



UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
ESCOLA DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
ENG07053 - TRABALHO DE DIPLOMAÇÃO EM
ENGENHARIA QUÍMICA



**SIMULAÇÃO DE UMA UNIDADE DE EVAPORAÇÃO DE MÚLTIPLO EFEITO DE
LICOR NEGRO EM UMA INDÚSTRIA DE CELULOSE**

Autor: Pablo Vinicius da Luz Martins

Orientador: Prof. Dr. Edson Cordeiro do Valle

Porto Alegre, outubro de 2020

Sumário

Agradecimentos	II
Resumo	III
Lista de Figuras	IV
Lista de Tabelas	V
Lista de Quadros	V
Lista de Siglas e Abreviaturas	VI
1. Introdução.....	1
2. Objetivos	3
3. Revisão Bibliográfica.....	3
3.1- Descrição do processo de produção de celulose pelo processo Kraft	4
3.2- Princípio de funcionamento dos evaporadores múltiplo efeito	6
3.3- Análise dos aspectos físico-químicos do licor negro	9
3.4- Simulação de processos industriais	10
3.5- Simulação de evaporadores de licor negro	11
3.6- Simulação e otimização de sistemas de evaporação de múltiplo efeito	13
4. Materiais e Métodos	14
4.1 Resumo das etapas	14
4.2 Estudo do sistema	15
4.3 Coleta de dados	16
4.4 Simulação.....	17
4.4.1 Avaliação de configurações alternativas com compressor	18
4.4.2 Avaliação de configurações alternativas com vazões em concorrentes.....	19
4.5 Análise de Sensibilidade	20
4.6 Otimização	20
5. Resultados e Discussões.....	20
5.1 Simulação com dados de planta e dados de Projeto	20
5.2 Arranjos alternativos: Recompressão de vapor e Arranjo concorrente	23
5.3 Análises de Sensibilidade	25
5.4 Otimização	30
6. Conclusões	32
Referências Bibliográficas.....	33

Agradecimentos

Agradeço, primeiramente, aos meus pais, Juares da Costa Martins e Andrea da Luz Martins, que sempre acreditaram em mim e me apoiaram em todos meus objetivos de vida, mesmo quando haviam dificuldades. Além de me servirem de exemplo em muitos aspectos como caráter, trabalho, ética e comprometimento.

Ao meu irmão, Matheus Rhyan da Luz Martins, que em vários momentos do dia-a-dia universitário estava, também, ao meu lado me apoiando.

Ao professor Edson Cordeiro do Valle pelo excelente empenho em me orientar no meu trabalho de conclusão de curso e pela capacidade de transmitir seus conhecimentos com clareza e discernimento didático.

Ao meu orientador de estágio, Daniel Sidoruk, que me recepcionou muito bem em seu setor e sempre esteve disposto a me ajudar na busca pelo conhecimento e crescimento profissional no meu período de estágio.

Também, meus agradecimentos ao meu coorientador de estágio, Gilberto Camargo da Silva, cujos conhecimentos na área fabril, capacidade de explicação e paciência fizeram do meu estágio muito mais produtivo.

À minha orientadora de iniciação científica, Marcela Sander, que proporcionou uma riqueza de ensinamentos e demandas científicas que enriqueceram e deram melhor rumo as minhas experiências acadêmicas.

Ao meu mentor profissional, Sr. André Mateus Silveira, que me inspirou desde cedo a seguir a profissão de engenheiro pelo seu exemplo de comprometimento profissional, capacidade de entrega de resultados e caráter (respeito, humildade e educação).

Resumo

A produção de celulose está entre os setores mais relevantes da atual conjuntura econômica mundial. Dentre as rotas produtivas atualmente aplicadas, destaca-se o processo Kraft de produção. O processo Kraft de obtenção de celulose gera como subproduto do cozimento da madeira o licor negro. Por ter um rico conteúdo energético e químico, e potencial poluidor, o licor negro segue para um ciclo de recuperação. Uma das etapas desse ciclo é a queima em caldeira, porém, seu teor de sólidos deve ser elevado de 15% a 80%, aproximadamente. Para tal, segue-se o processo de evaporação de múltiplo efeito utilizando vapor como elemento de aquecimento. Por se tratar de um processo industrial operacionalmente complexo e dependente de outros setores produtivos, testes de modificações dos parâmetros de processo e tentativas de otimização podem ser inviáveis do ponto de vista prático. Em face dessa conjuntura, a simulação de um sistema de evaporação múltiplo efeito é uma alternativa de interesse prático para prever o comportamento e resultados das principais variáveis de processo envolvidas. O objetivo do trabalho é a simulação de um processo real de evaporação de múltiplo efeito de licor negro em uma planta de produção de celulose. Para validar os modelos utilizados e comparar os valores obtidos pela simulação, foram coletados dados operacionais reais e de projeto de uma indústria de produção de celulose. A partir daí, montou-se um arranjo similar ao de operação no software de simulação iiSE, que possui uma biblioteca termodinâmica e física específica para o licor negro e para evaporadores de licor negro. Após a obtenção dos resultados, seguiu-se uma comparação com os dados coletados, gerando um erro médio de 12% para as principais vazões dos efeitos (licor, evaporado e condensado) e de 13,8% para as pressões dos efeitos. Dentre as ferramentas disponíveis no iiSE, foram utilizadas as análises de sensibilidade para prever comportamentos das variáveis de resposta frente a alterações nas especificações. Também, foi realizada uma otimização do sistema no que diz respeito as principais entradas energéticas e a variável otimizada foi o teor de secos do último efeito. Foram alcançados valores otimizados de 0,54 para 0,82 e de 0,94 para 0,99 para os teores de secos do último efeito nos arranjos com dados de planta e de projeto, respectivamente.

Palavras chave: Licor negro. Evaporação de múltiplo efeito. Modelagem de evaporadores. Simulação.

Lista de Figuras

Figura 1: Investimentos destinados ao mercado da indústria florestal no ano de 2018.	1
Figura 2: Visão geral do processo de fabricação de celulose.	2
Figura 3: Fluxograma geral do processo de produção de celulose.	6
Figura 4: Exemplo de um evaporador de filme descendente.	7
Figura 5: Sistema de cinco efeitos com configuração contracorrente.	8
Figura 6: Representação de um evaporador com suas principais correntes.	12
Figura 7: Representação esquemático da planta de evaporação.	15
Figura 8: Arranjo operacional para a simulação utilizando dados de planta e de projeto.	18
Figura 9: Configuração com apenas um efeito com compressor na saída de evaporado.	19
Figura 10: Arranjo para a simulação utilizando dados de planta e de projeto em concorrente.	19
Figura 11: Análise de sensibilidade entre temperatura (°C) do efeito 1AB e teor de sólidos do efeito 1AB, para dados de planta.	25
Figura 12: Análise de sensibilidade entre temperatura (°C) do licor de alimentação do efeito 4 do consumo de vapor vivo para efeito 1AB, com dados de planta.	26
Figura 13: Análise de sensibilidade entre temperatura (C°) do licor de alimentação do efeito 4 do consumo de vapor vivo para efeito 1AB, com dados de projeto.	26
Figura 14: Análise de sensibilidade entre vazão do licor de alimentação do efeito 4 do teor de sólidos no efeito 1AB, para dados de planta.	27
Figura 15: Análise de sensibilidade entre vazão do licor de alimentação do efeito 4 do teor de sólidos no efeito 1AB, para dados de Projeto.	27
Figura 16: Análise de sensibilidade entre teor de sólidos do licor de alimentação do efeito 4 do teor de sólidos efeito 1AB, com dados de planta.	28
Figura 17: Análise de sensibilidade entre teor de sólidos do licor de alimentação do efeito 4 do teor de sólidos efeito 1AB, com dados de projeto.	28
Figura 18: Análise de sensibilidade entre temperatura (°C) de licor de alimentação do efeito 4 do teor de sólidos efeito 1AB, com dados de planta.	29
Figura 19: Análise de sensibilidade entre temperatura de licor de alimentação do efeito 4 do teor de sólidos efeito 1AB, com dados de projeto.	29
Figura 20: Convergência do otimizador iiSE.	30
Figura 21: Convergência do otimizador iiSE.	31

Lista de Tabelas

Tabela 1: Análise dos resultados obtidos das simulações.	21
Tabela 2: Resultados dos cálculos de consumo específico para os três arranjos simulados. ...	23
Tabela 3: Quantificação energética dos fluxos de condensado obtidos nas simulações de arranjo normal.....	24
Tabela 4: Resultados das otimizações.	31

Lista de Quadros

Quadro 1: Composição elementar típica do licor negro do processo Kraft.....	9
Quadro 2: Composição mássica do licor negro oriundo do pinus (<i>Pinus sylvestris</i>).	9
Quadro 3: Dados utilizados na simulação.	16
Quadro 4: Teores de sólidos obtidos no arranjo concorrente.	23

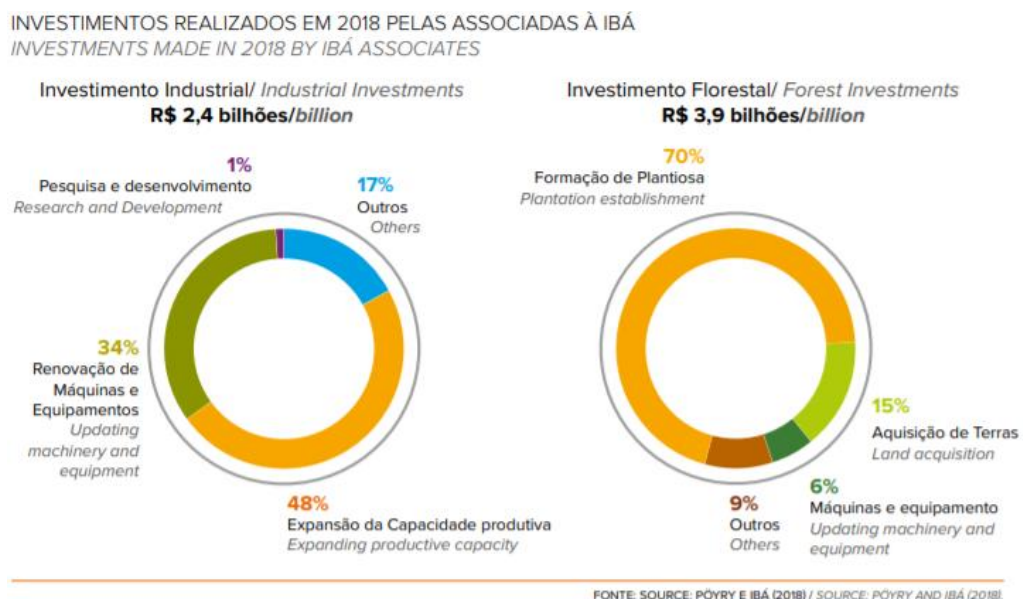
Lista de Siglas e Abreviaturas

- Cp_{bl} : Capacidade calorífica do licor negro;
- LE_i : Corrente global de entrada de licor no evaporador i ;
- LS_i : Corrente global de saída de licor no evaporador i ;
- Q_i^t : Calor recebido no evaporador i ;
- VS_i : Corrente global de evaporado no evaporador i ;
- $XE_{i,j}$: Fração do componente j na entrada do evaporador i ;
- $XS_{i,j}$: fração do componente j na saída do evaporador i ;
- ρ_T : Massa específica do licor negro;
- ΔT : Diferencial de temperatura;
- A_i : Área de troca térmica do evaporador i ;
- CS_i : Corrente de saída de condensando no evaporador i ;
- EPE : Elevação do ponto de ebulição;
- F : Vazão;
- hCS_i : Entalpia da corrente de saída de condensado no evaporador i ;
- hLE_i : Entalpia da corrente de entrada de licor no evaporador i ;
- hLS_i : Entalpia da corrente de saída de licor no evaporador i ;
- HVE_i : Entalpia da corrente de entrada de vapor no evaporador i ;
- HVS_i : Entalpia da corrente de evaporado no evaporador i ;
- S : Teor de sólidos;
- tss: Toneladas de sólidos secos;
- U : Coeficiente global de troca térmica;
- U_i : Coeficiente global de troca térmica do evaporador i ;
- VE_i : Corrente de entrada de vapor no evaporador i ;
- x : Fração de sólidos;

1. Introdução

O aumento da demanda por produtos de origens florestais é um importante vetor do crescimento da produção de riqueza nacional. Em 2018, por exemplo, os produtos florestais ocuparam a quarta posição na classificação do valor das exportações do agronegócio nacional, totalizando o montante de U\$ 23,77 bilhões (IBÁ, 2019). Dentre esses, destaca-se a produção de celulose, com 61,6% do total. Além disso, o mercado de celulose é um dos maiores focos de investimento em tecnologia e inovação em ganho de eficiência e produtividade, tanto da produção de matéria prima (como silvicultura e replicação genética, por exemplo) quanto do processo industrial propriamente dito (IBÁ, 2019). A Figura 1 mostra como foram divididos os investimentos no setor no ano de 2018.

Figura 1: Investimentos destinados ao mercado da indústria florestal no ano de 2018.



