
USO DE EVAPORADORES PARA ECONOMIA DE VAPOR NA INDÚSTRIA AÇUCAREIRA

**Randiérika Patrícia de Araújo Dantas
Severino Rodrigues de Farias Neto
Habyhabanne Maia de Oliveira**

LICURI

USO DE EVAPORADORES PARA ECONOMIA DE VAPOR NA INDÚSTRIA AÇUCAREIRA

Randiérika Patrícia de Araújo Dantas
Severino Rodrigues de Farias Neto
Habyhabanne Maia de Oliveira

LICURI

© 2022 Editora Licuri
Rua Florianópolis, 600
CEP: 58417-240 - Campina Grande, Paraíba
E-mail: contato@editorallicuri.com.br
Site: editorallicuri.com.br

Produção Editorial

Editor Chefe: Dr. Jaily Kerller Batista de Andrade

Revisão: Os Autores

Diagramação e Capa: Aline Soares de Barros

Créditos da capa: Editora Licuri

Conselho Editorial:

Dr. Leandro Donizete Moraes

Dra. Priscila Bernardo Martins

Dr. Adalberon Moreira de Lima Filho

Dr. João Paulo Laranjo Velho

Dra. Nádia Vilela Pereira

R191 Dantas, Randiérika Patrícia de Araújo.

Uso de evaporadores para a economia de vapor na indústria açucareira./ Randiérika Patrícia de Araújo Dantas ... [et al.]- Campina Grande PB: Editora Licuri, 2022.

Livro digital (63 f.: il.)
ISBN:978-65-999183-6-0

Modo de acesso: World Wide Web

1. Engenharia química - Brasil. 2. Ciências Ambientais - Brasil. 3. Meio Ambiente. I. Dantas, Randiérika Patrícia de Araújo, II. Título. Brasil. Cana de açúcar. III. Título. Evaporadores na economia de vapor.

CDD - 341.347



O conteúdo deste livro está licenciado sob atribuição de licença Creative Commons Atribuição-NãoComercial 4.0 Internacional (CC BY-NC 4.0).

O conteúdo dessa obra e a sua revisão expressam estudos, opiniões e abordagens que são de responsabilidade exclusiva dos autores.

Dedico este livro Dedico esse trabalho a minha família,
que são de suma importância para concluir esta etapa
da minha vida.

“A vida é para quem é corajoso o suficiente para se arriscar
e humilde o bastante para aprender.”
Clarice Lispector

Apresentação

As principais etapas do processo de produção de açúcar são a evaporação do caldo e a cristalização do açúcar. O estágio de evaporação tem grande influência no balanço energético das usinas, deste modo, o processo de evaporação está ligado diretamente a quantidade de vapor utilizado, que na sua grande maioria, utiliza-se o sistema de evaporadores de múltiplo efeito.

Evaporação é a remoção do solvente, em forma de vapor, de uma solução. Esta operação unitária ocorre em evaporadores, sendo utilizados para concentrar uma solução composta por um soluto não volátil e um solvente volátil. A concentração ocorre por meio da ebulição da solução com a retirada do vapor gerado.

Um evaporador de múltiplo efeitos consiste em vários evaporadores conectados em série, em que o vapor produzido no primeiro efeito é utilizado como vapor de aquecimento no efeito seguinte. O vapor gerado no último efeito vai para um condensador, em outras palavras, aproveita energia do vapor gerado no processo de evaporação do fluido de interesse, alimentando o efeito seguinte, o que resulta numa economia de energia.

Nesse estudo foi desenvolvido um modelo matemático, simulando e modelando as configurações de alimentação co-corrente e contracorrente na evaporação quinto efeito de uma solução açucarada e avaliar como o número de efeitos afeta a economia de vapor na concentração de solução açucarada usando evaporadores.

A partir dos resultados obtidos foram possíveis avaliar que entre as configurações a contracorrente, para maioria dos casos, foi a configuração com maior economia energética para o sistema de solução açucarada.

Sumário

1. Introdução	1
2. Cana de Açúcar: Importância e Produção	3
Importância Econômica	3
Processo de Produção de Açúcar	5
3. Evaporadores: Importância e Produção	64
Conceitos prévios relacionados aos evaporadores	11
Tipos de Evaporadores	15
Conceitos prévios relacionados aos evaporadores	11
4. Procedimentos Experimentais	23
Simulação e Modelagem Matemática	23
Configuração Co-corrente	28
Configuração Contracorrente	34
Casos Estudados	38
5. Resultados e Discussão	40
Efeito da temperatura de alimentação sobre a economia de vapor, a área de troca térmica e a quantidade de valor	41
Temperatura de Vapor e Concentração de Sólidos	43
Influência da concentração de alimentação sobre a economia de vapor, a área dos evaporadores e a quantidade de vapor produzido	44
Influência da vazão mássica da solução de alimentação sobre a economia de vapor e a área do trocador de calor	46
Influência da vazão de alimentação sobre o vapor produzido em cada efeito e na temperatura em cada efeito	47
Influência da vazão de alimentação sobre a concentração de soluto	49
6. Conclusões	50
7. Referências	52

Introdução

O Brasil é reconhecido mundialmente como líder na produção e eficiência do setor sucroalcooleiro, um dos grandes potenciais no que diz respeito a esse setor é a cana-de-açúcar. De acordo com Schneider *et al.* (2012), a cultura da cana-de-açúcar apresenta importância no cenário agrícola brasileiro em virtude da sua versatilidade, sendo utilizada desde a forma mais simples, como a ração animal, até a mais nobre, como o açúcar.

Dentro do processo de produção de açúcar as duas etapas que reconhecidamente apresentam maiores dificuldades na validação dos modelos de simulação são a evaporação e a cristalização. A etapa de evaporação tem grande peso no balanço energético das usinas produtoras de açúcar, pois ao mesmo tempo em que necessita de grande quantidade de vapor das caldeiras também gera muito vapor vegetal de baixa pressão, utilizado por outros equipamentos da usina.

A evaporação é uma operação unitária que tem como principal fenômeno a transferência de calor. É usada para eliminar, na maioria dos casos, água de soluções aquosas através da eliminação de vapor formado por ebulição de uma solução líquida que por fim se torna mais concentrada (GEANKOPLIS, 1998).

Na sua forma básica, portanto, um evaporador é constituído por um trocador de calor, capaz de levar a solução à fervura, e de um dispositivo para separar a fase vapor do líquido em ebulição (FOUST *et al.*, 2008).

Os evaporadores são divididos em duas grandes categorias: os que apresentam o trocador de calor formado por tubos longos verticais ou os de tubos horizontais. Os tubos verticais podem ser divididos em de filme ascendente, de filme descendente ou de circulação forçada (MCCABE *et al.*, 1993).

O tipo de evaporador utilizado depende da relação de concentração necessária, da taxa de evaporação, do tipo de aquecimento ou do sistema de recuperação de calor e das características de viscosidade no processo. Os evaporadores de simples efeitos são normalmente usados para baixas viscosidades. Por isso, na concentração da solução açucarada usa-se evaporadores de circulação forçada que são usados para faixas de concentração mais altas, e podem lidar com viscosidades muito mais altas.

O gasto energético e, conseqüentemente, os custos envolvidos no processo de evaporação estão relacionados diretamente a quantidade de vapor utilizado, por esse motivo, muitos estudos têm sido realizados para avaliar a sua redução.

Conforme Jesus (2004), para ter uma eficiência desejável no equipamento, é necessário ter maiores diferenças de temperatura para aumentar a taxa de transferência, avaliando o número de efeitos necessários para o melhor resultado, essa diferença pode ser adquirida aumentando a pressão do vapor ou reduzindo a temperatura do líquido de ebulição por evaporação sob o vácuo parcial, as pressões de vapor muito altas requerem maior força nos equipamentos e aumenta o custo de capital e comercial.

Neste sentido, as indústrias do setor estão buscando uma nova visão de sua organização, objetivando uma modernização do processo de produção agroindustrial. Entre as melhorias operacionais o aumento da instrumentação e automatização do processo é de grande importância, uma vez que é essencial o desenvolvimento de sistemas de supervisão e monitoramento das plantas industriais para permitir o gerenciamento de perdas e o controle do processo. A simulação de processos representa uma poderosa ferramenta de diagnóstico e otimização por permitir que engenheiros e operadores tenham uma previsão do comportamento da produção frente a mudanças e variáveis do processo sem a necessidade de uma intervenção direta na planta.

A proposta do estudo consiste na avaliação do efeito de parâmetros operacionais sobre o processo de concentração da solução açucarada via sistema de evaporação de múltiplos efeitos. Aplicando os principais conceitos de operações unitárias, fenômenos de transportes, termodinâmica, programação e cálculos numéricos para compreender fisicamente o fenômeno de concentração de soluções usando evaporadores.

Cana de Açúcar: Importância e Produção

A cana-de-açúcar foi inicialmente descrita por Linneu, em 1753, que lhe denominou genericamente de *Saccharum* (Szmrecsányi, 1979). Por ser uma planta de clima tropical, a faixa principal de sua distribuição geográfica está entre as latitudes 35° Norte e 35° Sul, sendo o Brasil seu maior produtor, seguido pela Índia e pela China, segundo dados da Organização das Nações Unidas para Agricultura e Alimentação - FAO (2012).

A cultura da cana-de-açúcar (*Saccharum* spp) começou a ser explorada no Brasil colônia, a partir do século XVI. O plantio da cultura tinha como objetivo, além da produção do açúcar para exportação, a ocupação e colonização do território brasileiro.

A cana-de-açúcar tem sua origem, na Polinésia, com sua propagação feita pelos árabes. A cultura se adaptou muito bem nas Américas, por ser típica de climas tropicais e subtropicais. A cultura é perene, podendo produzir por um período médio de quatro a seis anos e sua implantação e manejo é relativamente fácil (TOWNSEND, 2000).

Importância Econômica

A principal importância econômica da cana-de-açúcar é a sua capacidade de armazenar concentrações significativas de sacarose, a qual está vinculada a três importantes agroindústrias: açúcar, álcool e aguardente (OMETTO, 2000).

A agroindústria sucroalcooleira é um dos principais segmentos econômicos a colaborar com o dinamismo da economia brasileira neste período inicial do século XXI.

É uma das culturas agrícolas mais importantes do mundo tropical, gerando centenas de milhares de empregos diretos. É uma importante fonte de renda e desenvolvimento. O interior paulista, principal produtor mundial de cana-de-açúcar, é uma das regiões mais desenvolvidas do Brasil, com elevados índices de desenvolvimento urbano e renda per capita muito acima da média nacional (SILVA *et al.*, 2012).

A estimativa da produção brasileira foi de 628,5 milhões de toneladas, uma redução de 3,8% em relação ao mês anterior. O rendimento médio dos canaviais apresentou decréscimo de 3,2%, alcançando 71.828 kg/ha na média nacional. Em relação a 2020, a estimativa de produção também apresentou redução de 7,3%, com queda de 2,3% na área destinada à colheita e de 5,1% no rendimento médio. O clima seco do ano passado e no ano corrente prejudicou o desenvolvimento dos canaviais.

