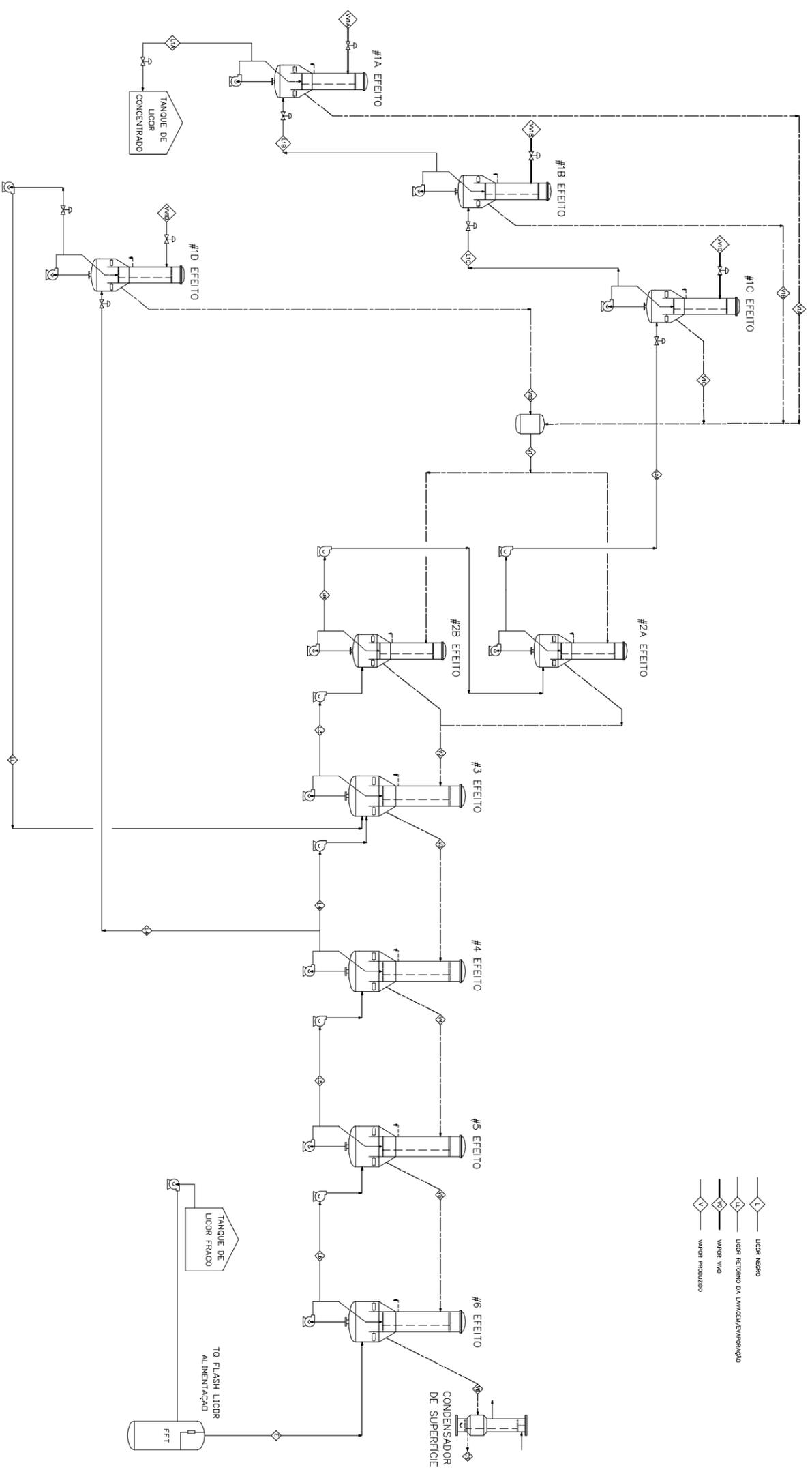


PROCESSO MODIFICADO SIMPLIFICADO APENAS COM EFEITOS DE EVAPORAÇÃO