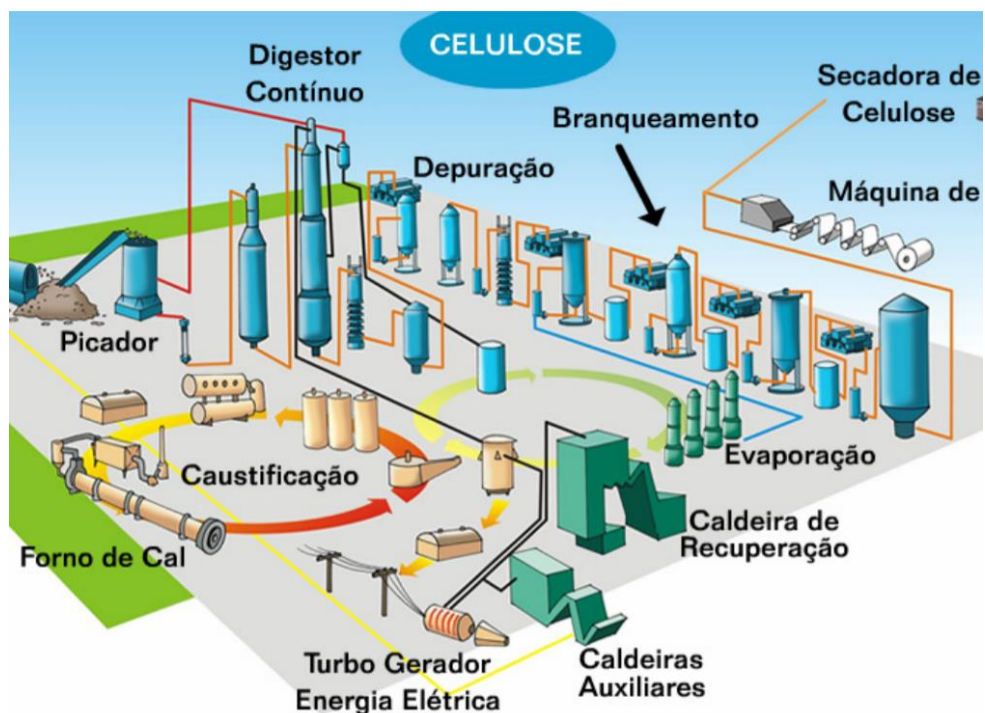
Fonte: IBÁ, 2019.

Nesse contexto, o aumento de eficiência produtiva de uma planta industrial é um importante fator de competitividade perante o mercado. No que se trata de eficiência, o consumo energético é, sem dúvida, um dos mais relevantes tópicos a se tratar, haja vista que é um insumo importante para a indústria e possui alto custo. É muito comum, em produções de larga escala como o da celulose, por exemplo, mesmo pequenos percentuais de economia energética representarem um resultado financeiro significativo nos balanços anuais das companhias.

No que se refere ao processo produtivo da celulose propriamente dita, podemos dividi-lo em duas grandes vertentes: a linha de fibras (onde ocorre a extração da celulose da madeira)

e o circuito de recuperação (no qual há a recuperação química e geração de energia). A produção de celulose é de um processo produtivo autossustentável em produção energética, haja vista que um subproduto da extração de celulose pode ser queimado em uma caldeira de recuperação, recuperando químicos vitais no processo. Um resumo do processo Kraft de produção de celulose pode ser representado pela Figura 2. A linha de fibras começa com a alimentação de cavacos de madeira seguindo ao cozimento e branqueamento. O licor negro, subproduto do cozimento, é encaminhado para o circuito de recuperação química, na qual há a queima do licor negro em caldeira de recuperação, com respectiva formação do licor verde que é encaminhado a caustificação para recuperação o licor branco. O processo será tratado com mais detalhes a seguir.

Figura 2: Visão geral do processo de fabricação de celulose.



Fonte: CASTRO, 2009.

No que tange à indústria da celulose, evaporadores de múltiplo efeito são elementos chave no ciclo de recuperação química, ao passo que concentra o licor preto a teores de sólido próximos aos 80% para sua respectiva queima na caldeira de recuperação (CASTRO, 2009). Tal feito é alcançado através do uso de energia térmica que evapora a fase líquida da corrente. Além de serem consumidores ativos de energia térmica e elétrica, sua maior eficiência pode trazer um ganho significativo no balanço energético da planta, ao passo que aumenta o poder calorífico do licor preto.

Mesmo sendo uma tecnologia muito consolidada e conhecida, dependendo da configuração dos equipamentos, pode ser difícil variar parâmetros do processo real para procura de melhores pontos operacionais. No caso específico da simulação de evaporadores de múltiplo efeito, uma análise detalhada dos parâmetros de processo em simulação poderia implicar economia energética e maiores teores de sólidos. Além disso, com relativa facilidade de implementação, é possível o teste de variantes de correntes com diferentes características e inclusão de novos equipamentos, como compressores, por exemplo.

Em face dessa conjuntura, vê-se grandes vantagens em aplicar ferramentas de simulação e modelagem a fim de se conhecer melhor a operação unitária em questão e, também, otimizá-la.

2. Objetivos

O objetivo geral deste trabalho é a simulação e otimização de um sistema de evaporação múltiplo efeito que concentra licor negro (corrente com determinadas características físico-químicas pré-definidas) oriundo de uma indústria de obtenção de celulose, para prever a concentração final obtida.

Dentre os objetivos específicos destacam-se:

- Simulação do sistema atual com dados de planta e projeto;
- Validação dos modelos aplicados por meio da comparação dos mesmos com dados reais observados em planta;
- Análise de configurações alternativas do sistema de evaporação;
- Análises de sensibilidade do sistema simulado;
- Otimização de variáveis de processo com o objetivo de aumentar o teor de sólidos do sistema de evaporação.

3. Revisão Bibliográfica

3.1- Dados de mercado

A indústria de árvores plantadas é um dos poucos setores brasileiros que gera a maior parte da energia elétrica consumida nos seus processos produtivos. Em 2019, por exemplo, 73% do consumo energético do setor foram produzidos de maneira autossuficiente. Indústrias do setor geram, além disso, 18,3 milhões de GJ excedentes para comercialização em rede pública. As empresas de celulose, em sua maioria, utilizam subprodutos do processo para produção de

energia térmica e elétrica. A queima do licor negro, proveniente da produção de celulose, representou 64,3% de toda energia produzida pelo setor em 2018.(IBÁ, 2019)

3.2- Descrição do processo de produção de celulose pelo processo Kraft

Os dois métodos principais de obtenção de celulose são o Kraft e o Sulfito. Ambos são processos químicos que objetivam desfibrar os cavacos de madeira com mínima utilização possível de energia, e, a diferença fundamental, está no licor de cozimento. No processo Sulfito, o licor de cozimento é formado por uma solução de bissulfito de sódio, amônio, cálcio ou magnésio, que pode ou não ter um excesso de anidrido sulforoso dissolvido. A principal vantagem do processo sulfito sobre o Kraft é que a celulose obtida é mais clara, e, por conseguinte, mais fácil de ser branqueada. Outra vantagem, é que a celulose sulfito é refinada com menor consumo de energia mecânica e mais rapidamente. Dentre as desvantagens do processo sulfito, destaca-se o fato de que não pode ser aplicada a todas as espécies vegetais, principalmente resinosas, que demandam altos tempos de cozimento e geram polpas menos resistentes (E.G. BARRICHELO; BRITO, 1979).

O processo produtivo de obtenção da celulose pelo processo Kraft engloba uma série de operações unitárias de diferentes características entre si, porém complementares. Pode-se dividir, de maneira simplista, o processo Kraft em dois principais subprocessos: linha de fibras e ciclo de recuperação química (além de planta química, utilidades, tratamento de efluentes, entre outros que não serão aqui descritos).

A linha de fibras começa com a chegada das toras de madeira ao setor de picagem, no qual ocorre a lavagem e fragmentação das mesmas a pequenos cavacos que são separados por peneiramento e encaminhados para o cozimento. No digestor, procede-se o cozimento da madeira com a adição do licor branco ($\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{S}$), sob condições operacionais de temperatura e pressão adequadas.

O digestor produz a polpa marrom e o licor negro (formado por sais inorgânicos e materiais orgânicos originários da madeira). A polpa marrom é, então, encaminhada para a lavagem e depuração a fim de se eliminar contaminantes e materiais indesejados do fluxo. Já o licor negro é encaminhado ao ciclo de recuperação química, onde há a regeneração dos químicos utilizados no cozimento (COLOMBINI, E. C. et al, 2015).

Após a depuração, a polpa é encaminhada ao branqueamento, onde há um tratamento químico à base de ClO_2 e H_2O_2 . A polpa branqueada é, também, depurada e enviada para o

setor de secagem. Aqui, há a dispersão da suspensão de fibras de modo a promover a retirada da água e formação das folhas de celulose que formam fardos aptos ao cliente final, com teor de umidade em torno de 10%.

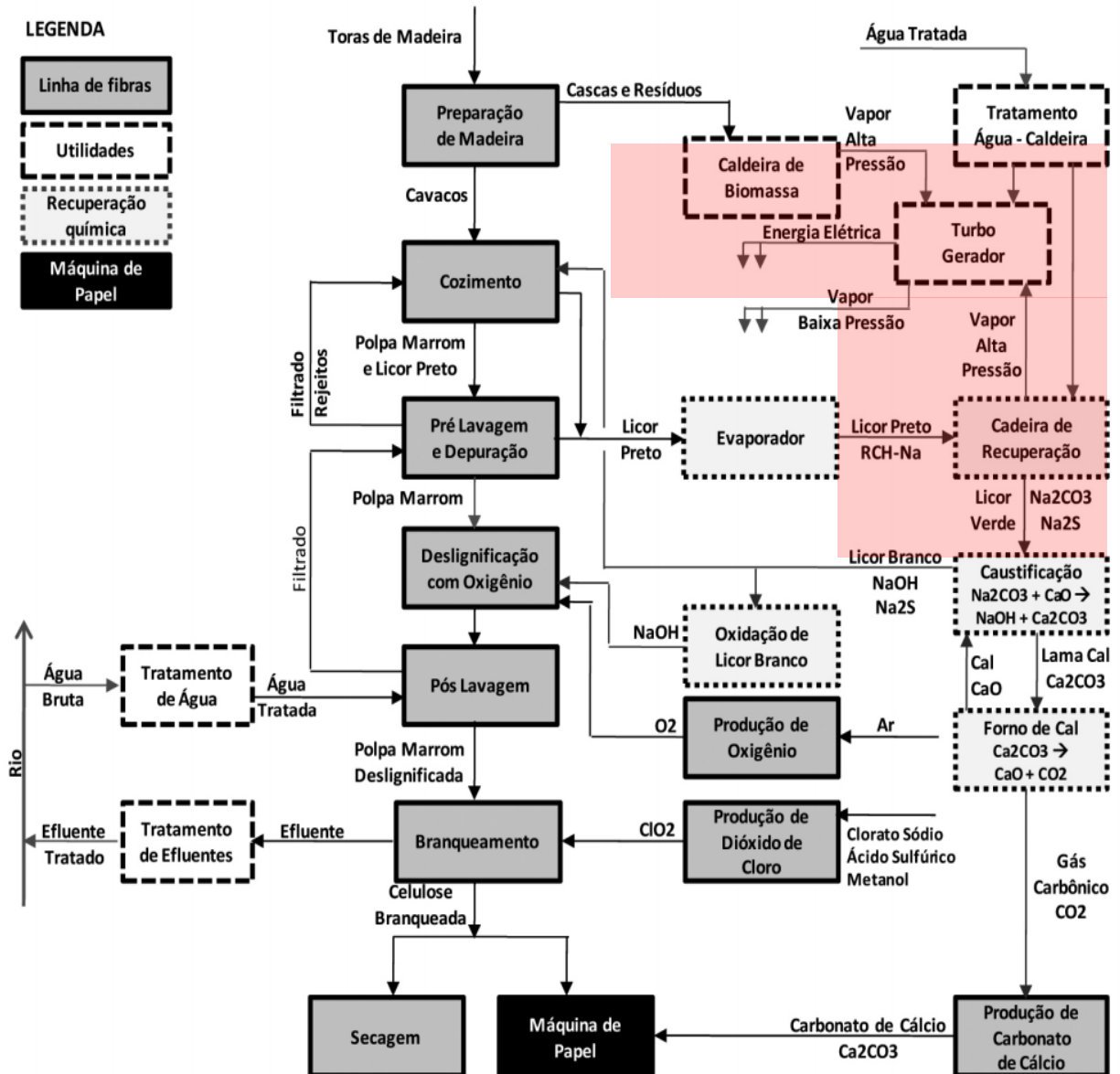
O licor negro é composto basicamente por compostos químicos utilizados no cozimento (principalmente sais inorgânicos expressos em diferentes fórmulas) e a parcela orgânica da madeira, que possui poder calorífico notável. O ciclo de recuperação química viabiliza e justifica economicamente a produção de celulose, ao passo que a maior parte dos químicos utilizados no cozimento são recuperados e há, ainda, a geração de energia térmica a partir da queima da parcela orgânica. Além disso, o descarte do licor negro seria inviável do ponto de vista ambiental, haja vista que possui uma carga de elementos poluentes de difícil tratamento (ROCHA STEIN, F. 2010).

O circuito de recuperação se inicia com a chegada do licor negro oriundo do cozimento ao setor de evaporação, com um teor de sólidos entre 10 e 15%. Através de uma sequência de evaporadores de múltiplo efeito, o teor de sólidos do licor negro chega a aproximadamente 80%, viabilizando sua queima na caldeira de recuperação. A caldeira de recuperação possui dupla função, ao passo que a queima a parcela orgânica, gerando energia térmica e promove a reação de redução do Na_2SO_4 à Na_2S gerando o licor verde (Na_2CO_3 e Na_2S , principalmente).