São Paulo é o maior produtor com 313,6 milhões de toneladas, responsável por 49,9% da produção nacional. A falta de chuvas prejudicou o desenvolvimento dos canaviais, que também foram afetados pela crise hídrica que limitou a irrigação das lavouras e as geadas, refletindo na queda de produtividade e, conseqüentemente, na produção.

No Paraná, a estimativa da produção caiu 1,7% no mês. A Região Nordeste é responsável por 8,6% da produção nacional, e apresenta aumento de 1,4% em relação à estimativa de agosto e de 3,1% em relação ao ano anterior, o que representa um crescimento de 724,9 mil de toneladas. As Unidades da Federação que apresentaram os maiores crescimentos, em relação ao mês anterior, foram Alagoas com 4,3% e Bahia com 1,4%, conforme a Figura 1 (IBGE, 2021).

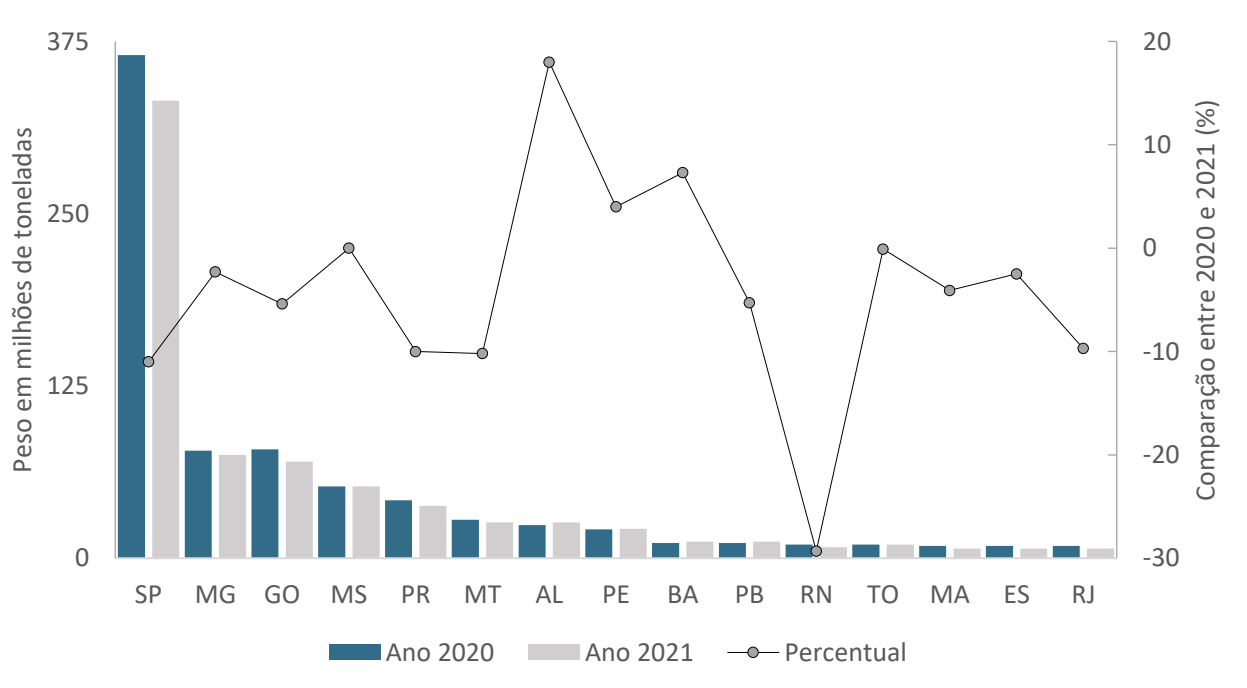


Figura 1. Estimativas da produção de cana-de-açúcar e variação anual (%), segundo as principais Unidades da Federação produtoras. Brasil, 2020 e 2021. Fonte: IBGE,

Diretoria de Pesquisas, Coordenação de Agropecuária, Levantamento Sistemático da Produção Agrícola - set/2021.

Hoje a produção de cana-de-açúcar se concentra nas regiões Centro-Sul e Nordeste do Brasil, sendo o Estado de São Paulo o maior produtor e que tem maior área plantada da cultura. As indústrias de cana-de-açúcar visam o lucro, tentando minimizar as perdas no processo e aumentar a quantidade de cana produzida por área, isto é, aumentar sua produtividade (SILVA *et al.*, 2012).

Segundo Nunes (2017), O Brasil é o maior produtor de cana-de-açúcar, desde o plantio até a produção de açúcar, etanol e bioeletricidade, esse aumento tem colaborado para novas tecnologias e aumento de usinas em todo o país. Essa planta trouxe bastantes benefícios, como empregos, rendas para a população e para empresas sucroalcooleiras. A expansão da área ocupada pela cultura tem incrementado a adoção de tecnologias como a utilização de biomassa para a produção de calor e eletricidade (bioeletricidade). A boa adaptação da cultura a diversas regiões brasileiras fez surgir várias plantas industriais, gerando postos de trabalho e renda.

A cana-de-açúcar vem contribuindo para a melhoria do cenário social e industrial brasileiro, propiciando o desenvolvimento e a criação de programas tais como o relacionado ao etanol que ocupa importante espaço no setor automobilístico pelo fato de ser mais sustentável. O açúcar, por sua vez, constitui-se em um importante produto na pauta de exportação nacional, constitui-se numa cultura de significativa importância na economia dos países que a produzem (NUNES, 2017).

Processo de Produção de Açúcar

Conforme Jesus (2004), o processo de açúcar, mostrado na Figura 2, será descrito na sua totalidade, porém visando proporcionar maior percepção do processo e ressaltando a importância da etapa de evaporação. Como no Brasil as unidades sucroalcooleiras não se diferenciam muito umas das outras, as descrições que se seguem podem ser consideradas gerais. Estas etapas de produção de açúcar são divididas e denominadas da seguinte maneira:

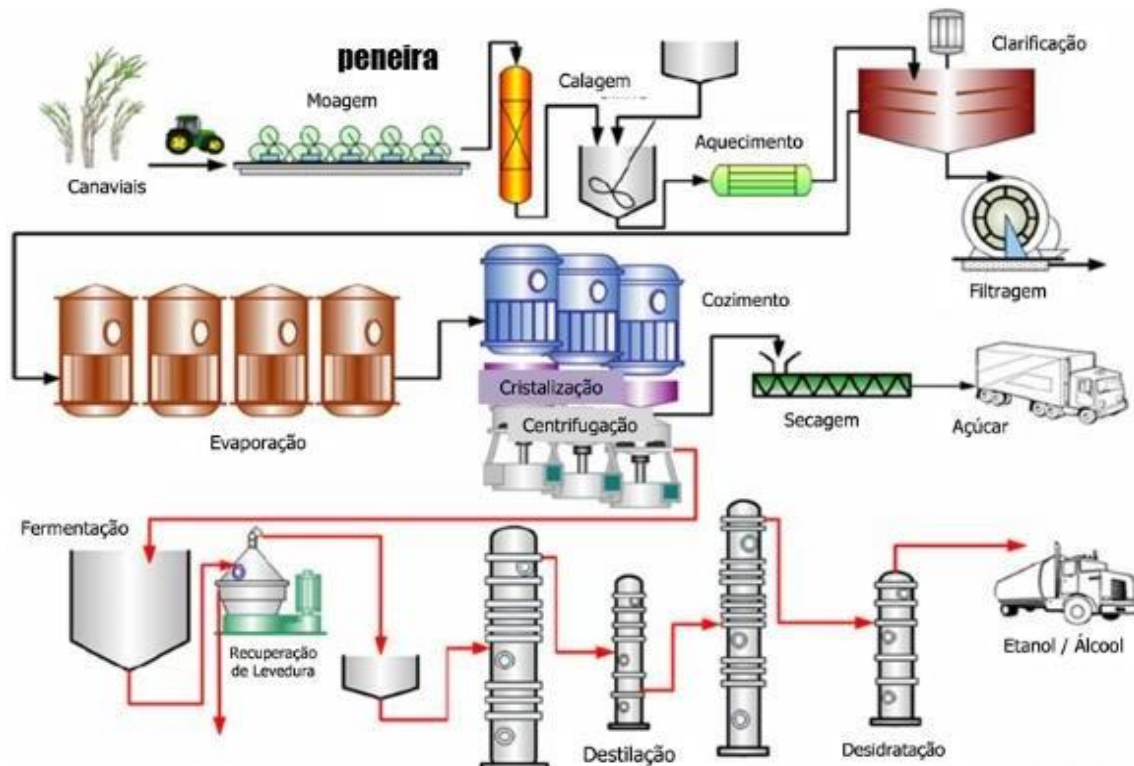


Figura 2 - Produção de Açúcar. Fonte: URV - Departamento de Engenharia Química.

1. Recepção da matéria-prima

A colheita da cana-de-açúcar é feita manualmente, com frações, ou por cortadeiras mecânicas e, então, a cana é transportada às indústrias através de caminhões adaptados para o serviço. Na usina, a cana é descarregada em pátios de armazenagem ou diretamente nas mesas alimentadoras, para que seja feita a extração (JESUS,2004).

2. Extração da sacarose ou moagem

A cana é descarregada nas mesas alimentadoras, sofre uma lavagem e, logo após, é conduzida através de esteiras rolantes para os picadores e desfibradores, esta etapa é conhecida como 'preparo da cana'. A extração da sacarose é feita via esmagamento da cana pelos rolos das moendas que exercem uma forte pressão sobre a cana. Assim, extraem-se cerca de 96% do caldo da cana, que é utilizado para produzir açúcar. O bagaço produzido nesta etapa é usado como combustível nas caldeiras (JESUS, 2004).

3. Tratamento do caldo misto

O caldo resultante da extração passa por algumas etapas de tratamento antes de ser usado na produção de açúcar. Este caldo é peneirado, para remoção das impurezas grossas; sulfitado com SO_2 para auxiliar na coagulação das matérias coloidais, na formação de precipitados (responsáveis pelo arraste de impurezas durante a sedimentação) e na desinfecção do caldo; e, finalmente, caleado com leite de cal $Ca(OH)_2$, para também coagular parte do material coloidal, precipitar certas impurezas e elevar o pH para valores neutros.

A mistura é aquecida com vapor de água até temperaturas em torno de $105^\circ C$ com dois objetivos: primeiro, diminuir viscosidade do fluido, facilitando a etapa de decantação, e segundo, promover a formação de uma quantidade maior de aglomerados coloidais, que precipitarão no decantador formando o bolo de sedimentação que será posteriormente filtrado. O caldo clarificado é enviado para o setor de evaporação (JESUS, 2004).