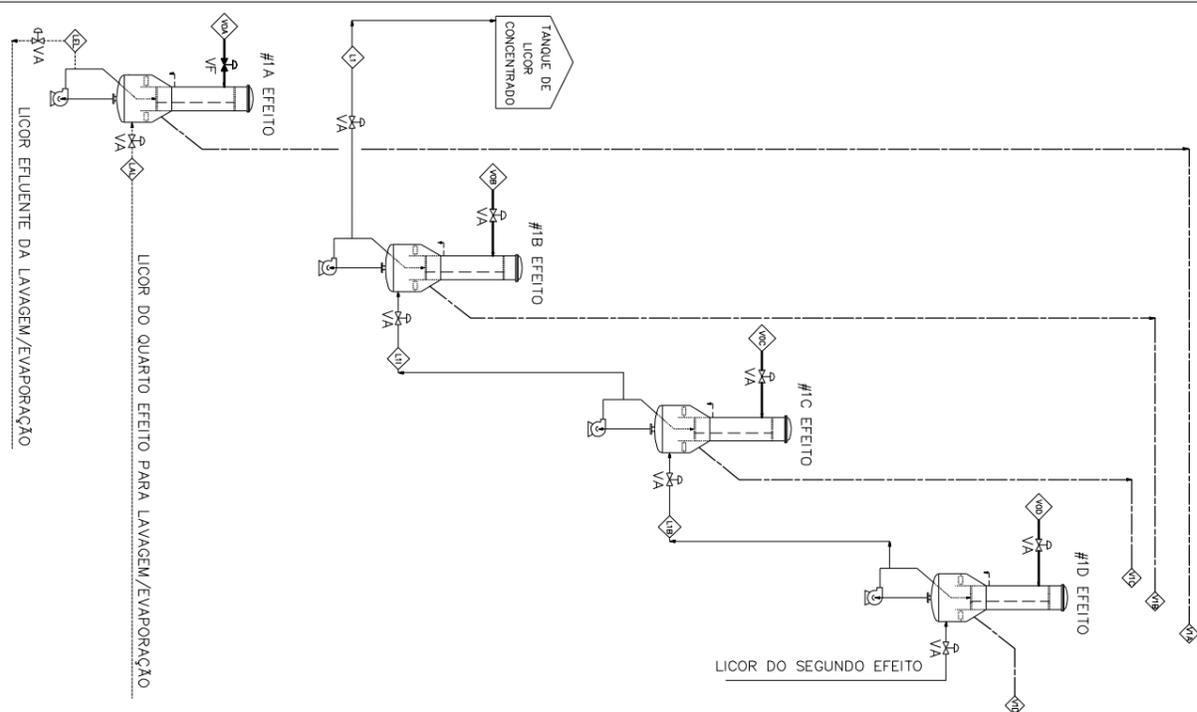
PROCESSO ATUAL SIMPLIFICADO APENAS COM EFEITOS DE EVAPORAÇÃO – EFEITO #1D OPERANDO NO MODO LAVAGEM