O licor verde passa, então, para a caustificação, onde há a reação com o cal para a formação do licor branco (Na_2S e NaOH). O cal é produzido internamente através de um forno que calcina o CaCO_3 oriundo dos caustificadores, tornando o processo autossuficiente. O licor branco é, então, enviado ao cozimento novamente, finalizando o ciclo fechado de recuperação química (FONTOURA DE MENESES, 2005).

A Figura 3 mostra uma visão geral do processo produtivo de celulose, com destaque para o ciclo de recuperação do licor negro e evaporação, que será objeto de estudo a seguir.

Figura 3: Fluxograma geral do processo de produção de celulose.



Fonte: MORAES; PIRATELLI; ACHCAR, 2013.

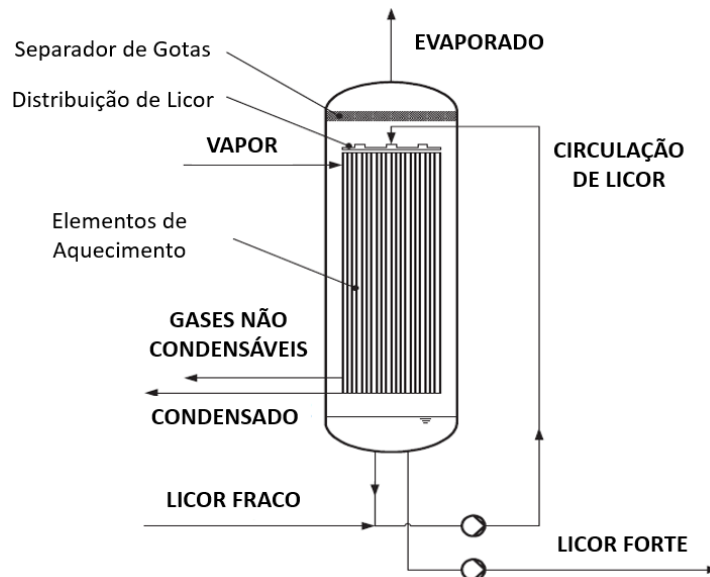
3.3- Princípio de funcionamento dos evaporadores múltiplo efeito

A evaporação é uma operação unitária cujo objetivo é concentrar uma solução em seus componentes menos voláteis através da ação combinada de temperatura e pressão. De maneira simplificada, pode-se representar o princípio de funcionamento de um evaporador como um equipamento com duas câmaras em contato entre si: uma de condensação e outra de evaporação. A evaporação ocorre através da troca térmica entre ambas interfaces. Trata-se, essencialmente, de um trocador de calor.

Quanto a sua construção, os evaporadores podem ser de feixe tubular ou de placas e, também, podem ser de película ascendente ou descendente. Para aplicações envolvendo fluidos de altas viscosidades, como o licor negro, são empregadas circulações forçadas nos evaporadores, de modo que o licor é bombeado para promoção da troca térmica. Analisando-se um evaporador de simples efeito, trata-se de uma aplicação única de energia que promove a evaporação.

A Figura 4 apresenta um exemplo de construção de um evaporador simples efeito com circulação forçada.

Figura 4: Exemplo de um evaporador de filme descendente.



Fonte: SIXTA, 2006.

Um grande avanço na capacidade produtiva dos evaporadores aconteceu em 1844 quando Norbert Rillieux, desenvolveu a evaporação de múltiplo efeito para a indústria do açúcar. Tal construção é de maior eficiência energética, ao passo que há uma sequência de evaporadores operando em série e, a matéria evaporada de um efeito serve como fluido de aquecimento para o efeito subsequente. Assim, apenas o primeiro efeito é aquecido com vapor vivo originário da caldeira.

Na teoria, a economia de vapor é proporcional à quantidade de efeitos em série. Contudo, em situação operacional real, cada efeito demanda um determinado diferencial de temperatura entre o vapor de aquecimento e a temperatura de ebulição do líquido para que a transferência de calor seja efetiva. De maneira geral, tal diferencial de temperatura deve ser superior a 10 °C. E, ainda, deve-se considerar que a diferença de temperatura é reduzida pela

perda de temperatura provocada pela elevação do ponto de ebulição (devido ao aumento da concentração de sólidos) (HUGOT, 1972).

A econômica de vapor na evaporação de múltiplo efeito depende, em grande parte de outros aspectos operacionais, tais o uso da energia residual do condensado e procedimentos de limpeza para remoção de incrustações. (SIXTA, 2006)

Quanto à configuração de alimentação, as direções de fluxo do evaporado e da solução podem ter algumas variantes. No sistema de escoamento em concorrente, evaporado e solução concentrada seguem a mesmo sentido. Assim, no efeito em que a temperatura é maior, a concentração da solução será a menor.

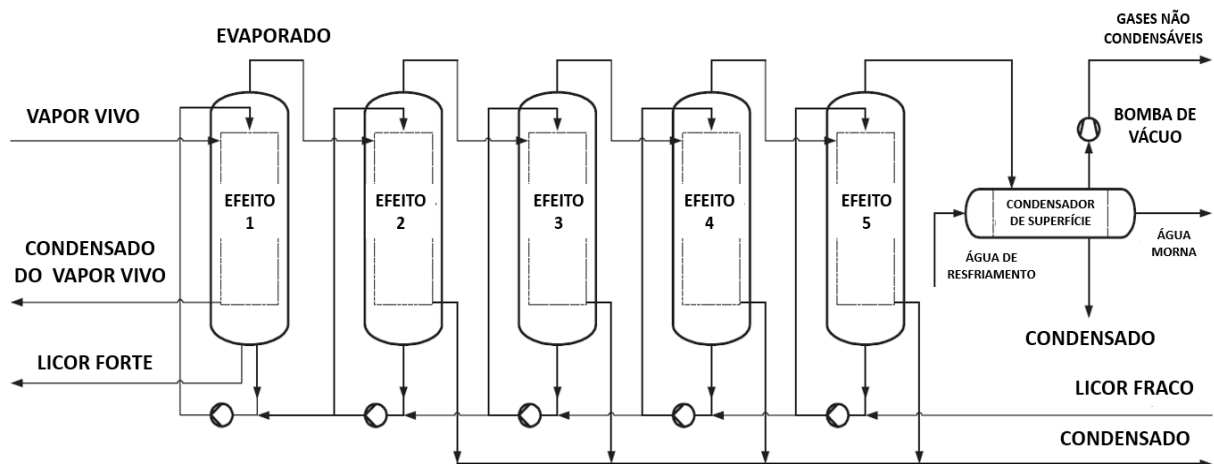
Já no contracorrente, o evaporado segue um sentido contrário à solução concentrada. Sendo uma boa opção para soluções viscosas, porém, como a solução segue de pressões menores para maiores há a necessidade de uso de bombas para o escoamento. Há ainda a possibilidade de mesclar ambos os arranjos, denominada de configuração mista.

Também, apesar de ser uma configuração menos utilizada, há alimentação cruzada, na qual a solução diluída é alimentada em todos os estágios e a concentrada retirada em todos os estágios, e o evaporado segue para os estágios sequenciais.

É usual, também, que a solução concentrada, nos efeitos finais do processo de evaporação, seja disposta por fora dos tubos para evitar incrustações e facilitar o processo de lavagem dos mesmos, fazendo-se o vapor vivo passar dentro dos tubos para troca térmica.

A Figura 5 ilustra uma configuração típica evaporação de múltiplo efeito.

Figura 5: Sistema de cinco efeitos com configuração contracorrente.



Fonte: SIXTA, 2006.

3.4- Análise dos aspectos físico-químicos do licor negro

O licor negro é um subproduto do processo de digestão de cavacos pelo Kraft (no qual há utilização NaOH e Na₂S como promotores do cozimento da madeira). Sua composição é dada pela parcela orgânica (na forma de lignina e carboidratos) proveniente da madeira e da carga inorgânica, formada, principalmente, por sais inorgânicos. Como já visto, o processo Kraft recupera e regenera os químicos de processo, além de queimar a parcela orgânica. Daí a importância de se conhecer as principais propriedades do licor negro, haja vista que é um dos principais fatores no que se trata da previsibilidade de comportamento das operações unitárias e dos produtos resultantes obtidos (RIBEIRO DE MELO et al., 2009). Do ponto de vista de composição química, a composição típica do licor negro por elementos químicos é apresentada pela Quadros 1 e 2, respectivamente.

Quadro 1: Composição elementar típica do licor negro do processo Kraft.

Elemento	Símbolo	%
Carbono	C	35
Hidrogênio	H	3,3
Oxigênio	O	35,7
Sódio	Na	19,7
Potássio	K	1,6
Enxofre	S	4

Fonte: T. CLAY, [s.d.].

Quadro 2: Composição mássica do licor negro oriundo do pinus (*Pinus sylvestris*).

COMPONENTE	%
Lignina	33
Ácidos Carboxílicos Alifáticos	31
<i>Ácido Fórmico</i>	6
<i>Ácido Acético</i>	4
<i>Ácido Glicólico</i>	2
<i>Ácido Láctico</i>	3
<i>Ácido 2-Hidroxibutanoico</i>	1
<i>Ácido 3,4-Didesoxipentanóico</i>	2
<i>Ácido 3-Desoxipentanóico</i>	1
<i>Ácido Xiloisossacarínico</i>	1
<i>Ácido Glucoisossacarínico</i>	7
<i>Outros</i>	4
Outros Orgânicos	8
Inorgânicos^a	28
<i>Sódio ligado a orgânicos</i>	12
<i>Compostos inorgânicos</i>	16
TOTAL	100

a- Incluindo ligações de sódio a compostos orgânicos

Fonte: SIXTA, 2006.

Em face dessa conjuntura, o conhecimento das propriedades do licor negro é importante na medida em que determinam seu comportamento nas unidades industriais. No que tange às variações dessas propriedades, há uma especial atenção no processo de evaporação em múltiplo efeito, pois, há uma constante mudança das características ao longo do processo da sequência de evaporadores, ao passo que temperatura e teor de sólidos são modificados.

Para fins de modelagem e simulação, parte-se da correlação de três propriedades principais: elevação do ponto de ebulição, massa específica e capacidade calorífica.

A elevação do ponto de ebulição, em °C, é dado pela Equação 1:

$$EPE = 7,5 \cdot \left(\frac{9,1 \cdot S}{8,1 - 7,1 \cdot S} \right) \quad (1)$$

Onde S é o teor de sólidos em fração mássica (CLAY, 2007).

A massa específica do licor negro segue a Equação 2:

$$\rho_T = 1007 + 600 \cdot S - 0,495 \cdot T \quad (2)$$

Onde a T é a temperatura em °C, ρ_T em Kg/m³ e S em fração mássica (CLAY, 2007).

A capacidade calorífica pode ser calculada pela Equação 3:

$$Cp_{bl} = 4,187 \cdot (1 - 0,54 \cdot S) \quad (3)$$

Onde Cp_{bl} é a capacidade calorífica do licor negro (em kJ kg⁻¹ K⁻¹) e S é o teor de sólidos em fração mássica (DIEL et al., 2016).

Tais propriedades físicas são de suma importância e afetam diretamente os projetos e as eficiências operacionais tanto dos evaporadores quanto da caldeira de recuperação. As correlações acima expostas são para tipos de madeira não oriundas da região em estudo (eucalipto).

3.5- Simulação de processos industriais

O modelo matemático de um processo é formado pelo conjunto dos modelos dos equipamentos e uma representação da estrutura do fluxograma. O modelo de um equipamento é constituído do sistema de equações que representam os fenômenos que regem o seu comportamento, podendo incluir alguns tipos de equações como: balanços materiais e de energia, relações de equilíbrio de fases, expressões para o cálculo de propriedades, taxas e coeficientes, equações de dimensionamento, restrições de corrente (PERLINGEIRO, 2005).

Prever o comportamento estacionário ou dinâmico de processos industriais pode ser um importante diferencial competitivo, tanto em fase de projeto quanto em procura por diferentes pontos operacionais da planta. A eficiência (tanto de insumos quanto energética) de obtenção do produto final, bem como sua qualidade, são fatores que demandam conhecimento das variáveis envolvidas no processo produtivo, bem como suas correlações.

Alguns nichos de produções industriais, como o da celulose, são especialmente complexos, e, apesar de já existirem tecnologias consolidadas, implementar técnicas para predição de resultados e análise de eficiência com testes diretos no processo pode comprometer a segurança operacional, poluir o meio ambiente e levar a perdas econômicas.

Nesse contexto, especialmente quando se trata de transformações físico-químicas e altas demandas produtivas, a simulação computacional de condições operacionais, mesmo que pontualmente, pode trazer à luz resultados mais robustos e maiores eficiências econômicas. Ainda, com a crescente demanda por engenharia de segurança do trabalho, é possível identificar possíveis pontos de perigo no processo, como, por exemplo, pontos com pressões maiores que as nominais projetadas para determinados equipamentos.

3.6- Simulação de evaporadores de licor negro

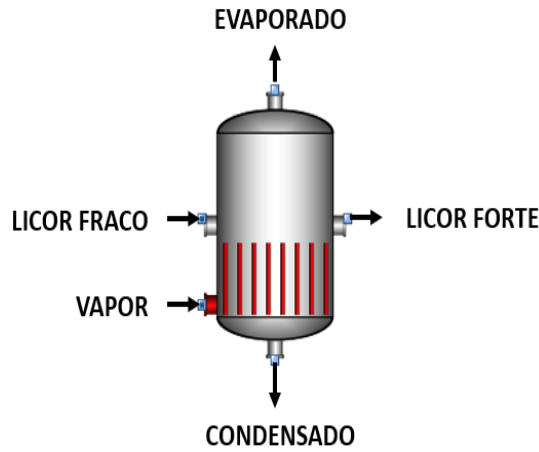
A análise dos modelos de sistemas matemáticos da evaporação de múltiplo efeito tem sido reportada na literatura há cerca de oito décadas. Tais modelos são, geralmente, baseados em um conjunto de equações lineares e não-lineares que podem descrever os efeitos das variações físicas das propriedades do vapor e do licor negro frente às mudanças de temperatura e concentração do mesmo (BHARGAVA et al., 2008).