4. Evaporação

A evaporação constitui o primeiro estágio de concentração do caldo misto proveniente da seção de tratamento, tem o propósito de elevar a concentração da solução antes de enviá-la à etapa de cristalização. O caldo clarificado contém cerca de 85% de água, que é, então, evaporada até que se atinja cerca de 40% em água, tornando-se um xarope grosso e amarelado, esta evaporação é feita em evaporadores em múltiplo efeito concorrente, isto é, o vapor gerado na caixa de evaporação precedente é utilizado como fonte de aquecimento para a caixa posterior (JESUS, 2004).

A evaporação é comumente utilizada com a finalidade de concentrar soluções, a exemplo de soluções aquosas de açúcar, cloreto de sódio, hidróxido de sódio, glicerina, gomas, leite e sucos de laranja, caju, uva, etc. (GEANKOPLIS, 1998).

Conforme Araújo (2015), a evaporação é a remoção do solvente, em forma de vapor, de uma solução. Esta operação ocorre em um equipamento adequado, denominado evaporador, e é utilizada para concentrar uma solução composta por um soluto não volátil e um solvente volátil.

A concentração ocorre por meio da ebulição da solução com a retirada do vapor gerado. Na maioria das aplicações o solvente é a água, o soluto é um sólido com pressão de vapor muito baixa e o produto que se pretende obter é a solução concentrada. Porém,

em algumas situações, o produto principal é o vapor gerado, e não a solução concentrada (ARAÚJO, 2015).

A evaporação é considerada, portanto, dentre todas as operações, a etapa que possibilita os principais ganhos em eficiência energética. “É o coração do balanço energético. Com um bom trabalho nesta operação, a usina consegue obter mais energia e ficar mais competitiva” (PIZA, 2006).

Inicialmente ocorre a transferência de calor de um meio de aquecimento para a solução, normalmente através do contato da solução com uma superfície sólida ou gases de combustão. Após isso, ocorre a transferência simultânea de calor e de massa do líquido para a fase vapor (FOUST *et al.*, 2008).

O caldo que sai da etapa de extração e passa pela etapa de tratamento apresenta grande quantidade de água e concentração de 14 a 17 Brix (percentagem em peso de sólidos solúveis na solução). Na prática, pela evaporação da água poderá obter caldos com até 75 Brix sem que houvesse formação de cristais. Contudo, a concentração é elevada apenas até valores entre 50 e 70 Brix (Lopes *et al.*, 1992).

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

Devido à intensa ebulição Jesus (2004), diz que ocorre na calandra do evaporador, muitas gotículas de caldo são atiradas ao corpo do evaporador. Uma fração dessas gotículas volta a cair sobre a calandra, enquanto que a outra, representada pelas gotículas menores, é arrastada pelos vapores ascendentes resultando numa perda significativa de açúcar. Quanto maior o vácuo existente no interior do aparelho, maior o perigo deste arraste ocorrer.

Conforme apresentado por McCabe *et al.*, (1993), a solução prática de um problema de evaporação é profundamente afetada pelo caráter da solução a ser concentrada. Deste modo, reconhece-se que o líquido pode variar em diversos aspectos causando uma maior complexidade do projeto e otimização de um evaporador.

Mccabe *et al.*, (1993) e Minton (1986) apresentaram as propriedades mais importantes dos líquidos, as quais devem ser levadas em consideração no projeto de um evaporador. “A escolha por qualquer problema específico depende primeiramente das características do líquido.” São elas: a concentração, a formação de espuma, a sensibilidade à temperatura, a salinização e a incrustação.

A concentração da solução no evaporador pode alterar drasticamente a densidade, a viscosidade e o ponto de ebulição aumentam. Os aumentos da concentração e da viscosidade tendem a reduzir o coeficiente global, havendo também maior tendência para a formação de incrustação. Com o aumento da concentração, a solução pode se tornar saturada; continuando a ebulição, ocorre a formação de cristais, que devem ser retirados do equipamento - incrustação e entupimento (ARAÚJO, 2015).

A formação de espuma pode ocasionar uma perda de produto. Isto ocorre porque a espuma estável contendo partes da solução pode sair do evaporador junto com o vapor (MCCABE *et al.*, 1993).

A formação de espuma pode ser ocasionada por algum vazamento de ar abaixo do nível de líquido, na presença de agentes que podem liberar gases a partir de uma reação de superfície, ou ainda por partículas finamente divididas no líquido. Como solução para este problema, a supressão de espuma pode ser feita pela operação com baixos níveis de líquido na câmara de aquecimento, aplicação de métodos mecânicos ou hidráulicos, e/ou a adição de reagentes químicos contra a formação de espuma (MINTON, 1986).

A sensibilidade à temperatura está relacionada ao fato de que o aquecimento sob temperaturas moderadas, mesmo que em tempos relativamente pequenos, pode danificar alguns tipos de materiais. Indústrias químicas, de alimentos e de produtos farmacêuticos necessitam aplicar técnicas especiais para reduzir e controlar ambos o tempo de aquecimento e a temperatura no sistema de evaporação (MCCABE *et al.*, 1993).

Sobre a salinidade, os solutos que possuem uma solubilidade diretamente proporcional à temperatura podem iniciar um processo de formação de camadas de sal ao longo das superfícies do evaporador, caso essa salinização aconteça, ocasionará perdas relacionadas à transferência de calor (MINTON, 1986).

Incrustação ocorre pelo depósito de qualquer outro material diferente do sal ou solutos na superfície do evaporador. Pode vir a ser formada por fatores como corrosão, entrada de material sólido na alimentação, ou acúmulo de matéria ao longo do meio de aquecimento (MINTON, 1986).

Em se tratando de fatores de otimização e segurança de projeto, algumas outras propriedades dos fluidos devem ser levadas em consideração. Compõem a lista de propriedades, a toxicidade, a radioatividade, o perigo de explosão, o calor da solução e a facilidade de limpeza (MCCABE *et al.*, 1993).

5. Cristalização

Xarope produzido pela etapa de evaporação passa por uma etapa de “cozimento”, feito em cristalizadores, que em essência são evaporadores de simples efeito. Neste processo realizado em batelada, o xarope é concentrado sob o vácuo até atingir um certo grau de supersaturação. Adicionam-se núcleos cristalinos de açúcar (sementes) e, pela adição de xarope e evaporação controlada, os cristais crescem até o tamanho desejado.

A mistura de xarope e cristais (massa cozida) é, então, centrifugada para remoção do licor-mãe. Os cristais formam o açúcar cristal e o licor-mãe, chamado de mel, é reciclado para uma nova etapa de cristalização. O líquido residual desta etapa é conhecido como mel final e é utilizado pelas destilarias para formar o mosto de fermentação (JESUS, 2004).

6. Secagem

Os cristais de açúcar seguem para a secagem em tambores rotativos levemente inclinados em relação a horizontal. Na usina é utiliza o secador para secar o açúcar tanto no ar quente como no ar frio, em contracorrente, para esfriá-lo antes de sair do equipamento, a saída de ar é comum para as duas correntes. Este açúcar pode ser comercializado desta forma, como açúcar cristal, ou então como matéria-prima a ser utilizada na fabricação de outros produtos como o açúcar invertido, açúcar refinado ou açúcar líquido (JESUS, 2004).

Evaporadores: Importância e Produção

O equipamento usado para promover a evaporação é chamado de evaporador, que nada mais é que um trocador de calor operando para fornecer ao fluido o seu calor latente de vaporização (SILVA, 2013), além de um dispositivo que promove a separação das fases (FOUST *et al.*, 2008).

Conforme Foust *et al.*, (2008) a diversidade de evaporadores é oriunda da existência de operações que são realizadas com soluções diferentes e em condições econômicas distintas. A variedade de projetos de evaporadores e seus aperfeiçoamentos são para lidar da melhor maneira possível com problemas como corrosão, incrustação, espumas, sensibilidade ao calor e limitações de espaço.

Existem diversos tipos de evaporadores, podendo se dividir em: circulação natural e circulação forçada. Os de circulação natural podem ser do tipo: tubos horizontais, tubos verticais curtos, tubos verticais com cesta e tubos verticais longos (SILVA, 2013). Nos evaporadores de circulação forçada, são utilizadas bombas para circular a solução (RICHARDSON *et al.*, 2002).

Quanto ao tipo de operação, os evaporadores se dividem em: simples efeito; múltiplo efeito; por compressão (mecânica ou térmica); múltiplos efeitos de expansão e bomba de calor (MILCENT *et al.*, 2013).

Antes de se reportar as características e tipos dos evaporadores, é importante relembrar alguns conceitos físicos relacionados aos funcionamentos dos equipamentos que a evaporação acontece.

Conceitos prévios relacionados aos evaporadores

Elevação do Ponto de Ebulição (EPE): Em uma mesma temperatura, soluções aquosas apresentam uma pressão de vapor menor do que a água pura. Conseqüentemente, para uma dada pressão, o ponto de ebulição de soluções é maior do que o ponto de ebulição da água pura.

Uma solução deve ser aquecida acima do ponto de ebulição da água para atingir o mesmo estado. Este aumento é denominado elevação do ponto de ebulição (EPE) da solução (MCCABE *et al.*, 1993).

Para soluções diluídas e soluções de colóides orgânicos o EPE é considerado insignificante. Porém, para soluções concentradas de sais inorgânicos, o EPE pode ser tão elevado quanto 80°C (144°F). Este fator influencia diretamente no projeto de evaporadores, pois a EPE deve ser subtraída da queda de temperatura obtida através das tabelas de vapor da água (MCCABE *et al.* 1993).

A EPE para a soda cáustica (NaOH), por exemplo, pode ser utilizado a regra de Dühring que diz, para uma mesma pressão, o ponto de ebulição de uma dada solução é função linear do ponto de ebulição da água pura. Deste modo, para uma variação moderada de pressões, a função é descrita como uma linha reta (MCCABE *et al.*, 1993). A regra de Dühring resulta em linhas de acordo com a concentração da solução, ou seja, para cada concentração é obtida uma linha diferente conforme apresentado na Figura 3.

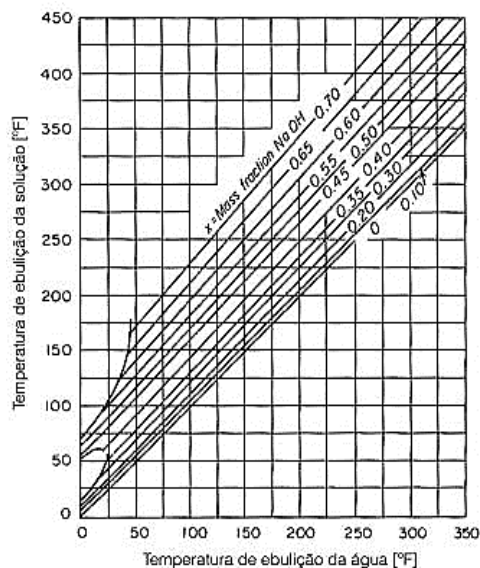


Figura 3 - Linhas de Dühring para soluções de NaOH

- Descrição traduzida. Fonte: McCabe *et al.* (1993).