PROCESSO SIMPLIFICADO MODIFICADO

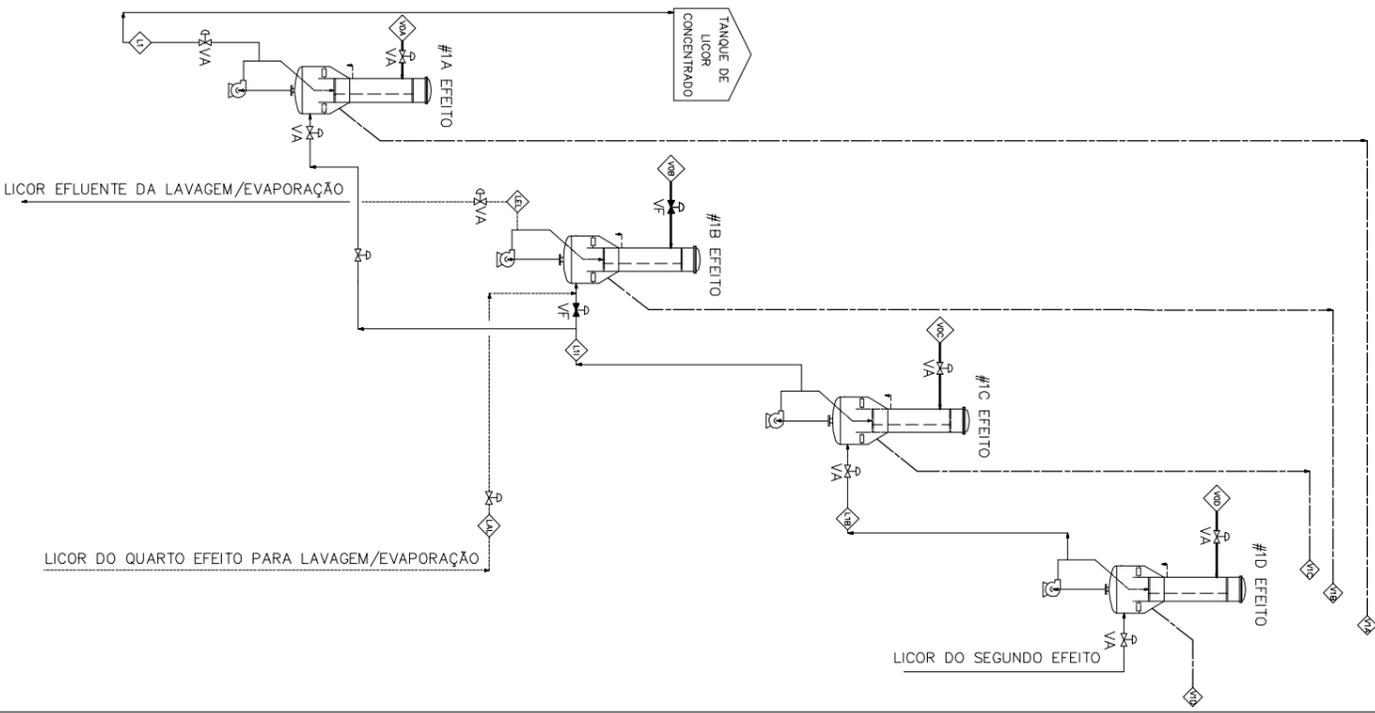


PROCESSO MODIFICADO SIMPLIFICADO APENAS COM EFEITOS DE EVAPORAÇÃO - EFEITO #1D SOFRENDO PROCESSO SIMULTANEO DE LAVAGEM E EVAPORAÇÃO

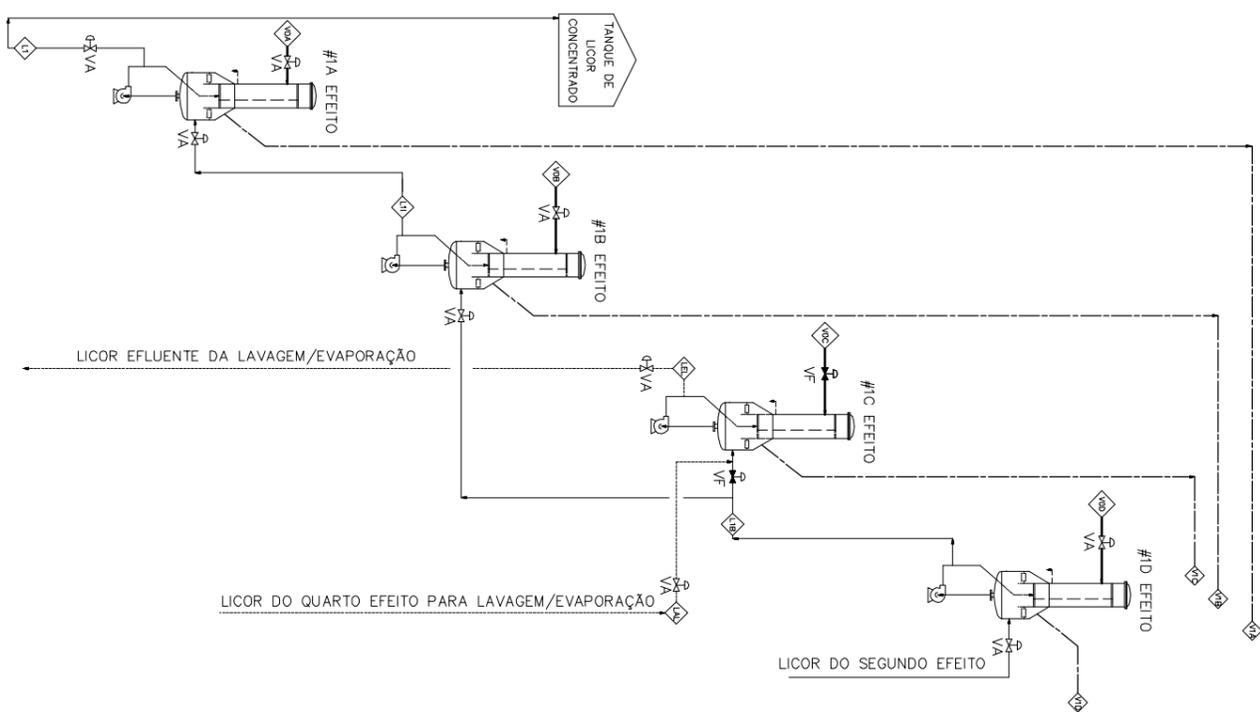
1D	CONCENTRAÇÃO BAIXA
1C	CONCENTRAÇÃO INTERMEDIÁRIA
1B	CONCENTRAÇÃO ALTA (FINAL)
1A	LAVAGEM