Durante o processo de evaporação, remover constantemente os elementos mais voláteis contidos na solução de licor negro, demanda um alto consumo energético em uma planta de fabricação de celulose. Assim, a economia da energia requerida é uma importante questão a ser resolvida numa planta de evaporação. Nesse sentido, crescentes quantidades de economia de energia têm sido relatados através da utilização do calor latente do vapor secundário (flash), incluindo tecnologia de turbo-bombas e, também, utilização do excesso de vapor para pré-aquecimento da solução de alimentação (RUAN et al., 2015).

De maneira geral, os modelos fenomenológicos dos evaporadores para a evaporação do licor negro são baseados num conjunto de equações de balanço de massa e energia, e as relações de equilíbrio que devem ser resolvidas simultaneamente.

A Figura 6 mostra um efeito genérico com as principais vazões de entrada e saída utilizadas como base para os balanços energéticos e mássicos.

Figura 6: Representação de um evaporador com suas principais correntes.



Fonte: Autor.

A seguir, são apresentadas as relações para um modelo matemático genérico para evaporadores. O balanço global de licor para o n -ésimo evaporador, sendo $i = 1 \dots n$, pode ser matematicamente representado pela Equação 4:

$$LE_i - LS_i - VS_i = 0 \quad (4)$$

Onde LE_i é a vazão mássica total de entrada de licor fraco, LS_i a vazão mássica total de saída de licor forte e VS_i a vazão mássica total de evaporado, também denominada vapor vegetal.

Considerando que a corrente de vapor não carrega partículas sólidas, e que a corrente possui C componentes, sendo $j = 1 \dots C$, o balanço de massa por componente segue a Equação 5:

$$XE_{i,j}LE_i - XS_{i,j}LS_i = 0 \quad (5)$$

Onde $XE_{i,j}$ é a fração mássica do componente j na entrada do evaporador e $XS_{i,j}$ a fração mássica do componente j na saída do evaporador.

O balanço de energia pode ser representado pela Equação 6:

$$LE_i hLE_i - LS_i hLS_i - VS_i HVS_i + Q_i^t = 0 \quad (6)$$

Onde hLE_i é a entalpia da corrente de entrada de licor, hLS_i é a entalpia de saída de licor, HVS_i é a entalpia de saída do evaporado e Q_i^t é o calor recebido pela transferência de calor no evaporador. Q_i^t pode ser representado pela Equação 7:

$$Q_i^t = A_i U_i \Delta T \quad (7)$$

Onde A_i é a área de troca térmica do evaporador, U_i é o coeficiente global de troca térmica e ΔT o diferencial de temperatura.

O balanço material para o vapor de aquecimento e saída de condensado no evaporador é mostrado na Equação 8:

$$VE_i - CS_i = 0 \quad (8)$$

Onde VE_i é a vazão mássica de entrada de vapor e CS_i é a vazão mássica de saída de condensado.

O balanço energético para o vapor segue a equação 9:

$$VE_i HVE_i - CS_i hCS_i - Q_i^t = 0 \quad (9)$$

Onde HVE_i e hCS_i são as entalpias das vazões mássicas de entrada de vapor e saída de condensado, respectivamente (DIEL et al., 2016).

3.7- Simulação e otimização de sistemas de evaporação de múltiplo efeito

Além dos estudos desenvolvidos no presente trabalho, há na literatura diferentes abordagens acerca do tema. Com o propósito de promover um contraponto aos trabalhos de simulação e otimização de sistemas de evaporação de múltiplo efeito presentes na literatura, faz-se a seguir um breve resumo sobre os mesmos.

BHARGAVA et al. (2008) utilizam um modelo matemático não linear para analisar um sistema de evaporadores de filme descendente para concentração de licor negro em uma planta. O modelo é capaz de simular o processo de evaporação considerando a elevação do ponto de ebulição do licor, coeficiente global de transferência de calor, perda de calor, entre outras variáveis de processo. Baseado em balanço de massa e energia sobre um efeito, um polinômio cúbico é desenvolvido e resolvido repetidamente em uma sequência predeterminada usando um algoritmo de cascata generalizado. O desenvolvimento das correlações empíricas foi baseado em dados coletados de planta (BHARGAVA et al., 2008).

DIEL et al. (2016) avaliaram o estado estacionário de um processo de evaporação por meio de um modelo fenomenológico baseado em balanços de massa e energia. O método de

Newton para sistemas não lineares foi utilizado e, então, métodos estatísticos foram utilizados para a preparação do modelo empírico. O modelo matemático foi validado através da comparação com trabalhos vigentes na literatura. Respostas de superfície foram utilizadas para a otimização do processo considerando que a composição de saída do licor negro e o coeficiente de performance do sistema evaporativo são as variáveis de resposta (DIEL et al., 2016).

Também, RUAN et al. (2015), com o objetivo de reduzir o consumo energético em um processo de concentração de suco de fruta, desenvolveram um modelo matemático geral de um sistema de evaporação de múltiplo efeito em contracorrente que contém várias medidas de economia de energia (tais como turbo-bombas a vapor, *flash* da solução e *flash* do condensado). As equações sistemáticas de balanço material e equações de balanço de calor são descritas na forma de equação matricial para resolver o modelo. O modelo é resolvido pelo método matricial combinado com método iterativo, que apresenta vantagens de ser menos sensível a valores iniciais, alta velocidade de convergência e estabilidade (RUAN et al., 2015).

O autores KHANAM; MOHANTY (2011) desenvolveram um novo modelo matemático escalonável simplificado, baseado nos conceitos de análise de fluxo, perfis de temperatura e troca de calor interna para a síntese de sistemas de evaporadores de múltiplo efeito. Nesse modelo, assume-se que a alimentação é composta de um produto e por uma gama de correntes de condensado, que se originam de diferentes efeitos. O trabalho se baseia em um sistema de evaporação de licor negro oriundo do processo Kraft. O arranjo de equações algébricas lineares para o modelo é gerado pela programação e é resolvida simultaneamente usando o método de eliminação Gaussiana com pivotamento parcial. Os resultados são validados com dados de planta (KHANAM; MOHANTY, 2011).

Dados os artigos acima citados, é de suma importância e relevância a modelagem a partir de dados concretos que sejam representativos do sistema de evaporação sobre o qual se trabalha. A seguir, são apresentados os desenvolvimentos realizados no trabalho, onde foi desenvolvida simulação e otimização de um sistema de evaporação de múltiplo efeito com a utilização do software iiSE.

4. Materiais e Métodos

4.1 Resumo das etapas

Para melhor organização da elaboração da simulação do sistema de evaporação do licor negro, algumas etapas foram contempladas como:

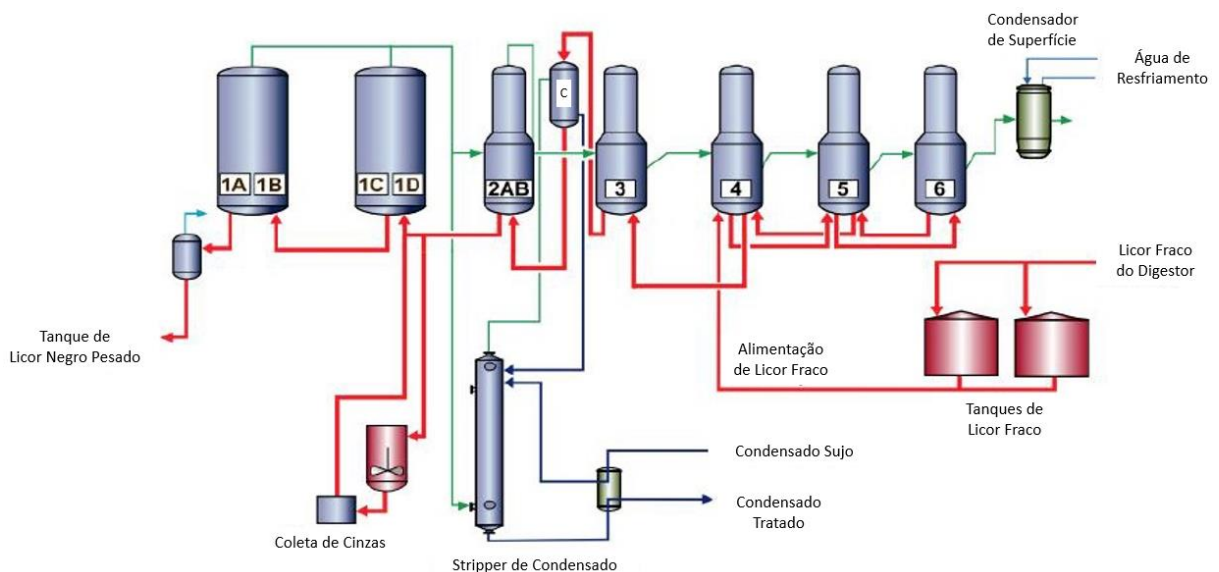
- Estudo do sistema para entendimento das principais variáveis de processo e equipamentos;
- Coleta de dados de diferentes fontes disponíveis;
- Montagem da simulação propriamente dita e de arranjos alternativos para comparação de resultados;
- Análise de sensibilidade sobre as principais variáveis trabalhadas;
- Otimização do sistema.

4.2 Estudo do sistema

A primeira etapa consistiu no estudo do fluxograma do processo, bem como de suas características e principais equipamentos envolvidos. Tal conhecimento permite a replicação do sistema de evaporação de licor negro de forma mais eficiente no simulador e implica simplificações que serão tomadas a fim de se conseguir resultados factíveis. Foram utilizadas como fontes o sistema de supervisão utilizado na operação da planta de evaporação bem como os documentos de projetos disponíveis.

O sistema real de evaporação aplicado na planta de evaporação possui diversos equipamentos, como, por exemplo, coleta de cinzas, stripper de condensado e pré-aquecimento de licor, que não foram representados na simulação para fins de simplificação e convergência. A representação esquemática da planta de evaporação estudada é apresentada na Figura 7, na qual as linhas vermelhas representam fluxo de licor e as verdes de evaporado.

Figura 7: Representação esquemático da planta de evaporação



Fonte: manual da fabricante.

A alimentação de licor negro fraco (representado pelas linhas vermelhas na ilustração acima) oriundo do cozimento ocorre no efeito 4 e, do efeito 4 ao efeito 6, licor e evaporado seguem em sentido concorrente. O licor negro é enviado do efeito 6 ao 3, e o licor segue em contracorrente com o evaporado até o efeito 1AB. Trata-se, portanto, de um sistema de fluxo misto entre licor e evaporado: parte concorrente e parte contracorrente. A alimentação de vapor vivo (oriundo da caldeira de vapor) ocorre nos evaporadores 1AB 1CD, que podem ser vistos como 4 efeitos que trabalham de forma independente para facilitar as manobras de lavagem quando em operação. Em seguida, o evaporado (correntes verdes na figura acima) desses efeitos segue até o efeito 6.

4.3 Coleta de dados

Nesta etapa, foram buscados, junto à CMPC Celulose Riograndense, dados operacionais da planta de evaporação retirados da planta operacional e, também, dados foram retirados dos documentos de projeto. Os pontos operacionais foram coletados em um intervalo de estado estacionário de produção sem variações bruscas no processo. A coleta de dados de duas fontes distintas permite acesso a um maior número de dados e validam os resultados de maneira mais efetiva. Além disso, como será visto, os dados de projeto nem sempre serão exatamente os pontos operacionais em utilização na planta, daí a utilização de ambos os dados ser de extrema valia. Os dados usados nas simulações são apresentados Quadro 3:

Quadro 3: Dados utilizados na simulação.