A leitura da EPE é feita a partir da concentração da solução. Assim, traçando-se uma reta vertical até o eixo x é encontrada a temperatura de ebulição da água (T_{sat}), e traçando-se uma reta horizontal até o eixo y é então encontrada a temperatura de ebulição da solução (T^*). Como descrito, a elevação do ponto de ebulição é dada pela

diferença entre os pontos de ebulição da solução e da água, respectivamente, conforme apresentado na Equação 1*.

$$EPE = T^* - T_{sat} \quad (1)$$

Coefficientes de Transferência de Calor: Uma das principais influências no projeto de evaporadores é a transferência de calor, esta é afetada pelo modelo e método de operação do mesmo. Usualmente os resultados experimentais são expressos em termos do coeficiente global de transferência de calor, os quais são baseados na queda de temperatura corrigida pela elevação do ponto de ebulição (MCCABE *et al.*, 1993).

Calor de Diluição: Quando o calor de diluição de uma solução sendo concentrada é grande ao ponto de não poder ser negligenciado, um diagrama entalpia-concentração é utilizado. Este diagrama varia de solução para solução e é utilizado para o cálculo dos valores da entalpia de alimentação (HF) e entalpia de solução (H). Em um diagrama de entalpia versus a concentração, isotermas ao longo do gráfico descrevem a entalpia como função da concentração. Na Figura 4 é apresentado um diagrama para um sistema de hidróxido de sódio - água.

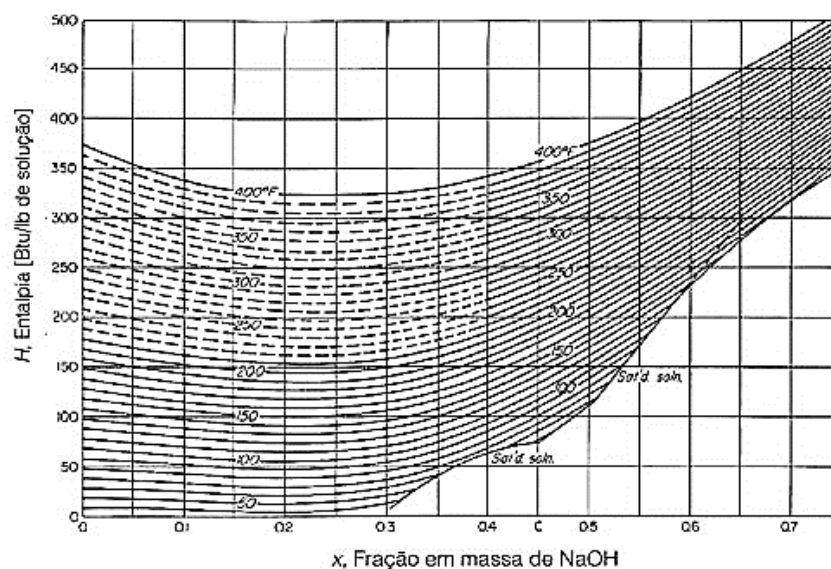


Figura 4. Diagrama entalpia-concentração para um sistema NaOH-Água. Descrição traduzida. Fonte: McCabe *et. al* (1993).

Diagrama de Fases: O diagrama de fases de uma substância pura, conforme é mostrado na Figura 5, consiste em um gráfico que apresenta as regiões de pressão e

temperatura em que há maior estabilidade de uma fase em relação às demais (SANTOS, 2020).

Nos limites de estabilidade entre uma fase e outra ocorrem as curvas de equilíbrio entre fases, que são: fusão - equilíbrio entre sólido e líquido; vaporização - equilíbrio entre líquido e gás; e sublimação - equilíbrio entre sólido e gás. Sobre estas curvas, há igualdade de potencial químico entre as fases envolvidas e ambas coexistem em equilíbrio. O ponto de encontro entre as três curvas de equilíbrio é denominado ponto triplo e é único e invariável para cada substância, podendo ser utilizado como parâmetro de identificação ou de grau de pureza (Atkins, *et al.* 2008).

O diagrama de fases de uma substância apresenta um perfil característico das curvas de transição entre as fases sólida, líquida e gasosa, além do fluido supercrítico, sendo que a diferença de uma substância para outra está nas posições de temperatura e pressão onde estas curvas de equilíbrio ocorrem em função das forças de interação intermolecular presentes na substância (Castellan, 1999).

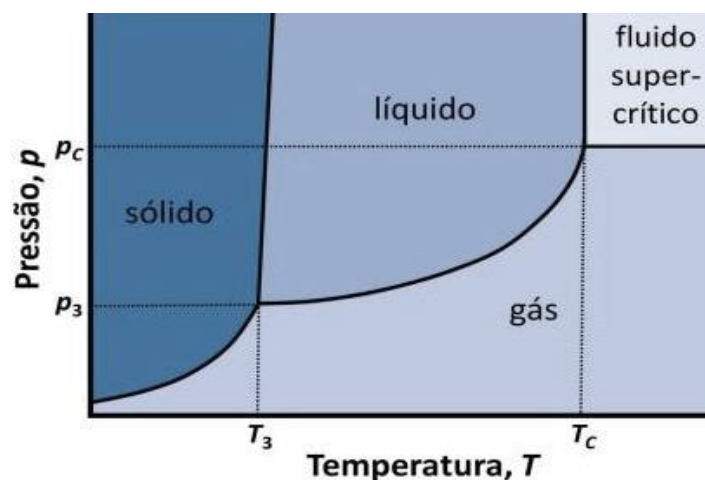


Figura 5. Diagrama de fases típico de uma substância pura. Fonte: Santos, 2020.

Economia de Energia: A economia de um sistema evaporador é influenciada principalmente pelo número de efeitos. Em sistemas de múltiplos efeitos, a entalpia de vaporização de vapor do efeito anterior pode ser usada para aquecer a solução do próximo efeito, aumentando assim a eficiência energética do sistema. Quantitativamente, a

economia de evaporadores é inteiramente matéria de balanços de entalpia (MCCABE *et al.* 1993).

Tipos de Evaporadores

Abaixo são descritos os diferentes tipos de evaporadores utilizados atualmente. O progresso mais importante e marcante na história da fabricação do açúcar é, sem dúvida, o invento do múltiplo efeito, por volta de 1830, na Louisiana, por Norbert Rillieux, americano de descendência francesa. (HUGOT, 1977).

Conforme reportado por Foust *et al.* (2008), nas operações que envolvem evaporação, a representação principal do custo do processo está relacionada ao vapor d'água consumido. Portanto, métodos de economia de energia, exemplificado pela razão entre a massa de vapor produzida e a massa de vapor consumida ou a redução de consumo de vapor, são geralmente aplicados. Uma forma de se obter essa redução do consumo de vapor é a reutilização do vapor gerado no sistema.

Os evaporadores de múltiplos efeitos têm como princípio a divisão da evaporação em diversos corpos de equipamento, que são denominados como efeitos ou estágios.

Tabela 1 - Tipos de evaporadores aplicados à indústria açucareira.

Evaporador circular natural:

A evaporação ocorre unicamente devido a convecção natural (MILCENT *et al.* 2013).

Evaporador horizontal:

Por muito tempo foram bastante usados (FOUST *et al.*, 2008). O grande diferencial deles em relação ao demais é que a solução está na parte externa dos tubos enquanto o vapor está na parte interna. Devido à disposição dos tubos a circulação natural do líquido é alterada diminuindo dessa maneira a sua agitação Figura 6. Isso faz com que o coeficiente global de transmissão de calor desses evaporadores seja menor que dos outros. Nesse equipamento é comum a formação de espumas, não havendo dispositivos que a evitem. As incrustações se acumulam na parte externa dos tubos, dificultando a limpeza (FOUST *et al.*, 2008).

Tabela 1 - Continuação.**Evaporadores de tubos verticais curtos (Figura 6A):**

A solução diluída evapora no interior dos tubos, e o fluido de aquecimento fica em uma câmara de vapor pela qual passam os tubos (FOUST *et al.*, 2008). O esquema de um evaporador tipo tubos verticais curtos está na Figura 6B.

Evaporador de tubos verticais tipo cesto:

Este tipo de evaporador é semelhante ao tipo calandra, possuindo as mesmas características e aplicações, exceto com relação ao canal de retorno que não é central. O elemento aquecedor é retirado facilmente e não representa problemas de expansão diferencial (ARAÚJO, 2015). O evaporador de tubos verticais curtos tipo cesto é exibido na Figura 6C.

Evaporadores de tubos verticais longos de circulação natural (Figura 6D):

O vapor e o líquido saem pelo topo dos tubos e impactam em uma chicana, com velocidade suficiente para a eliminação da espuma. Os materiais espumantes podem ser processados nessa configuração, diferente dos que apresentam altas viscosidades. E como existe a possibilidade de se trabalhar apenas com uma unidade de um só passe é possível que sejam utilizados materiais termicamente sensíveis (FOUST *et al.*, 2008).

Evaporadores de circulação forçada:

Nestes evaporadores, o líquido é bombeado através de um trocador de calor onde o meio calefator circunda os tubos portadores da solução. A perda de pressão e a pressão hidrostática combinadas são muitas vezes bastante grandes para impedir a ebulição da solução nos tubos trocadores, e por isso o vapor gerado forma-se instantaneamente quando o líquido entra na câmara de vaporização. Uma vez que a velocidade da mistura evaporada é alta, são importantes as chicanas antirrespingos para minimizar o arrastamento (FOUST *et al.*, 2008).

Evaporador de circulação forçada horizontal:

Conforme Araújo (2015), quando a superfície de permuta de calor é horizontal externa o evaporador é mais compacto e a superfície externa torna a limpeza e conservação mais simples. O evaporador de circulação forçada horizontal é exposto na Figura 10.

Tabela 1 - Continuação.**Evaporadores de Simples Efeito:**

Evaporadores de efeito único são frequentemente usados quando a capacidade necessária de operação é relativamente pequena ou o custo do vapor é relativamente barato comparado ao custo do evaporador. No entanto, a operação de grande capacidade, usando mais de um efeito, reduzirá custos de vapor significativamente (GEANKOPLIS, 1998).

Evaporadores de Múltiplos Efeitos:

Ele tem como princípio a divisão da evaporação em diversos corpos de equipamento, que são denominados como efeitos ou estágios. É utilizada a água evaporada de um efeito como meio de aquecimento do efeito seguinte. Desta forma, o vapor vivo é utilizado apenas no primeiro efeito, enquanto que para os demais efeitos utiliza-se vapor vegetal, logo, a temperatura de ebulição do líquido de alimentação no segundo evaporador deve ser mais baixa para permitir que o vapor vegetal produzido no primeiro evaporador se condense no segundo, liberando o seu calor latente de condensação.