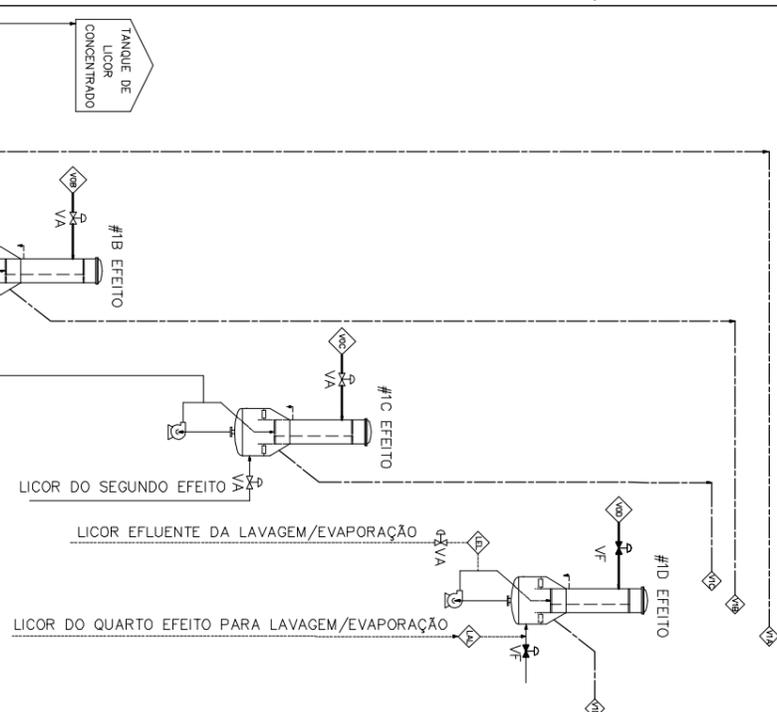
1D	CONCENTRAÇÃO BAIXA
1C	CONCENTRAÇÃO INTERMEDIÁRIA
1B	LAVAGEM
1A	CONCENTRAÇÃO ALTA (FINAL)



1D	CONCENTRAÇÃO BAIXA
1C	LAVAGEM
1B	CONCENTRAÇÃO INTERMEDIÁRIA
1A	CONCENTRAÇÃO ALTA (FINAL)