		Dados Projeto	Dados Planta			Dados Projeto	Dados Planta	
ALIMENTAÇÃO LICOR	F (t/h)	2070	1806	EFEITO 2	T (°C)	109	112	
	T (°C)	95	93,8		P (Kgf/cm ²)	-	1,24	
	P (Kgf/cm ²)	-	2		x sólidos	0,413	0,45	
	x sólidos	0,128	0,131		F licor (m ³ /h)	-	258	
EFEITO 4	T (°C)	82	85,6		F licor (t/h)	639	-	
	P (Kgf/cm ²)	-	0,56		F evap (t/h)	233	-	
	x sólidos	0,148	-		F cond (L/s)	59,2	-	
	F licor (t/h)	1790	-		A (m ²)	12000	12000	
EFEITO 5	F evap (t/h)	280	-		EFEITO 1CD	T (°C)	135	135
	F cond (L/s)	67	-			P (Kgf/cm ²)	-	2,26
	A (m ²)	11200	11200	x sólidos		0,65	0,65	
	T (°C)	71	77,4	F licor (m ³ /h)		-	-	
EFEITO 6	P (Kgf/cm ²)	-	0,393	F licor (t/h)		422	-	
	x sólidos	0,176	-	F evap (t/h)		254	-	
	F licor (t/h)	1502	-	F cond (L/s)		63	-	
	F evap (t/h)	288	-	A (m ²)		12375	12375	
EFEITO 3	F cond (L/s)	80	-	ALIMENTAÇÃO VAPOR 1CD		U (W/m ² K)	-	1470
	A (m ²)	11200	11200			F (t/h)	241	195
	EFEITO 6	T (°C)	61	68,5	EFEITO 1AB	T (°C)	-	145,6
		P (Kgf/cm ²)	-	0,25		P (Kgf/cm ²)	-	4,303
x sólidos		0,22	-	T (°C)		142	143	
F licor (t/h)		1190	-	P (Kgf/cm ²)		-	2,20	
EFEITO 3	F evap (t/h)	312	-	x sólidos		0,793	0,79	
	F cond (L/s)	80,2	-	F licor (m ³ /h)		-	222	
	A (m ²)	13500	13500	F licor (t/h)		332	-	
	T (°C)	93,7	96,9	F evap (t/h)		89	-	
EFEITO 3	P (Kgf/cm ²)	-	0,78	ALIMENTAÇÃO VAPOR 1AB		F cond (L/s)	32	-
	x sólidos	0,285	-			A (m ²)	12375	12375
	F licor (m ³ /h)	-	703,4		F (t/h)	95	77	
	F licor (t/h)	925	-		T (°C)	-	149,9	
EFEITO 3	F evap (t/h)	265	-		P (Kgf/cm ²)	-	4,79	
	F cond (L/s)	92,5	-					
	A (m ²)	10000	10000					

Fonte: Autor

4.4 Simulação

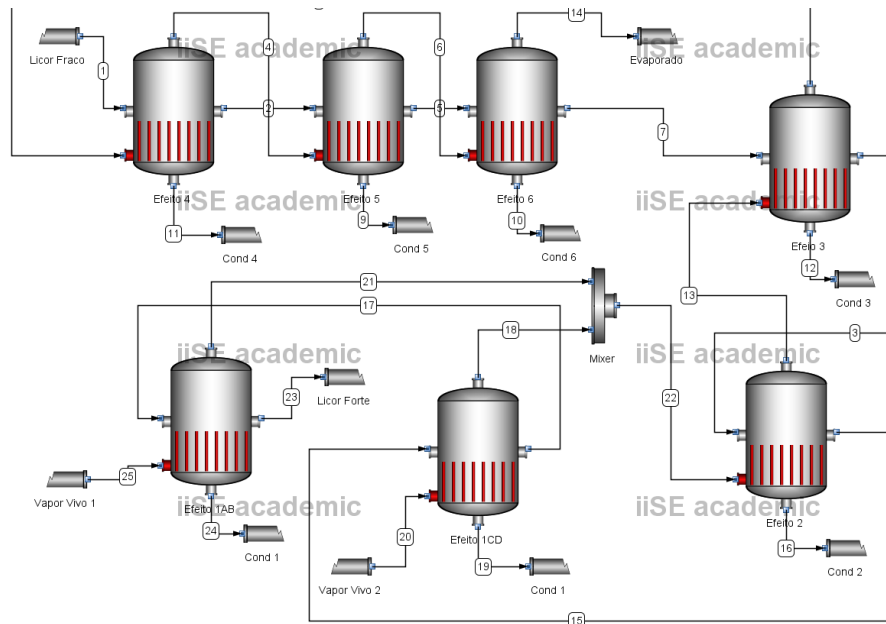
A simulação foi viabilizada pelo software iiSE (VRTECH INDUSTRIAL TECHNOLOGIES, 2011), que consiste de um simulador, de processos químicos e petroquímicos em estado estacionário, baseado em tecnologia orientada para equações. O iiSE possui um banco de dados físicos e termodinâmico compostos e dados específicos para processos envolvendo água, vapor e licor negro serão utilizados na simulação. Para o presente trabalho, a fim de se representar a evaporação do licor negro, foram implementados novos modelos baseados no equacionamento de propriedades de licor negro e de evaporadores, anteriormente apresentado (Capítulo 3, Seções 3.3 e 3.5). A escolha dos modelos foi realizada através da revisão bibliográfica desse trabalho e a implementação dos modelos no simulador foi feita por terceiros.

A simulação foi efetuada em um computador dotado de sistema operacional Windows 10 (2019), com 8 GB de memória RAM e processador Intel Core i5 – 7200U CPU @ 2.50 GHz.

Assim, procede-se uma replicação do arranjo operacional vigente na planta de evaporação de licor negro para o simulador iiSE. Foram efetuadas duas simulações com esse arranjo: uma para dados de projeto e outra para dados de planta. A estratégia de montagem do sistema para dados de projeto e de planta no simulador foi a mesma. Os mesmos graus de liberdade foram utilizados em ambas as simulações para a comparação de resultados ser mais consistente.

Ainda quanto à estratégia utilizada para convergir a simulação, as condições de alimentação de licor negro fraco foram estabelecidas de acordo com os dados disponíveis (foram especificados a vazão, temperatura, teor de sólidos e pressão). Já nos efeitos propriamente ditos foram especificados a temperatura e área (apenas no efeito 4 o teor de sólidos também foi especificado). Foram utilizadas duas alimentações de vapor vivo no sistema: uma no efeito 1CD, com vazão, temperatura e pressão especificados e uma no efeito 1AB com temperatura e pressão especificadas. Todas as especificações foram escolhidas no sentido de replicar os dados disponíveis e, com isso, comparar os resultados gerados com os valores reais. O arranjo simulado para replicar o sistema de evaporação estudado é apresentado na Figura 8.

Figura 8: Arranjo operacional para a simulação utilizando dados de planta e de projeto.



Fonte: Autor.

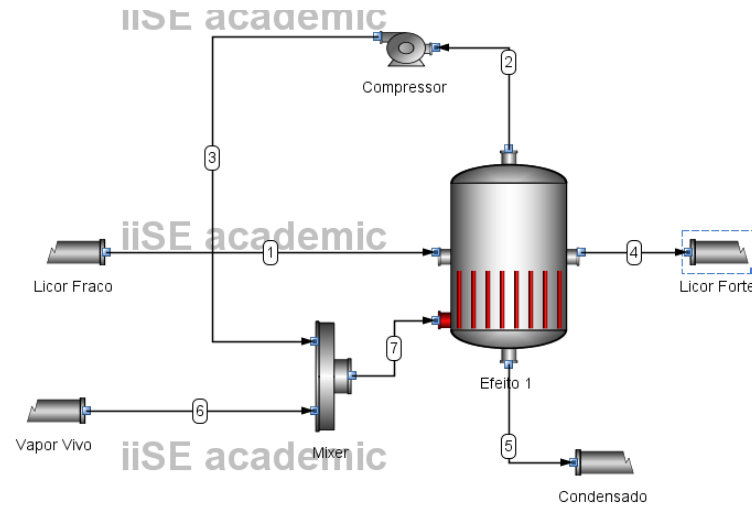
4.4.1 Avaliação de configurações alternativas com compressor

Configurações com uso de compressor são de uso recorrente na indústria da cana de açúcar, com uso já consolidado, justificando os testes de simulação. Para fins de comparação, foi testado um arranjo de apenas um efeito com o uso de um compressor junto ao evaporador gerado.

Para se comparar com os dados de projeto a área utilizada no efeito foi a mesma do evaporador 1AB (12375 m²), a pressão do efeito foi especificada em 1,033 kgf/cm² e o teor de sólidos especificado de acordo com o resultado da simulação de arranjo original de 0,94. As condições de alimentação do licor fraco também foram mantidas as mesmas à exceção da vazão que precisou ser reduzida para 800 m³/h para fins de convergência. Foi utilizado um vapor vivo saturado com 1,2 kgf/cm² e um compressor com a mesma pressão e eficiência especificada de 0,85.

Para a comparação com os dados de planta a área utilizada no efeito foi a mesma do evaporador 1AB (12375 m²), a pressão do efeito foi especificada em 1,033 kgf/cm² e o teor de sólidos especificado de acordo com o resultado da simulação de arranjo original de 0,54. Também, as condições de alimentação do licor fraco também foram mantidas as mesmas à exceção da vazão que precisou ser reduzida para 800 m³/h para fins de convergência. As demais especificações utilizadas foram as mesmas anteriormente citadas para dados de projeto. O arranjo utilizado no simulador com o uso do compressor é apresentado na Figura 9.

Figura 9: Configuração com apenas um efeito com compressor na saída de evaporado.

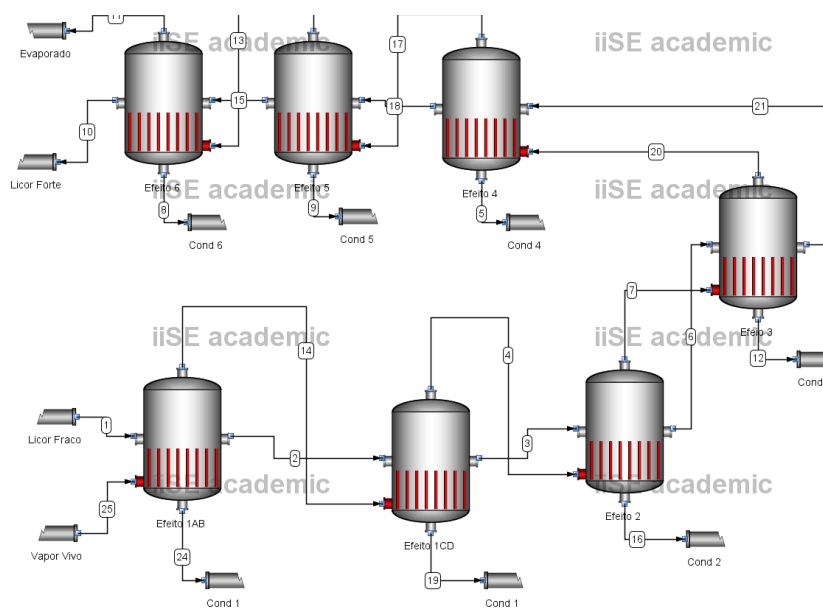


Fonte: Autor.

4.4.2 Avaliação de configurações alternativas com vazões em concorrentes

Também, como exposto na Figura 10, foi testado um arranjo com vazões de licor negro e de evaporado em concorrente com as mesmas condições de alimentação de licor negro fraco de alimentação para dados de projeto e de planta. Além disso, as especificações de área e de temperatura dos efeitos foram mantidas as mesmas do arranjo normal. Para a alimentação de vapor vivo no estudo de projeto e de planta foram especificadas a vazão de 300 t/h, temperatura de 149,85 °C e pressão de 4,788 kgf/cm². O arranjo concorrente é apresentado na Figura 10.

Figura 10: Arranjo para a simulação utilizando dados de planta e de projeto em concorrente.



Fonte: Autor.

4.5 Análise de Sensibilidade

Além disso, foi utilizado um recurso do iiSE para análises de sensibilidade do sistema, ou seja, como alguns resultados podem variar de acordo com as especificações tomadas. Todas as análises de sensibilidade foram tomadas nas simulações de arranjo normal. Cabe ressaltar que a principal variável a ser avaliada é o teor de sólidos do sistema de evaporação, com um menor consumo de vapor vivo para maior eficiência energética.

As análises de sensibilidade se justificam na medida em que se trata de um sistema complexo e altamente correlacionado, facilitando, assim, a visualização de como se relacionam as variáveis de processo.

4.6 Otimização

Além das funções de sensibilidade, foi testada a ferramenta de otimização disponível no simulador para análise de melhores pontos operacionais. A variável a ser maximizada foi o teor de sólidos no efeito 1AB. As variáveis livres de otimização foram: Temperatura do licor fraco, vazão de vapor vivo para o efeito 1CD, temperatura do efeito 4 e temperatura do efeito 1AB. O método de otimização utilizado foi Nelder-Mead. A tolerância para a convergência do método foi de 0,0001, e valor máximo do número de iterações foi 1000, enquanto que a penalidade para violações de restrições de igualdade usada foi 1000000. Cabe ressaltar que os parâmetros previamente citados, já vieram configurados do simulador.

5. Resultados e Discussões

5.1 Simulação com dados de planta e dados de Projeto

Para melhor análise e comparação de resultados obtidos, a Tabela 2 compila a simulação com dados de projeto e de planta resultante do arranjo da Figura 8, acima mostrado. Na Tabela 1, nas colunas “Resultados”, os dados grifados em azul representam as especificações escolhidas de modo a replicarem os dados disponíveis e os dados grifados em preto são resultados do simulador.

Tabela 1: Análise dos resultados obtidos das simulações.