É utilizada a água evaporada de um efeito como meio de aquecimento do efeito seguinte. Desta forma, o vapor vivo é utilizado apenas no primeiro efeito, enquanto que para os demais efeitos utiliza-se vapor vegetal, logo, a temperatura de ebulição do líquido de alimentação no segundo evaporador deve ser mais baixa para permitir que o vapor vegetal produzido no primeiro evaporador se condense no segundo, liberando o seu calor latente de condensação.

Pode-se afirmar que o consumo de vapor de um sistema de evaporação em múltiplos efeitos é dado pelo consumo de vapor de um sistema de evaporação com único efeito dividido pelo número de efeitos (FOUST *et al.*, 2008).

A escolha do número de efeitos é sempre baseada em critérios econômicos, quanto maior o número de efeitos menor será o consumo de vapor de aquecimento e, portanto, menor será o custo relativo ao consumo de energia. Por outro lado, quanto maior o número de efeitos menor serão as diferenças de temperatura empregadas como força motriz para transferência de calor em cada efeito e, portanto, maior será a área de troca térmica requerida para a construção do evaporador (WESTPHLEN, 1999).

O uso de múltiplos efeitos podem ocorrer de quatro possíveis arranjos em função dos fluxos de vapor e líquido e que são classificados em: Alimentação frontal - Cruzada; Alimentação reversa - contracorrente; Alimentação mista; Alimentação paralela - direita, Figura 6.

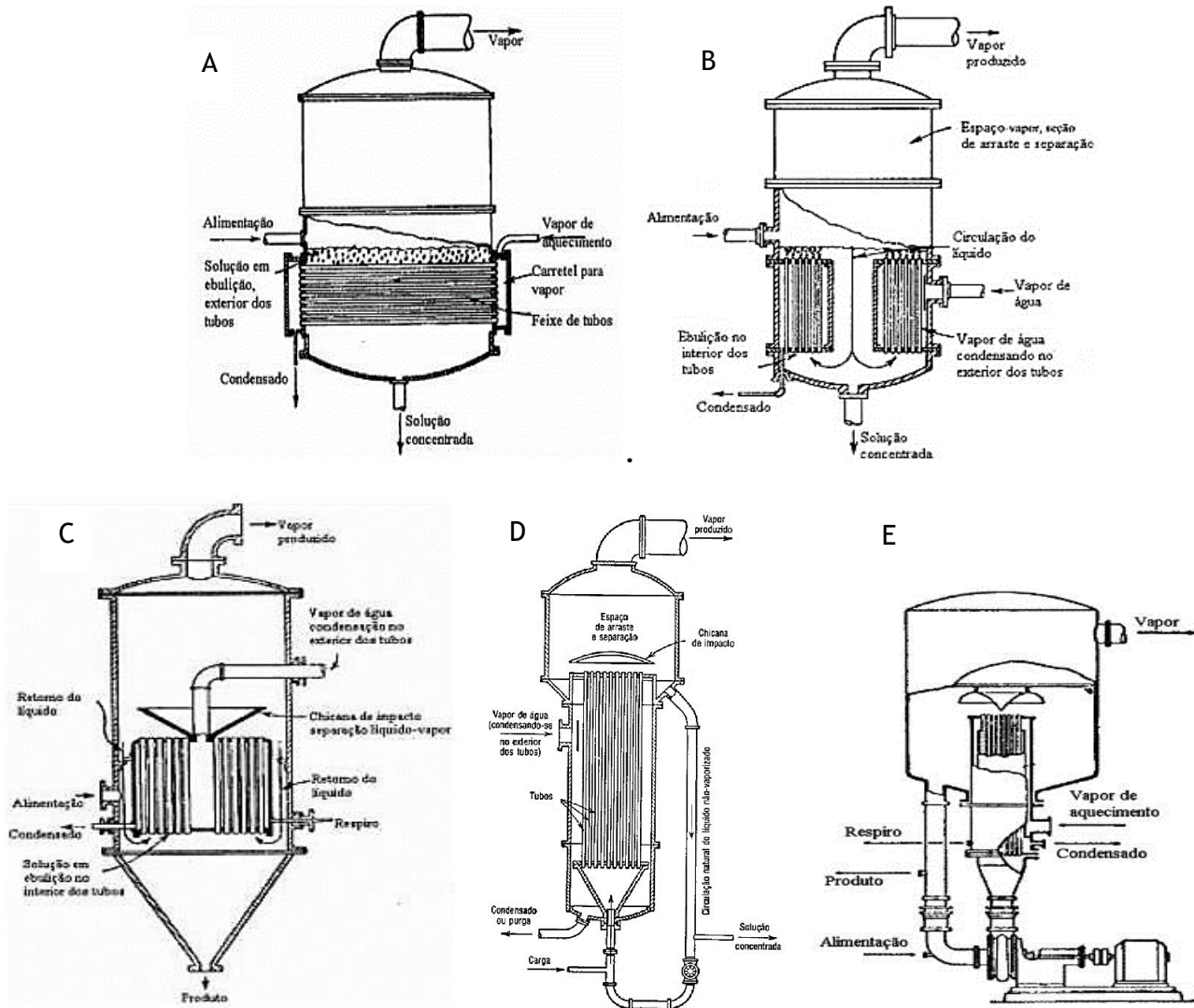


Figura 6 - Imagens dos tipos de evaporadores.

Legenda: A - Evaporador horizontal; B - tubos verticais curtos; C - evaporador de tubos verticais curtos tipo cesto; D - Evaporadores de tubos verticais longos de circulação natural; E - Evaporador de circulação forçada vertical com superfície interna. Fontes: 6A-D: FOUST *et al*, 2008; 6E: Araújo, 2015.

A Figura 7A apresenta o esquema dos sistemas de evaporação com alimentação cruzada, onde o fluxo do líquido a ser evaporado é alimentado no mesmo sentido que o vapor vivo.

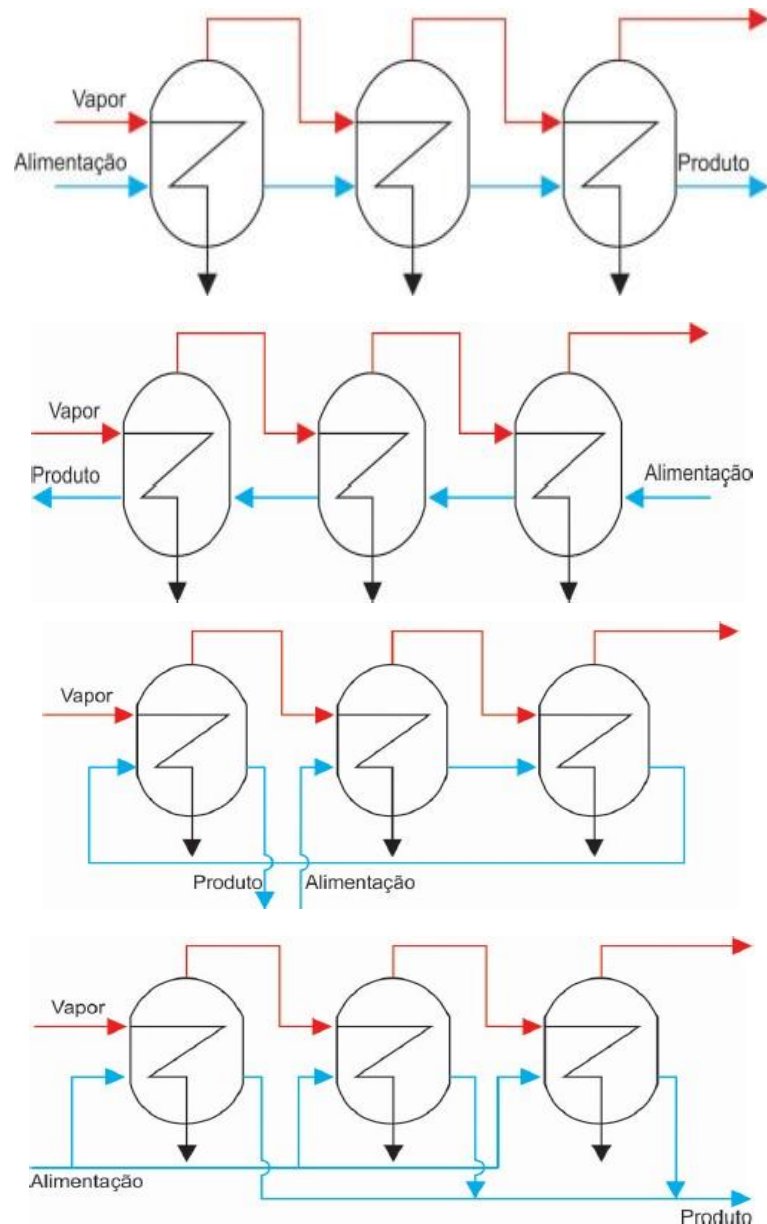


Figura 7 - Tipos de Alimentação (imagens de cima para baixo): Cruzada; contracorrente; Mista; Co-corrente. Fonte: Barbosa, 2014.

Na configuração contracorrente a solução segue o sentido contrário do vapor de aquecimento, como mostrado na Figura 7B, sendo necessário o uso de bombas entre os efeitos. Diferente da configuração paralela, a solução é aquecida ao entrar em cada efeito, aumentando a economia do processo. Como a solução evapora-se a uma temperatura mais elevada, a viscosidade diminuirá na maioria dos casos, entretanto, alguns materiais podem se decompor (FOUST et al. 2008).

Na configuração cruzada a solução é alimentada em todos os efeitos e a solução concentrada é também retirada de todos eles, como mostrado Figura 7A. Com essa configuração é possível alimentar o processo com diferentes soluções ao mesmo tempo (MILCENT *et al.*, 2013).

A Figura 7C apresenta o esquema dos sistemas de evaporação com alimentação mista, este sistema não possui um arranjo típico. Um evaporador com alimentação mista é aquele no qual não há divisão do fluxo de líquido, e em parte do equipamento o líquido a ser evaporado pode ser alimentado em parte ao evaporador de forma contracorrente com o fluxo de vapor e em parte em concorrente.

Arranjos com alimentação mista só são encontrados em equipamentos com três ou mais efeitos e à medida que a solução vai sendo concentrada passa para os estágios seguintes e ao chegar no último volta para os iniciais, reduzindo assim o número de bombas (WESTPHLEN, 1999; MILCENT *et al.*, 2013).

A Figura 7D apresenta o esquema dos sistemas de evaporação com alimentação co-corrente (direta), onde ocorre a divisão do fluxo do líquido a ser evaporado, no número de efeitos e posterior mistura do produto concentrado. Este arranjo não é comumente encontrado nas indústrias e normalmente está associado a sistemas de cristalização (MINTON, 1986).

Além disso, todo o aquecimento é concentrado no primeiro efeito, o que leva a uma menor quantidade de vapor gerado, diminuindo a economia do processo. Esta configuração permite que no último evaporador a solução concentrada esteja a uma temperatura mais baixa, que impediria a decomposição de alguns materiais, entretanto, a possibilidade de aumento da viscosidade pode reduzir o coeficiente de transferência de calor e massa nesse último efeito (FOUST *et al.*, 2008).