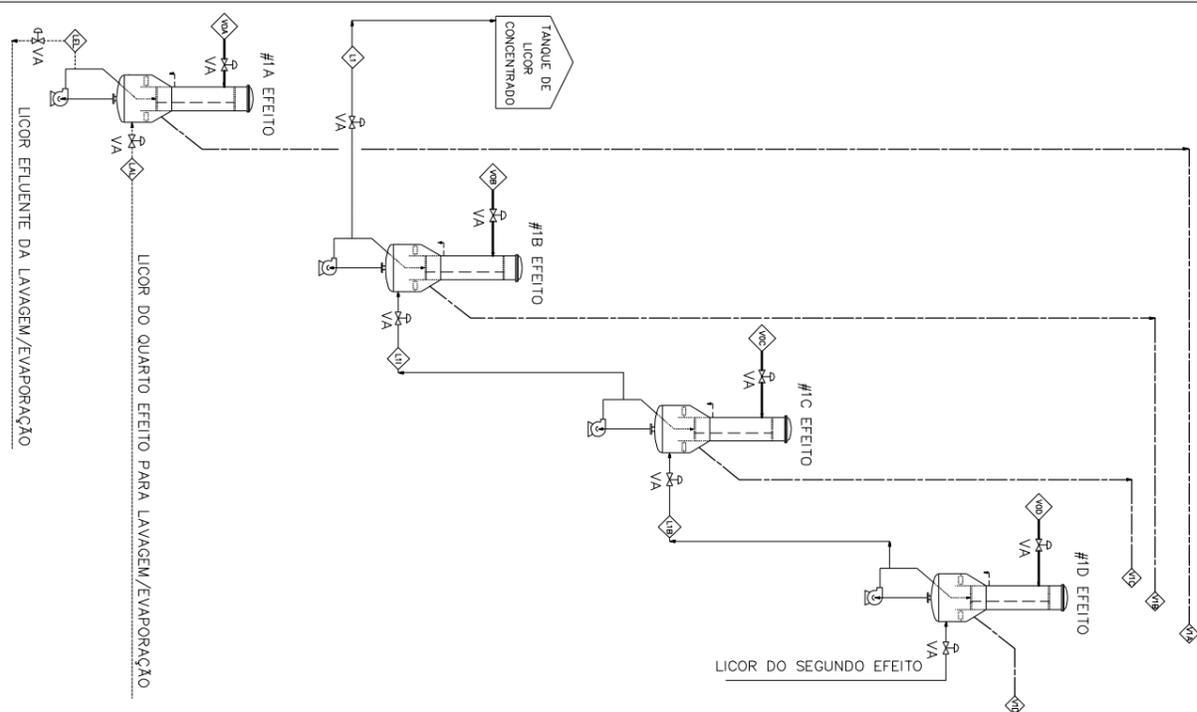
1D	LAVAGEM
1C	CONCENTRAÇÃO BAIXA
1B	CONCENTRAÇÃO INTERMEDIÁRIA
1A	CONCENTRAÇÃO ALTA (FINAL)



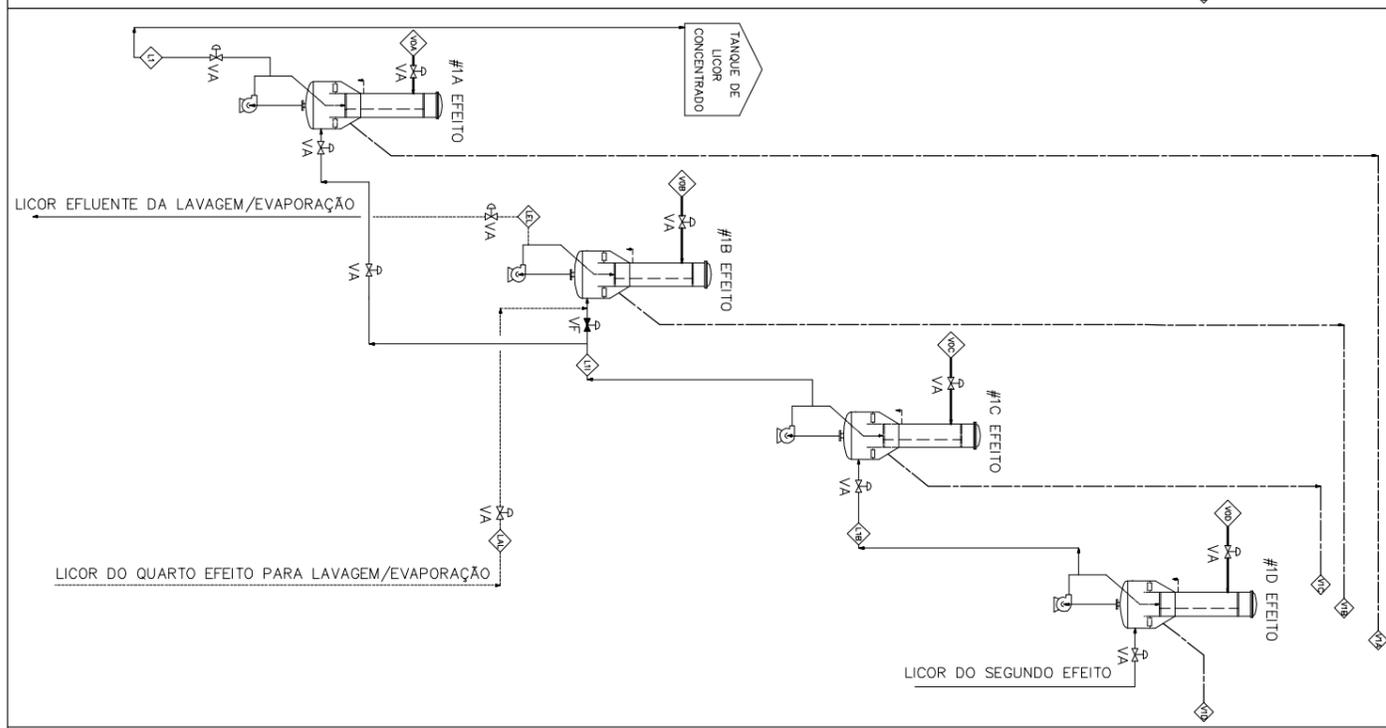
VALVULA FECHADA (VF)  
 VALVULA ABERTA (VA)