(Continua)

		Resultados	Dados Projeto	Erro	Resultados	Dados Planta	Erro
ALIMENTAÇÃO LICOR	F (t/h)	2070	2070	-	1806	1806	-
	T (°C)	95	95	-	93,8	93,8	-
	P (Kgf/cm ²)	2	-	-	2	2	-
	x sólidos	0,128	0,128	-	0,131	0,131	-
EFEITO 4	T (°C)	82	82	-	85,6	85,6	-
	P (Kgf/cm ²)	0,50	-	-	0,58	0,56	2,2%
	x sólidos	0,148	0,148	-	0,148	-	-
	F licor (t/h)	1790	1790	0%	1599	-	-
	F evap (t/h)	280	280	0%	207	-	-
	F cond (L/s)	68	67	1,5%	53	-	-
	A (m ²)	11200	11200	-	11200	11200	-
U (W/m ² K)	1193	-	-	949	-	-	
EFEITO 5	T (°C)	71	71	-	77,4	77,4	-
	P (Kgf/cm ²)	0,31	-	-	0,41	0,39	4,0%
	x sólidos	0,1782	0,176	0,0022	0,172	-	-
	F licor (t/h)	1487	1502	1,0%	1375	-	-
	F evap (t/h)	304	288	5,6%	223	-	-
	F cond (L/s)	78	80	2,5%	58	-	-
	A (m ²)	11200	11200	-	11200	11200	-
U (W/m ² K)	1456	-	-	1143	-	-	
EFEITO 6	T (°C)	61	61	-	68,5	68,5	-
	P (Kgf/cm ²)	0,19	-	-	0,27	0,25	8,4%
	x sólidos	0,2275	0,22	0,0075	0,208	-	-
	F licor (t/h)	1165	1190	2,1%	1137	-	-
	F evap (t/h)	322	312	3,2%	238	-	-
	F cond (L/s)	84	80,2	4,7%	62	-	-
	A (m ²)	13500	13500	-	13500	13500	-
U (W/m ² K)	1460	-	-	1198	-	-	
EFEITO 3	T (°C)	93,7	93,7	-	96,9	96,9	-
	P (Kgf/cm ²)	0,73	-	-	0,85	0,78	8,0%
	x sólidos	0,2885	0,285	0,0035	0,2498	-	-
	F licor (m ³ /h)	-	-	-	854,2	703,4	21,4%
	F licor (t/h)	919	925	0,65%	947,2	-	-
	F evap (t/h)	246	265	7,17%	190	-	-
	F cond (L/s)	84	92,5	9,19%	67	-	-
A (m ²)	10000	10000	-	10000	10000	-	
U (W/m ² K)	1247	-	-	990	-	-	
EFEITO 2	T (°C)	109	109	-	112	112	-
	P (Kgf/cm ²)	1,16	-	-	1,38	1,24	10,8%
	x sólidos	0,4312	0,413	0,0182	0,3345	0,45	0,1155
	F licor (m ³ /h)	-	-	-	613,8	258	137,9%
	F licor (t/h)	615	639	3,8%	707,3	-	-
	F evap (t/h)	304	233	30,5%	240	-	-
	F cond (L/s)	92	59,2	55,4%	75	-	-
A (m ²)	12000	12000	-	12000	12000	-	
U (W/m ² K)	598	-	-	522	-	-	

Tabela 1: Análise dos resultados obtidos das simulações.

(Conclusão)

		Resultados	Dados Projeto	Erro	Resultados	Dados Planta	Erro
EFEITO 1CD	T (°C)	135	135	-	135	135	-
	P (Kgf/cm ²)	2,29	-	-	2,70	2,26	19,3%
	x sólidos	0,64	0,65	0,0064	0,4334	0,65	0,2166
	F licor (m ³ /h)	-	-	-	454,8	-	-
	F licor (t/h)	412	422	2,4%	545,9	-	-
	F evap (t/h)	203	254	20,1%	161	-	-
	F cond (L/s)	67	63	6,3%	54	-	-
	A (m ²)	12375	12375	-	12375	12375	-
U (W/m ² K)	1086	-	-	879	1470	40,2%	
ALIMENTAÇÃO VAPOR 1CD	F (t/h)	241	241	-	195	195	-
	T (°C)	145,6	-	-	145,6	145,6	-
	P (Kgf/cm ²)	4,30	-	-	4,30	4,30	-
EFEITO 1AB	T (°C)	142	142	-	143	143	-
	P (Kgf/cm ²)	2,05	-	-	3,17	2,20	43,9%
	x sólidos	0,9404	0,793	0,1474	0,5423	0,79	0,2477
	F licor (m ³ /h)	-	-	-	345,8	222	55,8%
	F licor (t/h)	282	332	15,1%	436,2	-	-
	F evap (t/h)	130	89	46,1%	110	-	-
	F cond (L/s)	41	32	28,1%	34	-	-
	A (m ²)	12375	12375	-	12375	12375	-
U (W/m ² K)	892	-	-	856	934	8,4%	
ALIMENTAÇÃO VAPOR 1AB	F (t/h)	147	95	54,7%	123	77	59,7%
	T (°C)	149,85	-	-	149,85	149,85	-
	P (Kgf/cm ²)	4,79	-	-	4,79	4,79	-
MÉDIA DE ERROS	F licor (t/h)		3,6%		P (Kgf/cm ²)	13,8%	
	F evap (t/h)		16,1%		x sólidos	0,19	
	F cond (L/s)		15,4%		U (W/m ² K)	24,3%	
	x sólidos		0,031				

Fonte: Autor

Os dados disponíveis se complementam quanto à comparação de resultados, visto que podemos analisar os erros tanto para vazões (com os dados de projeto) quanto para pressões (com os dados de planta). Os coeficientes globais de troca térmica disponíveis como dados de planta nos efeitos 1AB e 1CD são calculados automaticamente no sistema de controle para fins de parametrização da eficiência de troca térmica. Os erros em relação aos teores de sólidos foram mantidos absolutos para melhor dimensionamento da proporção. O último item da tabela mostra uma média de todos os erros calculados.

Dentre as principais fontes de erros cabe ressaltar que há alguns reaproveitamentos energéticos, como o de condensados, por exemplo, que não são considerados na simulação. Além disso, há uma coleta de cinzas para recuperação química do processo que não é quantificada, o que altera a composição do licor e, por conseguinte, as correlações que o representam físico-quimicamente. Também, os dois últimos evaporadores são do tipo *Tubel*, que se tratam de evaporadores utilizados em casos onde há maior risco de incrustações. Em tais

evaporadores, o licor é disposto de forma descendente sobre a superfície externa dos tubos, ao passo que o vapor de aquecimento passa por dentro dos tubos.

Além disso, as correlações utilizadas para representação físico-química do licor negro são baseadas em um licor negro advindo de pinhos. O licor negro do processo estudado, como já mencionado, é oriundo do eucalipto e, tal diferença é muito significativa no montante de um processo tão complexo de se simular.

5.2 Arranjos alternativos: Recompressão de vapor e Arranjo concorrente

Os resultados referentes aos arranjos com uso de compressor e concorrente representados pelas Figuras 9 e 10, respectivamente, são apresentados a seguir. Os resultados de teor de sólidos referentes ao arranjo concorrente seguem o Quadro 4.

Quadro 4: Teores de sólidos obtidos no arranjo concorrente.

	Dados	Teor de Sólidos
Arranjo Concorrente	Projeto	0,54
	Planta	0,82

Fonte: Autor.

Para fins de comparação de eficiência de todos os arranjos simulados, utiliza-se um parâmetro de consumo específico de energia consumida por tonelada de sólidos secos produzidos (licor negro resultante do processo de evaporação livre de qualquer teor de umidade). Os valores energéticos de vapor são quantificados no simulador através da vazão de alimentação e entalpia e, quando utilizado o compressor, sua potência é considerada também. A razão resulta em uma unidade de *MJ/tss de licor forte*.

Os resultados foram compilados na Tabela 2 para melhor comparação.

Tabela 2: Resultados dos cálculos de consumo específico para os três arranjos simulados.

Arranjo		Vazão Vapor 1 (t/h)	Entalpia (KJ/Kg)	Vazão Energia (MJ/h)	Vazão Vapor 2 (t/h)	Entalpia (KJ/Kg)	Vazão Energia (MJ/h)	Consumo Esp. (MJ/tss licor forte)	Média
Arranjo Normal	Projeto	147,0	2746,2	403689	241,0	2740,6	660486	4016,4	3854,1
	Planta	123,4	2746,2	338991	195,0	2740,6	534418	3691,8	
Arranjo Concorrente		Vazão Vapor (t/h)	Entalpia (KJ/Kg)	Vazão Energia (MJ/h)				Consumo Esp. (MJ/tss licor forte)	Média
	Projeto	300,0	2746,2	823855				3109,4	3295,9
	Planta	300,0	2746,2	823855				3482,4	
1 Efeito Compressor		Vazão Vapor (t/h)	Entalpia (KJ/Kg)	Vazão Energia (KJ/h)	Trab. Bomba (KJ/h)			Consumo Esp. (MJ/tss licor forte)	Média
	Projeto	22,5	2682,2	60236862	16730964			725,0	661,8
	Planta	19,0	2682,2	51011206	14171616			598,6	

Fonte: Autor

Nota-se um maior consumo específico para a configuração que é atualmente utilizada na planta de evaporação de licor negro. Contudo, cabe ressaltar que há outros fatores decisivos no que diz respeito à degradação do licor e a sua potencial capacidade calorífica que pode ser alterada conforme a gradualidade do processo de evaporação. Além disso, no arranjo em concorrente, o diferencial de temperatura diminui ao longo do processo, diferentemente do arranjo original que mantém um diferencial de temperatura mais constante, aumentando a eficiência do sistema.

Também, cabe ressaltar que a geração de condensado proporcionada pelo arranjo normal pode implicar uma capacidade energética significativa e com utilizações interessantes em um circuito fechado. Além disso, no arranjo concorrente, o vapor vegetal que sai do último efeito está sob vácuo e a uma temperatura muito baixa, possuindo pouca aplicação prática para possíveis reaproveitamentos.

Para expor o rico conteúdo energético obtido do arranjo normal (misto), a Tabela 3 quantifica a energia de cada corrente de condensado gerada pelos efeitos com dados de projeto e de planta. Cada linha representa o efeito em estudo. Multiplicando a vazão de condensado pela entalpia correspondente, pode-se chegar ao conteúdo energético carregado pela corrente, representado na última coluna.

Tabela 3: Quantificação energética dos fluxos de condensado obtidos nas simulações de arranjo normal.

	Efeito	Corrente	ID no iiSE	Vazão Cond. (t/h)	Temp. (°C)	Entalpia Cond. (KJ/Kg)	Energia (MW)
PROJETO	4	Condensado	11	246,07	90,68	379,90	25,97
	5	Condensado	9	279,73	80,77	338,24	26,28
	6	Condensado	10	303,55	69,45	290,76	24,52
	3	Condensado	12	304,01	103,36	433,33	36,59
	2	Condensado	16	332,77	122,58	514,77	47,58
	1CD	Condensado	19	241,00	145,55	613,01	41,04
	1AB	Condensado	24	147,38	149,48	629,94	25,79
PLANTA	4	Condensado	11	189,98	94,45	395,78	20,89
	5	Condensado	9	207,44	84,37	353,36	20,36
	6	Condensado	10	223,17	75,92	317,88	19,71
	3	Condensado	12	239,90	108,22	453,90	30,25
	2	Condensado	16	271,05	131,60	553,20	41,65
	1CD	Condensado	19	195,00	145,55	613,01	33,20
	1AB	Condensado	24	123,44	149,48	629,94	21,60

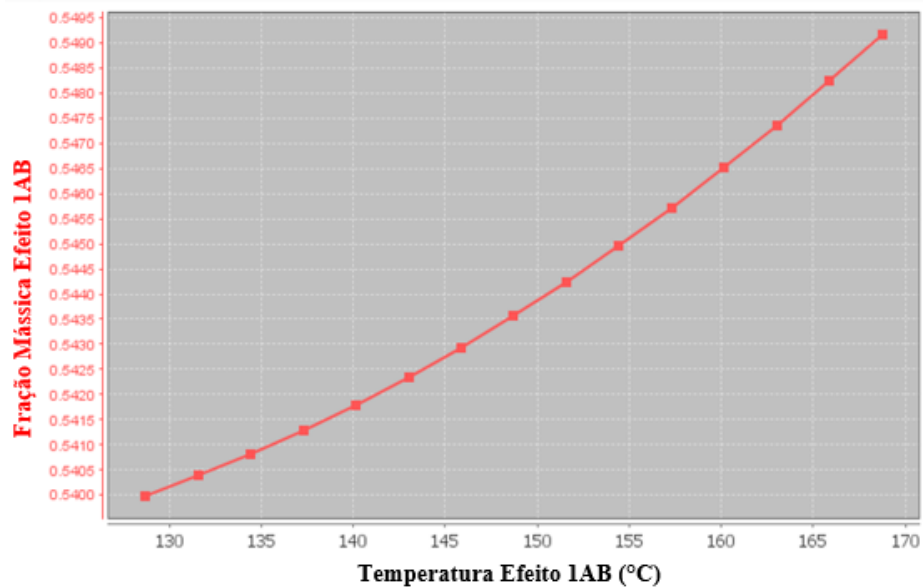
Fonte: Autor.

Cabe a ressalva de que nos efeitos 3, 2, 1CD e 1AB há temperaturas em faixas que são aplicáveis em potenciais trocas térmicas no sistema. Apesar de tais correntes de condensado já possuírem aplicação na planta de evaporação vigente, é importante ressaltar a magnitude do conteúdo energético disponível.

5.3 Análises de Sensibilidade

A primeira análise é exposta na Figura 11 e diz respeito a simulação com dados de planta, onde a variável independente é a temperatura ($^{\circ}\text{C}$) do efeito 1AB e a variável dependente é o teor de sólidos do mesmo efeito (fração mássica).

Figura 11: Análise de sensibilidade entre temperatura ($^{\circ}\text{C}$) do efeito 1AB e teor de sólidos do efeito 1AB, para dados de planta.