Esta operação é uma das mais utilizada pela indústria para economia de energia em sistemas de evaporação. Seu princípio consiste em dividir a evaporação em diversos equipamentos, denominados efeitos ou estágios, utilizando a água evaporada de um efeito como meio de aquecimento do efeito seguinte.

Um estágio pode ser definido como uma unidade de equipamento onde entram em contato íntimo duas fases diferentes, que são depois separadas mecanicamente. Durante o contato, diversos componentes difusíveis da mistura se redistribuem entre as fases (FOUST *et al.*, 1982).

Araújo (2015), expõe que a solução produzida no primeiro efeito ao ser enviada para o segundo efeito, tornar-se-á mais concentrada, e isto ocorre cada vez que ela é redirecionada para um próximo corpo. A pressão do próximo estágio será menor que a do anterior, assim como a temperatura de ebulição da solução mais concentrada será inferior à temperatura de ebulição menos concentrada.

Vácuo é usado após o primeiro efeito de modo a aumentar a diferença total de temperatura entre o vapor de um evaporador e a temperatura de ebulição do caldo no próximo evaporador (SILVA, 2013).

A ebulição a vácuo também permite continuar a evaporação com temperaturas menos prejudiciais, sob o ponto de vista da inversão e da coloração do caldo, à medida que o caldo se torna mais concentrado e mais viscoso (ARAÚJO, 2015).

Em geral, os evaporadores múltiplos efeitos são usados de maneira a reduzir o consumo de vapor e, por-se das seguintes informações: área da superfície de aquecimento em cada efeito, vapor a ser fornecido e a quantidade de vapor evaporado que sai cada efeito. Para isso, precisa-se das seguintes variáveis especificadas: pressão de vapor de água no primeiro e último efeito; condições da vazão mássica de entrada no primeiro efeito; concentração do produto concentrado no último efeito; propriedades físicas da solução e coeficientes de troca de calor em cada efeito (GEANKOPLIS, 1998).

Na modelagem de evaporadores de múltiplos efeitos, valor de pressão e de temperatura é ajustado para cada evaporador. As entalpias necessárias para estes valores de pressão são encontradas a partir de tabelas termodinâmicas e diagramas.

Os balanços de massa, de componentes e de energia são fornecidos para cada evaporador e também para o sistema. Estes balanços são transformados em equações linearmente independentes depois das hipóteses necessárias. Em um sistema que tem N evaporadores, $N + 1$ equações lineares são obtidas.

Estas equações são geralmente uma função da quantidade de vapor inicial e da quantidade de vapor de solução formada em cada evaporador. As equações lineares obtidas são resolvidas diretamente ou com o método iterativo (KAYA *et al.*, 2004).

Para elaboração de balanços de massa e energia em sistemas de evaporação, as propriedades físicas mais importantes a serem consideradas são a entalpia e a temperatura de ebulição da solução sendo concentrada. Além disto, propriedades termodinâmicas da água pura são necessárias por se tratar do solvente volátil e também do meio de aquecimento (WESTPHALEN, 1999).

Durante o estudo de evaporadores de múltiplos efeitos faz-se necessário o desenvolvimento de modelos matemáticos devido à necessidade de se obter valores médios de operação e estimativas de parâmetros que possam ser utilizados. O modelo matemático é baseado nos balanços de massa e energia para o conjunto de evaporadores e os mesmos são resolvidos para determinar as correntes intermediárias do agrupamento de evaporadores. Também são avaliadas as eficiências de cada evaporador e em todo o sistema (CHAVES, 2015).

E por fim, segundo estudo realizado por Pitarch *et al.*, (2017), o evaporador de múltiplo efeito, nos processos de concentração na indústria de alimentos e produtos químicos, tem surgido para melhorar o processo nas indústrias modernas. Esses controles de processos ajudam a reduzir o custo e o impacto ambiental, reduzindo o desperdício de recursos naturais, e mantendo simultaneamente a qualidade dos produtos.

Procedimentos Experimentais

O domínio de estudo consiste de um sistema de evaporação de cinco efeitos, ou seja, cinco evaporadores dispostos em série com disposição das correntes de vapor e da solução no mesmo sentido (co-corrente) e em sentido opostos (contracorrente), conforme ilustra a Figura 8A e B.

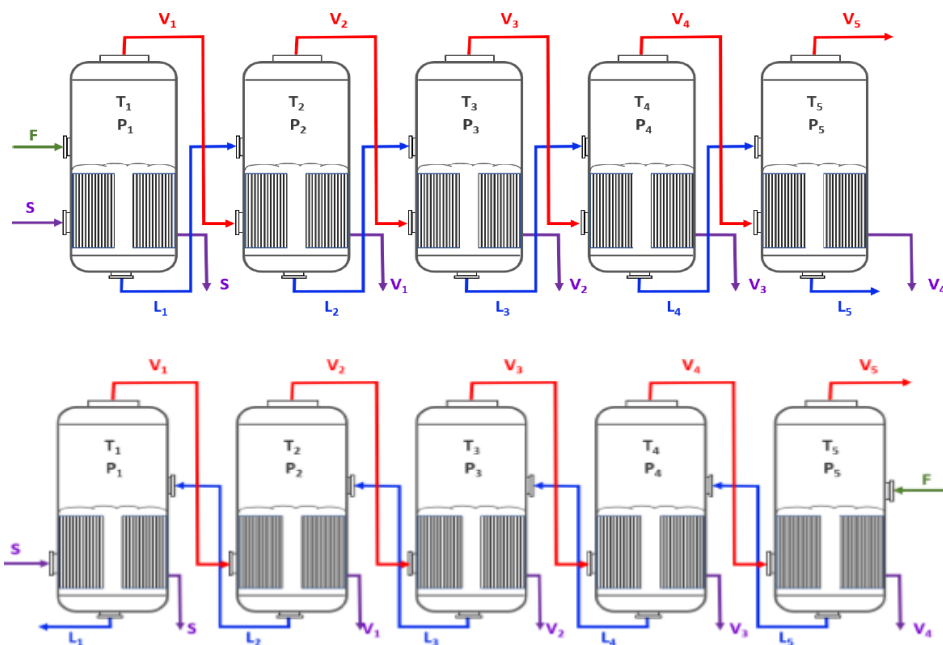


Figura 8. Configuração do sistema de evaporadores de cinco efeitos com alimentação co-corrente (A) e contracorrente (B). Fonte: Severino Rodrigues, 2019.

Simulação e Modelagem Matemática

A modelagem matemática foi desenvolvida a partir dos balanços de massa e de energia em cada um dos evaporadores e do balanço global do conjunto de 5 efeitos co-correntes da solução e de vapor em configurações co-corrente e contracorrente. Para ambas configurações foi montado um sistema de equações lineares do tipo $AX = B$, onde X é o vetor das incógnitas S, V_1, V_2, V_3, V_4 e V_5 , a matriz dos coeficientes cujos termos ou são nulos ou diferenças entre entalpias de líquido saturado e vapor saturado dependendo do balanço de energia desenvolvido.

A quantidade de vapor saturado entrando no primeiro evaporado (S) e (V1), (V2), (V3), (V4) e (V5) é a quantidade total evaporada nos evaporadores 1, 2, 3, 4 e 5 respectivamente.

Portanto, para que o sistema de equações tenha solução, o número de equações e incógnitas devem ser iguais, desse modo, o método consiste no desenvolvimento dos balanços totais, por componentes e de energia, obtendo-se 6 equações para cada configuração.

A solução de açúcar foi utilizada para simulação, e as expressões para EPE, capacidade calorífica (C_p), concentrações de entrada e saída e os valores dos coeficientes de transferência de calor (U_1 , U_2 , U_3 , U_4 e U_5) foram estimados a partir dos dados fornecidos pelo Geankoplis (1998). Na expressão, o x corresponde à concentração de sólidos da solução.

$$C_p = 4,19 - 2,35 * x \quad (1)$$

$$EPE = 1,78x + 6,22x^2 \quad (2)$$

A expressão básica para determinar a capacidade de um evaporador de múltiplo efeito é a Equação (1) *, que pode ser escrito como, para 1º efeito. ΔT_1 corresponde à diferença entre o vapor de água condensado e o ponto de ebulição da solução no primeiro evaporador Equação 3). Desprezando o calor sensível necessário para elevar a temperatura da alimentação até o ponto de ebulição, temos que $q_1 = q_2$ (Equação 4).

O calor gerado por condensação do vapor é trocado para produzir vapor no primeiro efeito. Em seguida, esse vapor é condensado no segundo efeito e a quantidade de calor transferido é aproximadamente igual ao do primeiro. Assim, temos como expressão a Equação 5.

$$q_1 = U_1 A_1 \Delta T_1 \quad (1)^*$$

$$\Delta T_1 = T_{s1} - T_1 \quad (3)$$

$$q_1 = q_2 \quad (4)$$

$$q_2 = U_2 A_2 \Delta T_2 \quad (5)$$

Portanto,

$$q_1 = q_2 = q_3 \quad \therefore U_1 A_1 \Delta T_1 = U_2 A_2 \Delta T_2 = U_3 A_3 \Delta T_3 = U_4 A_4 \Delta T_4 = U_5 A_5 \Delta T_5 \quad (6)$$

Considerando que os evaporadores possuam áreas iguais:

$$U_1 \Delta T_1 = U_2 \Delta T_2 = U_3 \Delta T_3 = U_4 \Delta T_4 = U_5 \Delta T_5 \quad (7)$$

As diferenças de temperaturas em cada evaporador, ΔT_i , são inversamente proporcionais ao valor de U. Conforme a equação a seguir.

$$\Delta T_i = \sum \Delta T_{\text{disponível}} = \frac{\frac{1}{U_i}}{\frac{1}{U_1} + \frac{1}{U_2} + \frac{1}{U_3} + \frac{1}{U_4} + \frac{1}{U_5}} \quad (8)$$

Onde i = evaporador 1, 2, 3, 4 ou 5.

$$\sum \Delta T_{\text{disponível}} = T_{S1} - T_5 - \sum EPE_i \quad (9)$$

A equação ilustrada acima, corresponde ao somatório de todas as diferenças ΔT_i subtraídas do somatório de todas as elevações de ponto de ebulição. Reescrevendo a equação (3):

$$T_1 = T_F - \Delta T_1 \quad (10)^*$$

As temperaturas do vapor saturado no evaporador 1, 2, 3, 4 e 5.

$$T_1 = T_F - \Delta T_1 \quad (11)$$

$$T_2 = T_1 - \Delta T_2 \quad (12)$$

$$T_3 = T_2 - \Delta T_3 \quad (13)$$

$$T_4 = T_3 - \Delta T_4 \quad (14)$$

$$T_5 = T_4 - \Delta T_5 \quad (15)$$

As temperaturas de ebulição reais nos evaporadores 2 ,3, 4 e 5 são dadas pelas equações(16), (17), (18), (19) e (20) respectivamente.