MÓDULOS OPERACIONAIS DO PRIMEIRO EFEITO COM UM DOS VASOS OPERANDO COM LAVAGEM (DILUIÇÃO DOS SÓLIDOS INCRUSTADOS)

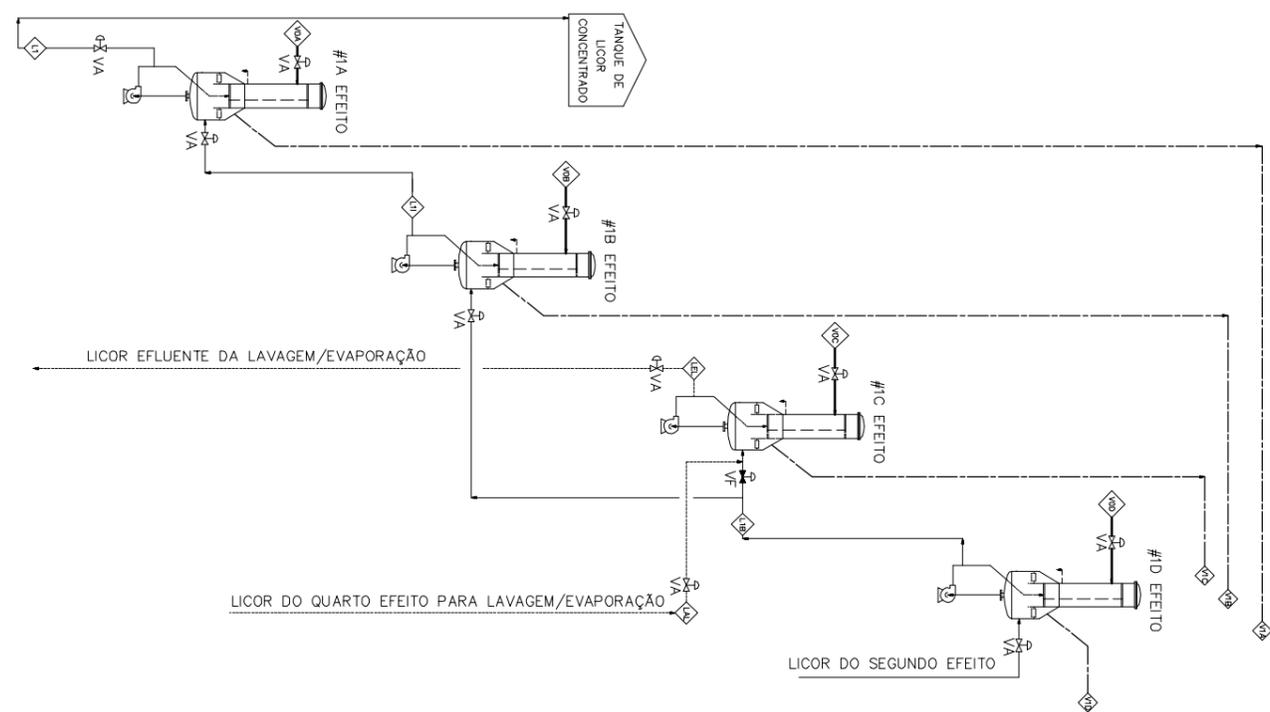
1D	CONCENTRAÇÃO BAIXA
1C	CONCENTRAÇÃO INTERMEDIÁRIA
1B	CONCENTRAÇÃO ALTA (FINAL)
1A	LAVAGEM