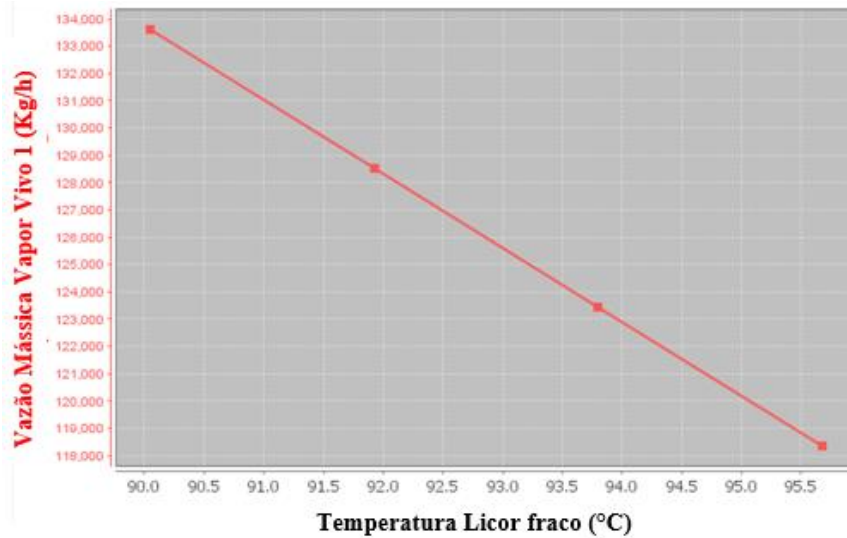


Fonte: Autor

Nota-se, na Figura 11, que um aumento drástico da temperatura do efeito não implica ganhos significativos no teor de sólidos da corrente. Isso porque o diferencial de temperatura muito elevado não viabiliza a evaporação de maneira eficiente, ou seja, há um ponto de operação específico para se alcançar um teor de sólidos ideal, sem tamanho gasto energético.

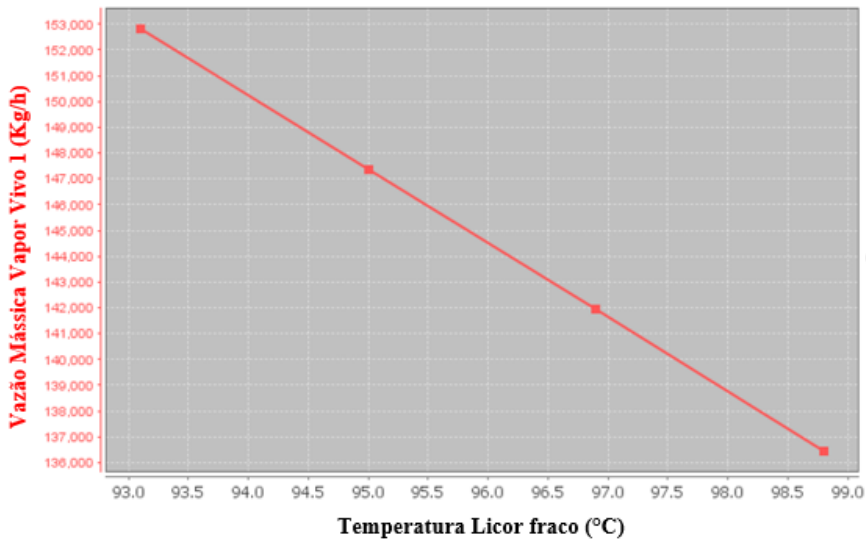
Também, foram analisadas as respostas entre a temperatura ($^{\circ}\text{C}$) do licor fraco de alimentação (variável independente) no efeito 4 e a vazão de vapor vivo (t/h) no efeito 1AB (“Vapor Vivo 1”), para dados de planta e de projeto (Figuras 12 e 13, respectivamente).

Figura 12: Análise de sensibilidade entre temperatura (°C) do licor de alimentação do efeito 4 do consumo de vapor vivo para efeito 1AB, com dados de planta.



Fonte: Autor.

Figura 13: Análise de sensibilidade entre temperatura (°C) do licor de alimentação do efeito 4 do consumo de vapor vivo para efeito 1AB, com dados de projeto.

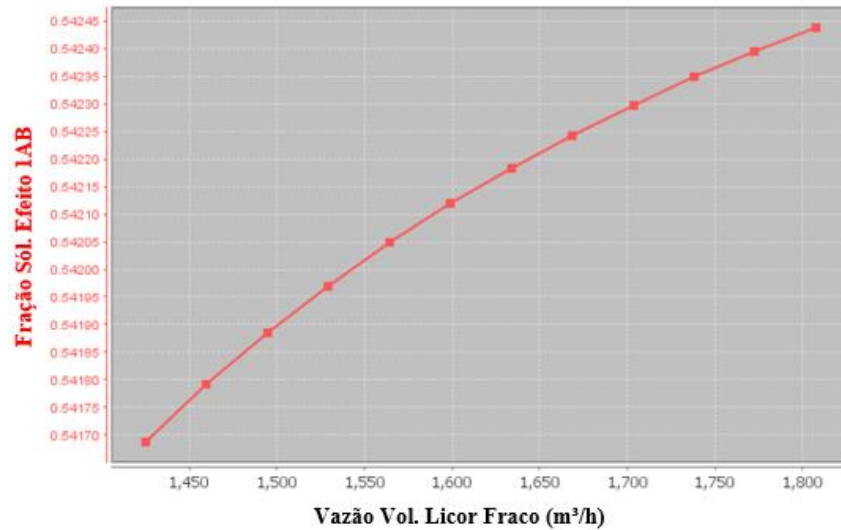


Fonte: Autor.

Nota-se, nas Figuras 12 e 13, uma menor demanda de vapor vivo conforme a temperatura do licor seja maior na alimentação do sistema de evaporação. Logo, seria válido, do ponto de vista de consumo energético, um pré-aquecimento do licor de alimentação no sentido de aumentar sua temperatura até um ponto ótimo de trabalho, ou seja, no qual há diferencial viável entre temperatura do licor de alimentação e temperatura do primeiro efeito.

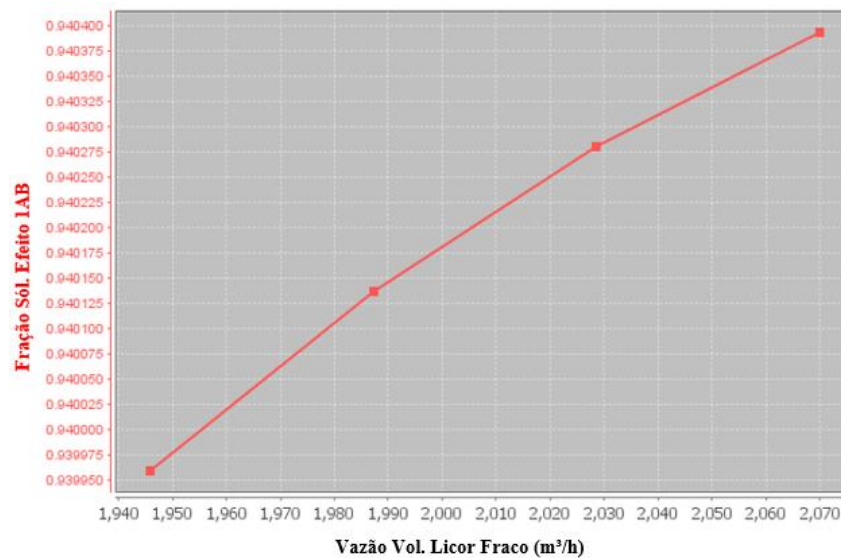
A seguir, nas Figuras 14 e 15, tem-se como variável independente a vazão (t/h) de licor de alimentação e como variável de resposta o teor de sólidos (fração mássica) obtido no último efeito do sistema (efeito 1AB).

Figura 14: Análise de sensibilidade entre vazão do licor de alimentação do efeito 4 do teor de sólidos no efeito 1AB, para dados de planta.



Fonte: Autor.

Figura 15: Análise de sensibilidade entre vazão do licor de alimentação do efeito 4 do teor de sólidos no efeito 1AB, para dados de projeto.

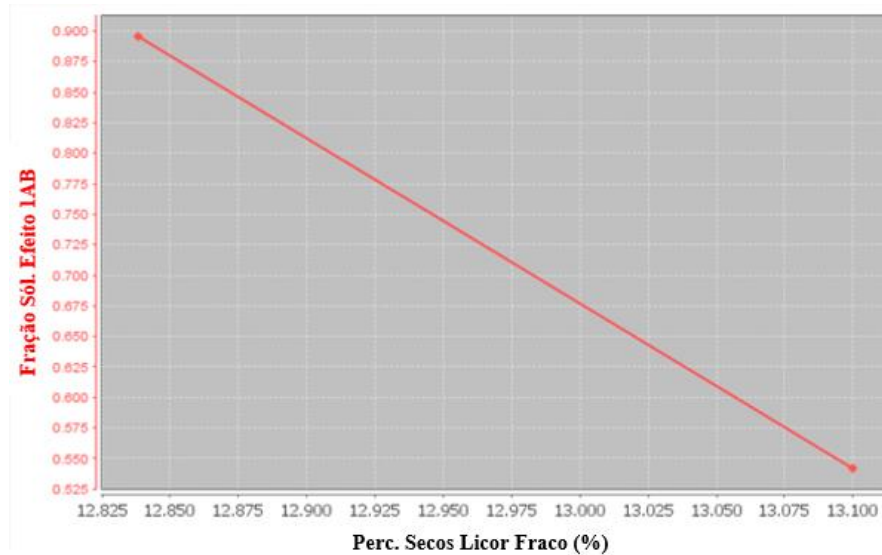


Fonte: Autor.

Também, nas Figuras 14 e 15, nota-se um aumento irrisório no teor de sólidos em face da um aumento drástico de alimentação de licor negro fraco. Além disso, é importante notar que, com o aumento da vazão de alimentação de licor no sistema, o consumo energético será maior na medida em que mais fase líquida é inserida no sistema. Assim, é inviável, do ponto de vista de balanço energético, tal aumento de vazão.

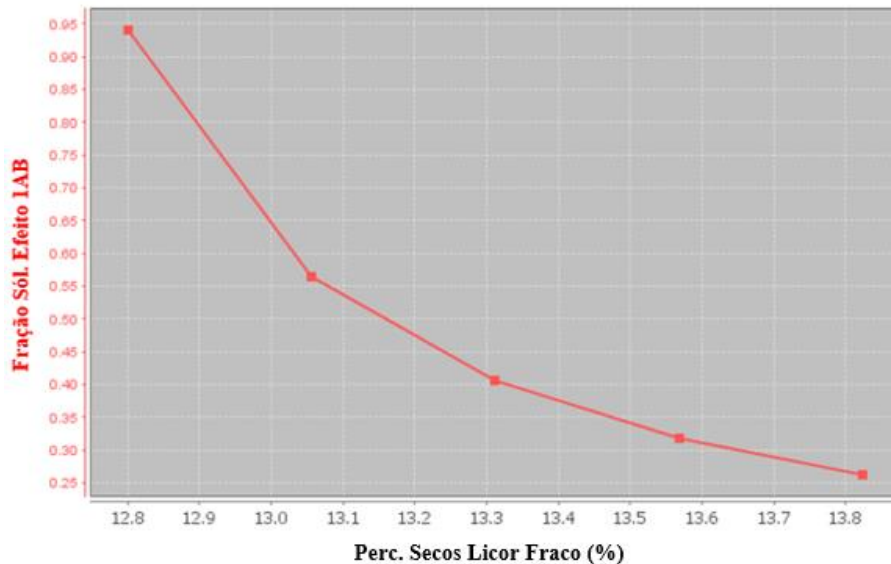
Além disso, nas Figuras 16 e 17, foi analisada a relação entre o teor de sólidos do licor de alimentação no efeito 4 e o teor de sólidos obtido no efeito 1AB (último efeito).

Figura 16: Análise de sensibilidade entre teor de sólidos do licor de alimentação do efeito 4 do teor de sólidos efeito 1AB, com dados de planta.



Fonte: Autor.

Figura 17: Análise de sensibilidade entre teor de sólidos do licor de alimentação do efeito 4 do teor de sólidos efeito 1AB, com dados de projeto.

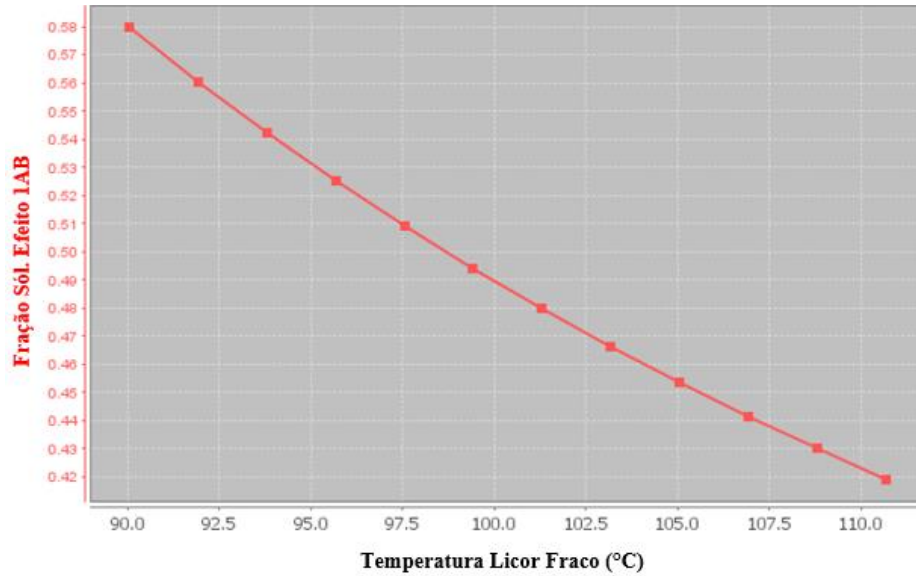


Fonte: Autor.