$$T_{eb1} = T_1 + EPE_1 \quad (16)$$

$$T_{eb2} = T_2 + EPE_2 \quad (17)$$

$$T_{eb3} = T_3 + EPE_3 \quad (18)$$

$$T_{eb4} = T_4 + EPE_4 \quad (19)$$

$$T_{eb5} = T_5 + EPE_5 \quad (20)$$

Entalpias de vapor são dadas pelas equações (21) (22), (23), (24) e (25), respectivamente.

$$H_1 = H_{S2} + EPE * \overline{Q}_{vapor} \quad (21)$$

$$H_2 = H_{S3} + EPE * \overline{Q}_{vapor} \quad (22)$$

$$H_3 = H_{S4} + EPE * \overline{Q}_{vapor} \quad (23)$$

$$H_4 = H_{S5} + EPE * \overline{Q}_{vapor} \quad (24)$$

$$H_5 = H_{S6} + EPE * \overline{Q}_{vapor} \quad (25)$$

Onde, H_{S2} , H_{S3} , H_{S4} , H_{S5} e H_{S6} são as entalpias de saturação de vapor, foram obtidos pela tabela de propriedades de vapor saturado em anexo, para as temperaturas T_{S2} , T_{S3} , T_{S4} e T_{S5} respectivamente. Os valores dos calores latentes de vaporização foram obtidos pelas Equações (26), (27), (28), (29) e (30).

$$\lambda_S = H_{S1} - h_{S1} \quad (26)$$

$$\lambda_1 = H_1 - h_{S2} \quad (27)$$

$$\lambda_2 = H_2 - h_{S3} \quad (28)$$

$$\lambda_3 = H_3 - h_{S4} \quad (29)$$

$$\lambda_4 = H_4 - h_{S5} \quad (30)$$

Onde h_{S1} , h_{S2} , h_{S3} , h_{S4} e h_{S5} , correspondem a entalpia do líquido nas temperaturas, T_{S1} , T_{S2} , T_{S3} , T_{S4} e T_{S5} , respectivamente. Essas entalpias também foram obtidas pela tabela de propriedades de vapor saturado em anexo. As entalpias das correntes são calculadas a partir das expressões abaixo, definimos o T_r como a temperatura de 0°C.

$$h_F = Cp_F(T_F - T_R) \quad (31)$$

$$h_1 = Cp_1(T_1 - T_R) \quad (32)$$

$$h_2 = Cp_2(T_2 - T_R) \quad (33)$$

$$h_3 = Cp_3(T_3 - T_R) \quad (34)$$

$$h_4 = Cp_4(T_4 - T_R) \quad (35)$$

$$h_5 = Cp_5(T_5 - T_R) \quad (36)$$

$$T_{eb5} = T_5 + EPE_5 \quad (20)$$

Entalpias de vapor são dadas pelas equações (21) (22), (23), (24) e (25), respectivamente.

$$H_1 = H_{S2} + EPE * \overline{Q}_{vapor} \quad (21)$$

$$H_2 = H_{S3} + EPE * \overline{Q}_{vapor} \quad (22)$$

$$H_3 = H_{S4} + EPE * \overline{Q}_{vapor} \quad (23)$$

$$H_4 = H_{S5} + EPE * \overline{Q}_{vapor} \quad (24)$$

$$H_5 = H_{S6} + EPE * \overline{Q}_{vapor} \quad (25)$$

Onde, H_{S2} , H_{S3} , H_{S4} , H_{S5} e H_{S6} são as entalpias de saturação de vapor, foram obtidos pela tabela de propriedades de vapor saturado em anexo, para as temperaturas T_{S2} , T_{S3} , T_{S4} e T_{S5} respectivamente. Os valores dos calores latentes de vaporização foram obtidos pelas Equações (26), (27), (28), (29) e (30).

$$\lambda_S = H_{S1} - h_{S1} \quad (26)$$

$$\lambda_1 = H_1 - h_{S2} \quad (27)$$

$$\lambda_2 = H_2 - h_{S3} \quad (28)$$

$$\lambda_3 = H_3 - h_{S4} \quad (29)$$

$$\lambda_4 = H_4 - h_{S5} \quad (30)$$

Onde h_{S1} , h_{S2} , h_{S3} , h_{S4} e h_{S5} , correspondem a entalpia do líquido nas temperaturas, T_{S1} , T_{S2} , T_{S3} , T_{S4} e T_{S5} , respectivamente. Essas entalpias também foram obtidas pela tabela de propriedades de vapor saturado em anexo. As entalpias das correntes são calculadas a partir das expressões abaixo, definimos o T_r como a temperatura de 0°C .

$$h_F = Cp_F(T_F - T_R) \quad (31)$$

$$h_1 = Cp_1(T_1 - T_R) \quad (32)$$

$$h_2 = Cp_2(T_2 - T_R) \quad (33)$$

$$h_3 = Cp_3(T_3 - T_R) \quad (34)$$

$$h_4 = Cp_4(T_4 - T_R) \quad (35)$$

$$h_5 = Cp_5(T_5 - T_R) \quad (36)$$

Configuração Co-corrente

No balanço temos que, F , S , Li e Vi são vazões mássicas dadas em kg/h , que F é vazão mássica de alimentação da solução diluída ou a vazão do caldo clarificado, Li é a vazão mássica de solução concentrada produzida, S é a vazão mássica de vapor de aquecimento e Vi é a vazão mássica de vapor produzido no evaporador pela ebulição da solução.

Inicialmente, realizamos o balanço global de sólidos do processo, com os dados de entrada da fração de sólidos, corrente de alimentação e da fração de sólidos que sairá do evaporador 4. Para todo sistema:

$$F = L_5 + V_1 + V_2 + V_3 + V_4 + V_5 \quad (37)$$

Multiplicando os termos pela concentração de sólidos, obtemos o balanço parcial de sólidos:

$$F_{XF} = L_5X_5 + V_1v_1 + V_2v_2 + V_3v_3 + V_4v_4 + V_5v_5 \quad (38)$$

Como V_1, V_2, V_3, V_4 e V_5 corresponde a vapor de água evaporada, a concentração de sólidos nessas correntes é nula, ou seja, v_1, v_2, v_3, v_4 e v_5 também é nula. A expressão (38) se resume a expressão: $F_{XF} = L_5X_5$ (Equação 39). Então, temos:

$$L_5 = \frac{F_{XF}}{X_{L_5}} \quad (40)$$

$$F = \frac{L_5X_{L_5}}{X_F} \quad (41)$$

Logo,

$$F = \frac{F_{XF}}{X_{L_1}} + V_1 + V_2 + V_3 + V_4 + V_5 \quad (42)$$

Substituindo as expressões (40) em (42) e rearranjando, teremos:

$$\begin{aligned} F &= \frac{F_{XF}}{X_5} + V_1 + V_2 + V_3 + V_4 + V_5 \div V_1 + V_2 + V_3 + V_4 + V_5 \\ &= F\left(1 - \frac{X_F}{X_5}\right) \end{aligned} \quad (43)$$

Balanço por efeito: $F = L_1 + V_1$ ou $L_1 = F - V_1$ (Equação 44). O balanço de sólidos de cada evaporador do experimento é definido pelas sequências de expressões abaixo descritas.

Evaporador 1: $F_{XF} = L_1X_{L_1}$ ou $X_{L_1} = F_{XF}$ (Equação 45).

Evaporador 2:

$$L_1 = L_2 + V_2 \quad (46)$$

$$L_2 = L_1 - V_2 \therefore L_2 = F - V_1 - V_2 \quad (46)^*$$

$$L_1 X_{L1} = L_2 X_{L2}$$

$$X_{L2} = \frac{L_1}{L_2} X_{L1} \quad (47)$$

Evaporador 3:

$$L_2 = L_3 + V_3 \quad (48)$$

$$L_3 = L_2 - V_3 \therefore L_3 = F - V_1 - V_2 - V_3 \quad (48)^*$$

$$L_2 X_{L2} = L_3 X_{L3}$$

$$X_{L3} = \frac{L_2}{L_3} X_{L2} \quad (49)$$

Evaporador 4:

$$L_3 = L_4 + V_4 \quad (50)$$

$$L_4 = L_3 - V_4 \therefore L_4 = F - V_1 - V_2 - V_3 - V_4 \quad (50)^*$$

$$L_3 X_{L3} = L_4 X_{L4}$$

$$X_{L4} = \frac{L_3}{L_4} X_{L3} \quad (51)$$

Evaporador 5:

$$L_4 = L_5 + V_5 \quad (52)$$

$$L_5 = L_4 - V_5 \therefore L_5 = F - V_1 - V_2 - V_3 - V_4 - V_5 \quad (52)^*$$

$$L_4 X_{L4} = L_5 X_{L5}$$

$$X_{L5} = \frac{L_4}{L_5} X_{L4} \quad (53)$$

—

Substituindo as expressões (42) em (44), (46) *, (48) *, (50) * e (52) *:

$$L_1 = F \frac{X_F}{X_{L5}} + V_2 + V_3 + V_4 + V_5 \quad (54)$$

$$L_2 = F \frac{X_F}{X_{L_5}} + V_3 + V_4 + V_5 \quad (55)$$

$$L_3 = F \frac{X_F}{X_{L_5}} + V_4 + V_5 \quad (56)$$

$$L_4 = F \frac{X_F}{X_{L_5}} + V_5 \quad (57)$$

$$L_5 = F \frac{X_F}{X_{L_5}} \quad (58)$$

Os balanços de energia são avaliados pelas quantidades de energia que entra e sai do sistema.

$$\text{Evaporador 1:} \quad Fh_F + SH_S = V_1H_{V1} + L_1h_{L1} + Sh_S \quad (59)$$

Substituindo (41) e (54) em (59), temos:

$$S(H_S - h_S) + (h_F - H_{V1})V_1 + (h_F - h_{L1})V_2 + (h_F - h_{L1})V_3 + (h_F - h_{L1})V_4 + (h_F - h_{L1})V_5 = F \frac{X_F}{X_{L_5}} (h_{L1} - h_F) \quad (60)$$

Evaporador 2:

$$V_1H_{V1} + L_1h_{L1} = V_2H_{V2} + L_2h_{L2} + V_1h_{V1} \quad (61)$$

Substituindo (54) e (55) em (61):

$$V_1(H_{V1} - h_{V1}) + (h_{L1} - H_{V2})V_2 + (h_{L1} - h_{L2})V_3 + (h_{L1} - h_{L2})V_4 + (h_{L1} - h_{L2})V_5 = F \frac{X_F}{X_{L_5}} (h_{L2} - h_{L1}) \quad (62)$$

Evaporador 3:

$$V_2H_{V2} + L_2h_{L2} = V_3H_{V3} + L_3h_{L3} + V_2h_{V2} \quad (63)$$

Substituindo (55) e (56) em (63):

$$\begin{aligned}
 V_2(H_{V2} - h_{V2}) + (h_{L2} - H_{V3})V_3 + (h_{L2} - h_{L3})V_4 + (h_{L2} - h_{L3})V_5 \\
 = F \frac{X_F}{X_5} (h_{L3} - h_{L2})
 \end{aligned} \quad (64)$$