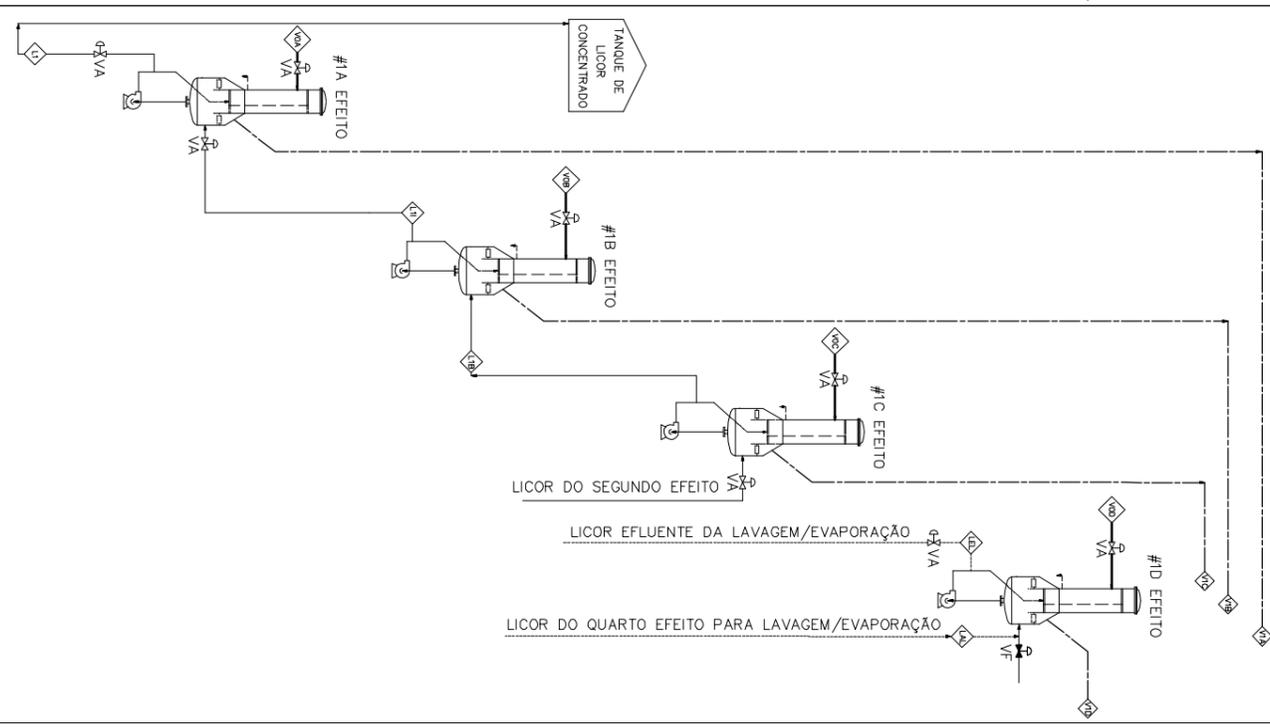
1D	CONCENTRAÇÃO BAIXA
1C	CONCENTRAÇÃO INTERMEDIÁRIA
1B	LAVAGEM
1A	CONCENTRAÇÃO ALTA (FINAL)



1D	CONCENTRAÇÃO BAIXA
1C	LAVAGEM
1B	CONCENTRAÇÃO INTERMEDIÁRIA
1A	CONCENTRAÇÃO ALTA (FINAL)



1D	LAVAGEM
1C	CONCENTRAÇÃO BAIXA
1B	CONCENTRAÇÃO INTERMEDIÁRIA
1A	CONCENTRAÇÃO ALTA (FINAL)



VALVULA FECHADA (VF)  
 VALVULA ABERTA (VA)

MÓDULOS OPERACIONAIS DO PRIMEIRO EFEITO COM UM DOS VASOS OPERANDO SIMULTÂNEAMENTE COM LAVAGEM E EVAPORAÇÃO