Pode-se notar, nas Figuras 16 e 17, que não há um ganho no teor de sólidos do efeito 1AB com a alimentação do sistema de evaporação com um teor de sólidos mais alto. Por se tratar de um sistema complexo, os equilíbrios estabelecidos nos efeitos são muito dependentes das condições propostas no sistema (como a especificação da temperatura, por exemplo). Daí, a dificuldade de se analisar apenas duas variáveis para se obter uma conclusão definitiva.

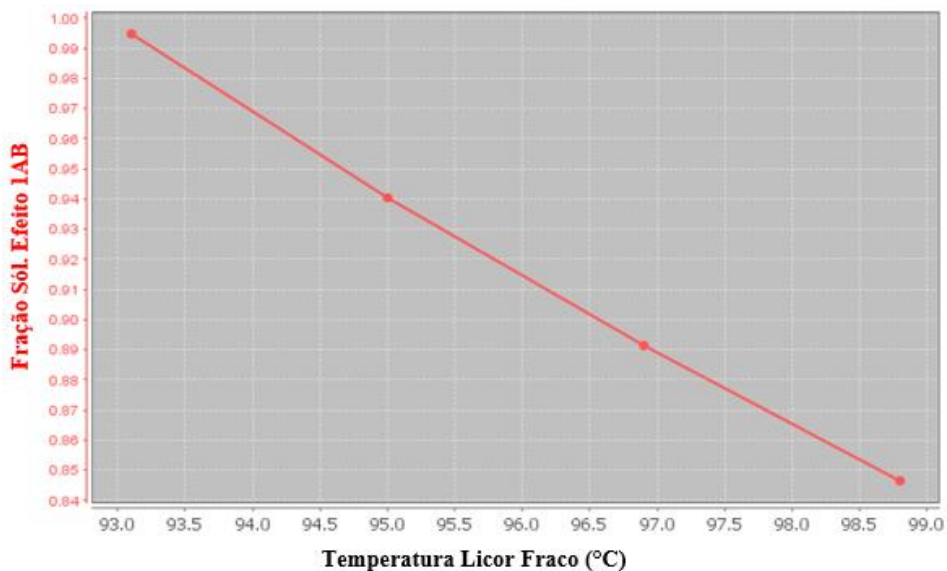
Pode-se analisar ainda, a relação entre a temperatura (°C) de alimentação de licor no efeito 4 com o teor de sólidos obtido no efeito 1AB. Como segue nas Figuras 18 e 19.

Figura 18: Análise de sensibilidade entre temperatura (°C) de licor de alimentação do efeito 4 do teor de sólidos efeito 1AB, com dados de planta.



Fonte: Autor.

Figura 19: Análise de sensibilidade entre temperatura de licor de alimentação do efeito 4 do teor de sólidos efeito 1AB, com dados de projeto.



Fonte: Autor.

Nota-se, nas Figuras 18 e 19, que há um decréscimo na fração de sólidos alcançada a medida que a temperatura do licor fraco aumenta. Há certo grau de previsibilidade nessa

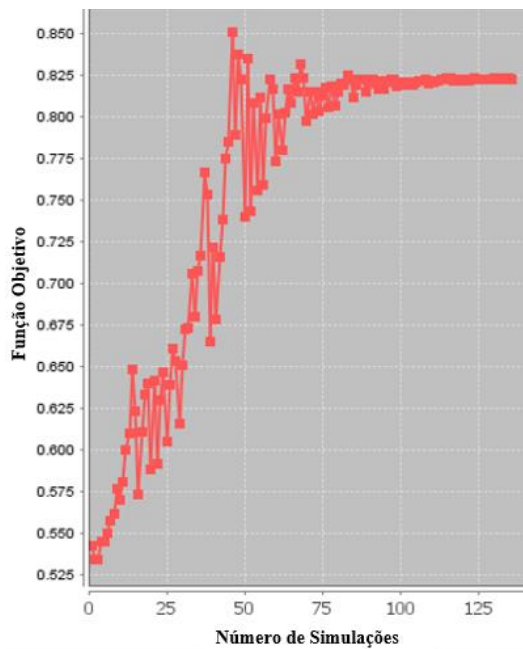
tendência, ao passo que a eficiência dos primeiros efeitos é comprometida pelo diferencial de temperatura desfavorável promovido pelo aumento de temperatura do licor de alimentação.

5.4 Otimização

No caso da otimização de planta, o teor de sólidos no efeito 1AB foi maximizado. Os pontos operacionais passíveis de variar foram: Temperatura de licor fraco (variando de 80 °C a 95°C), vazão de vapor vivo para a efeito 1CD (de 150 t/h a 250 t/h), temperatura do efeito 4 (de 80°C a 90 °C) e temperatura do efeito 1AB (de 135°C a 150°C).

Obteve-se como resultado, no caso de planta, a temperatura de convergência do licor fraco (80°C) menor do que a especificada na simulação inicial (93,8°C). A vazão de vapor vivo para o efeito 1CD também diminui de 195 t/h para 179,6 t/h. Ambos os dados são de significância no que diz respeito à eficiência. Contudo, as temperaturas dos efeitos 4 e 1AB aumentaram, em relação à simulação original, 4,5°C e 5 °C, respectivamente. O teor de sólidos subiu de 0,54 para 0,82. A Figura 20 mostra a convergência alcançada pelo iiSE.

Figura 20: Convergência do otimizador iiSE.

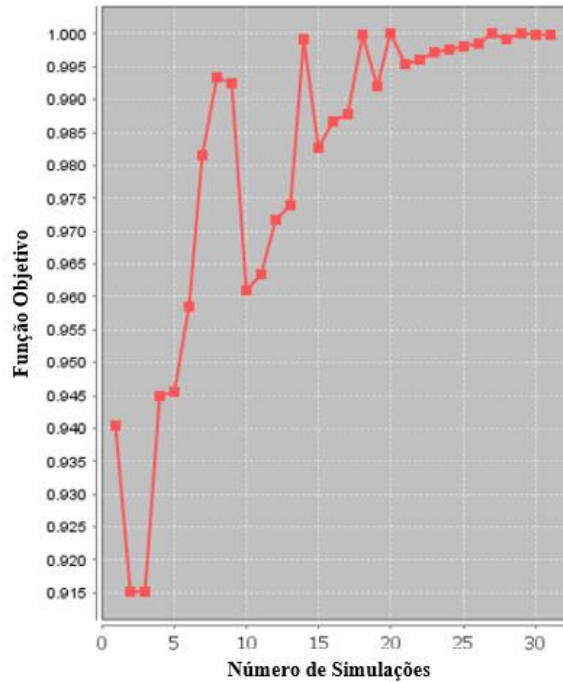


Fonte: Autor.

No caso da otimização de projeto, o teor de sólidos no efeito 1AB também foi maximizado. As variáveis livres foram: Temperatura de licor fraco (variando de 80 °C a 99°C), vazão de vapor vivo para a efeito 1CD (de 150 t/h a 260 t/h), temperatura do efeito 4 (de 75°C a 90 °C) e temperatura do efeito 1AB (de 135°C a 150°C).

Na otimização da simulação de projeto, a temperatura de licor fraco se manteve praticamente constante depois da convergência. A vazão de vapor vivo foi de 241 t/h para 244 t/h. A temperatura do efeito 4 subiu de 82°C para 84°C e a do efeito 1AB subiu de 142°C para 144°C. O teor de sólidos subiu de 0,94 para licor praticamente seco (0,9999). A Figura 21 mostra a convergência alcançada pelo iiSE.

Figura 21: Convergência do otimizador iiSE.



Fonte: Autor.

Para melhor análise dos resultados obtidos na otimização segue a Tabela 4 que compila os resultados iniciais e otimizados, inclusive com os respectivos coeficientes globais de troca térmica dos efeitos (“U”).

Tabela 4: Resultados das otimizações.

Variável	PLANTA		PROJETO	
	Inicial	Otimizada	Inicial	Otimizada
Temperatura de licor fraco (°C)	93,8	80	95	95,7
Vazão vapor vivo para a efeito 1CD (t/h)	195	179,6	241	244
Temperatura do efeito 4 (°C)	85,6	90	82	84
Temperara do efeito 1AB	143	148,3	142	143,8
Coef. global de troca térmica do efeito 4 (W/m ² K)	949	1933	1193	1458
Coef. global de troca térmica do efeito 5 (W/m ² K)	1443	940	1456	1229
Coef. global de troca térmica do efeito 6 (W/m ² K)	1198	1252	1460	1480
Coef. global de troca térmica do efeito 3 (W/m ² K)	990	1184	1247	1259
Coef. global de troca térmica do efeito 2 (W/m ² K)	522	584	598	590
Coef. global de troca térmica do efeito 1CD (W/m ² K)	879	809	1086	1099
Coef. global de troca térmica do efeito 1AB (W/m ² K)	856	1458	892	1160
Teor de sólidos do efeito 1AB	0,54	0,82	0,94	0,99

Fonte: Autor

Nota-se que não necessariamente os coeficientes globais de troca térmica aumentam em todos os efeitos, porém os resultados finais de teores de sólidos obtidos são otimizados pelo fato de se estabelecerem melhores condições de troca térmica nos efeitos com as especificações tomadas.

A ferramenta de otimização é de suma importância para se efetuar uma análise mais detalhada das interações entre as variáveis especificadas e, assim, apontar pontos ótimos de trabalho. Tal abordagem não é conseguida apenas com as análises de sensibilidade, haja vista que somente duas variáveis são analisadas por vez.

6. Conclusões

Através da análise dos resultados obtidos, é possível inferir que os modelos utilizados no simulador conseguem prever o comportamento do sistema de evaporação de licor negro com relativa acuracidade, considerando que alguns dados foram obtidos de medidores industriais. Além disso, as propostas de análise das principais variáveis para com seus índices de eficiência foram realizadas com sucesso, trazendo à luz as principais características positivas de utilização de um simulador.

Quanto as principais fontes de erros, cabe citar:

- Construção de equipamentos reais com certa diferença aos modelados;
- Arranjo utilizado na planta com mais equipamentos e aproveitamentos energéticos;
- Utilização de cinzas não levada em consideração nas correlações utilizadas para o licor negro;
- Correlações físico-químicas utilizadas não são para o licor negro advindo do eucalipto.

Para estudos futuros, pode-se sugerir a utilização de outras configurações de arranjos dos efeitos ou mesmo o aumento do número de evaporadores utilizados. Também, seria de interesse científico a implementação de um modelo de licor negro advindo do eucalipto para aumentar a precisão de comportamento físico-químico perante a evaporação.

No contexto geral, o trabalho trouxe uma abordagem inovadora sobre o tema, haja vista que não há muitos estudos de caso com dados reais na literatura. Agregando, assim, um importante valor de estudo.

Referências Bibliográficas

- A. B. MORAES, F.; L. PIRATELLI, C.; A. ACHCAR, J. Condições ideais para o consumo específico de madeira na produção de celulose. **Production**, v. 24, n. 3, p. 712–724, 2013.
- BHARGAVA, R. et al. Simulation of flat falling film evaporator system for concentration of black liquor. v. 32, p. 3213–3223, 2008.
- CASTRO, P. H. F. DE. **Processos Químicos Industriais II - Apostila 4 - PAPEL E CELULOSE**. 2009.
- CLAY, D. T. **Evaporation Principles & Black Liquor Properties**. International Paper Corporation, 2007.
- COLOMBINI, E. C. et al. . Modelagem do Extintor da Caustificação de uma Indústria de Celulose por Regressão Linear Múltipla. v. 2, 2015.
- DIEL, C. L. et al. Optimization of multiple-effect evaporation in the pulp and paper industry using response surface methodology. v. 95, p. 18–23, 2016.
- E.G. BARRICHELO, L.; BRITO, J. O. **A UTILIZAÇÃO DA MADEIRA NA PRODUÇÃO DE CELULOSE**. 1979.
- FONTOURA DE MENESES, R. **Modelagem do Sistema de Recuperação do Licor de Cozimento na Produção de Celulose**. Porto Alegre: UFRGS, 2005.
- HUGOT, E. **Handbook of Cane Sugar Engineering**. 2nd Revised ed. University of Michigan: Elsevier Science Ltd, 1972.
- IBÁ. Relatório 2019. **INDÚSTRIA BRASILEIRA DE ÁRVORES (IBÁ)**, 2019.
- KHANAM, S.; MOHANTY, B. Development of a new model for multiple effect evaporator system. **Computers and Chemical Engineering**, v. 35, n. 10, p. 1983–1993, 2011.
- PERLINGEIRO, C. A. G. **Engenharia de Processos: Análise, Simulação, Otimização e Síntese de Processos Químicos**. São Paulo: Blucher, 2005.
- RIBEIRO DE MELO, J. et al. **Estudo das Características do Licor Negro**. 2009.
- ROCHA STEIN, F. **Modelagem de Produção Industrial de Celulose Kraft com Modelos Aditivos Generalizados e Redes Neurais**. [s.l.] Universidade Federal de Viçosa, 2010.

RUAN, Q. et al. Mathematical modeling and simulation of countercurrent multiple effect evaporation for fruit juice concentration. **JOURNAL OF FOOD ENGINEERING**, v. 146, p. 243–251, 2015.

SIXTA, H. **Handbook of Pulp**. Weinheim: WILEY-VCH Verlag GmbH &Co. KGaA, 2006.

T. CLAY, D. EVAPORATION PRINCIPLES AND BLACK LIQUOR PROPERTIES. p. 1–6, [s.d.].

VRTECH INDUSTRIAL TECHNOLOGIES. iiSE - Industrial Integrated Simulation Environment. 2011.