Evaporador 4:

$$V_3H_{V3} + L_3h_{L3} = V_4H_{V4} + L_4h_{L4} + V_3h_{V3} \quad (65)$$

Substituindo (56) e (57) em (65):

$$V_3(H_{V3} - h_{V3}) + (h_{L3} - H_{V4})V_4 + (h_{L3} - h_{L4})V_5 = F \frac{X_F}{X_{L5}} (h_{L4} - h_{L3}) \quad (66)$$

Evaporador 5:

$$V_4H_{V4} + L_4h_{L4} = V_5H_{V5} + L_5h_{L5} + V_4h_{V4} \quad (67)$$

Substituindo (57) e (58) em (67):

$$V_4(H_{V4} - h_{V4}) + (h_{L4} - H_{V5})V_5 = F \frac{X_F}{X_{L5}} (h_{L5} - h_{L4}) \quad (68)$$

Calores latentes de vaporização para cada evaporador.

$$\lambda_S = H_S - h_S \quad (69)$$

$$\lambda_{V1} = H_{V1} - h_{V1} \quad (70)$$

$$\lambda_{V2} = H_{V2} - h_{V2} \quad (71)$$

$$\lambda_{V3} = H_{V3} - h_{V3} \quad (72)$$

$$\lambda_{V4} = H_{V4} - h_{V4} \quad (73)$$

Substituindo (69), (70), (71), (72) e (73) em (60), (62), (64), (66) e (68):

$$\begin{aligned}
 S\lambda_S + (h_F - H_{V1})V_1 + (h_F - h_{L1})V_2 + (h_F - h_{L1})V_3 + (h_F - h_{L1})V_4 + (h_F \\
 - h_{L1})V_5 = F \frac{X_F}{X_{L5}} (h_{L1} - h_F)
 \end{aligned} \quad (74)$$

$$V_1\lambda_{V_1} + (h_{L_1} - H_{V_2})V_2 + (h_{L_1} - h_{L_2})V_3 + (h_{L_1} - h_{L_2})V_4 + (h_{L_1} - h_{L_2})V_5 \quad (75)$$

$$= F \frac{X_F}{X_{L_5}} (h_{L_2} - h_{L_1})$$

$$V_2\lambda_{V_2} + (h_{L_2} - H_{V_3})V_3 + (h_{L_2} - h_{L_3})V_4 + (h_{L_2} - h_{L_3})V_5 \quad (76)$$

$$= F \frac{X_F}{X_5} (h_{L_3} - h_{L_2})$$

$$V_3\lambda_{V_3} + (h_{L_3} - H_{V_4})V_4 + (h_{L_3} - h_{L_4})V_5 = F \frac{X_F}{X_{L_5}} (h_{L_4} - h_{L_3}) \quad (77)$$

$$V_4\lambda_{V_4} + (h_{L_4} - H_{V_5})V_5 = F \frac{X_F}{X_{L_5}} (h_{L_5} - h_{L_4}) \quad (78)$$

$$V_1 + V_2 + V_3 + V_4 + V_5 = F \left(1 - \frac{X_F}{X_5}\right) \quad (79)$$

Para que o sistema seja solucionado, visto que, temos seis variáveis disponíveis, logo seis equações serão necessárias para utilizamos solucionar o sistema matricial, substituindo (74), (75), (76), (77), (78) e (79) na matriz.

$$\begin{vmatrix} 0 & (h_F - H_{V_1}) & (h_F - h_{L_1}) & (h_F - h_{L_1}) & (h_F - h_{L_1}) & (h_F - h_{L_1}) \\ 0 & \lambda_{V_1} & (h_{L_1} - H_{V_2}) & (h_{L_1} - h_{L_2}) & (h_{L_1} - h_{L_2}) & (h_{L_1} - h_{L_2}) \\ 0 & 0 & \lambda_{V_2} & (h_{L_2} - H_{V_3}) & (h_{L_2} - h_{L_3}) & (h_{L_2} - h_{L_3}) \\ & 0 & 0 & \lambda_{V_3} & (h_{L_3} - H_{V_4}) & (h_{L_3} - h_{L_4}) \\ & 0 & 0 & 0 & \lambda_{V_4} & (h_{L_4} - H_{V_5}) \\ & 0 & 1 & 1 & 1 & 1 \end{vmatrix} \times \begin{vmatrix} S \\ V_1 \\ V_2 \\ V_3 \\ V_4 \\ V_5 \end{vmatrix} =$$

$$= \begin{vmatrix} \frac{F X_F}{X_{L_5}} (h_{L_1} - h_F) \\ \frac{F X_F}{X_{L_5}} (h_{L_2} - h_{L_1}) \\ \frac{F X_F}{X_{L_5}} (h_{L_3} - h_{L_2}) \\ \frac{F X_F}{X_{L_5}} (h_{L_4} - h_{L_3}) \\ \frac{F X_F}{X_{L_5}} (h_{L_5} - h_{L_4}) \\ F \left(1 - \frac{X_F}{X_{L_5}}\right) \end{vmatrix}$$

Configuração Contracorrente

Para todo sistema: $F = L_1 + V_1 + V_2 + V_3 + V_4 + V_5$ (Equação 80). Multiplicando os termos pela concentração de sólidos, obtemos o balanço parcial de sólidos: $FX_F = L_1X_1 + V_1v_1 + V_2v_2 + V_3v_3 + V_4v_4 + V_5v_5$ (Equação 81). Como V_1, V_2, V_3, V_4 e V_5 corresponde a vapor de água evaporada, a concentração de sólidos nessas correntes é nula, ou seja, v_1, v_2, v_3, v_4 e v_5 também é nula. A expressão (81) se resume a $FX_F = L_1X_1$ (Equação 82). Temos,

$$L_1 = \frac{F_{XF}}{X_{L_1}} \quad (83)$$

$$F = \frac{L_1X_{L_1}}{X_F} \quad (84)$$

Logo,

$$F = \frac{F_{XF}}{X_{L_1}} + V_1 + V_2 + V_3 + V_4 + V_5 \quad (85)$$

Substituindo as expressões (83) em (80) e rearranjando, teremos:

$$\begin{aligned} F &= \frac{F_{XF}}{X_{L_1}} + V_1 + V_2 + V_3 + V_4 + V_5 \quad \because V_1 + V_2 + V_3 + V_4 + V_5 \\ &= F \left(1 - \frac{X_F}{X_1} \right) \end{aligned} \quad (86)$$

Balanço por efeito: Evaporador 5:

$$F = L_5 + V_5 \quad (87)$$

$$L_5 = F - V_5 \quad (86)$$

$$FX_F = L_5X_{L_5} \quad (87)$$

$$X_{L_5} = \frac{F_{XF}}{L_5} \quad (88)$$

Evaporador 4:

$$L_5 = L_4 + V_4 \quad (89)$$

$$L_4 = L_5 - V_4 \therefore L_4 = F - V_5 - V_4 \quad (89)^*$$

$$L_5 X_{L5} = L_4 X_{L4}$$

$$X_{L4} = \frac{L_5}{L_4} X_{L5} \quad (90)$$

Evaporador 3:

$$L_4 = L_3 + V_3 \quad (91)$$

$$L_3 = L_4 - V_3 \therefore L_3 = F - V_4 - V_5 - V_3 \quad (91)^*$$

$$L_4 X_{L4} = L_3 X_{L3}$$

$$X_{L3} = \frac{L_4}{L_3} X_{L4} \quad (92)$$

Evaporador 2:

$$L_3 = L_2 + V_2 \quad (93)$$

$$L_2 = L_3 - V_2 \therefore L_2 = F - V_4 - V_5 - V_3 - V_2 \quad (93)^*$$

$$L_3 X_{L3} = L_2 X_{L2}$$

$$X_{L2} = \frac{L_3}{L_2} X_{L3} \quad (94)$$

Evaporador 1:

$$L_2 = L_1 + V_1 \quad (95)$$

$$L_1 = L_2 - V_1 \therefore L_1 = F - V_3 - V_4 - V_5 - V_2 - V_1 \quad (95)^*$$

$$L_2 X_{L2} = L_1 X_{L1}$$

$$X_{L1} = \frac{L_2}{L_1} X_{L2} \quad (96)$$

Substituindo as expressões (85) em (87) *, (89) *, (91) *, (93) * e (95) *:

$$L_5 = F \frac{X_F}{X_{L1}} + V_1 + V_2 + V_3 + V_4 \quad (97)$$

$$L_4 = F \frac{X_F}{X_{L1}} + V_1 + V_2 + V_3 \quad (98)$$

$$L_3 = F \frac{X_F}{X_{L_1}} + V_1 + V_2 \quad (99)$$

$$L_2 = F \frac{X_F}{X_{L_1}} + V_1 \quad (100)$$

$$L_1 = F \frac{X_F}{X_{L_1}} \quad (101)$$

Os balanços de energia são avaliados pelas quantidades de energia que entra e sai do sistema.

Evaporador 1:

$$SHS + L_2h_{L_2} = V_1H_{V_1} + L_1h_{L_1} + ShS \quad (102)$$

Substituindo (100) e (101) em (102), temos:

$$(H_S - h_S) + (h_{L_2} - H_{V_1})V_1 = F \frac{X_F}{X_{L_1}} (h_{L_1} - h_{L_2})S \quad (103)$$

Evaporador 2:

$$V_1H_{V_1} + L_3h_{L_3} = V_2H_{V_2} + L_2h_{L_2} + V_1h_{V_1} \quad (104)$$

Substituindo (99) e (100) em (104):

$$V_1(H_{V_1} - h_{V_1} + h_{L_3} - h_{L_2}) + (h_{L_3} - H_{V_2})V_2 = F \frac{X_F}{X_{L_1}} (h_{L_2} - h_{L_3}) \quad (105)$$

Evaporador 3:

$$V_2H_{V_2} + L_4h_{L_4} = V_3H_{V_3} + L_3h_{L_3} + V_2h_{V_2} \quad (106)$$

Substituindo (98) e (99) em (106):

$$V_2(H_{V_2} - h_{V_2} + h_{L_4} - h_{L_3}) + (h_{L_4} - h_{L_3})V_1 + (h_{L_4} - H_{V_3})V_3 \quad (107)$$

Evaporador 4:

$$V_3 H_{V3} + L_5 h_{L5} = V_4 H_{V4} + L_4 h_{L4} + V_3 h_{V3} \quad (108)$$

Substituindo (97) e (98) em (108):

$$\begin{aligned} V_3(H_{V3} - h_{V3} + h_{L5} - h_{L4}) + (h_{L5} - h_{L4})V_1 + (h_{L5} - h_{L4})V_3 \\ + (h_{L5} - H_{V4})V_4 + (h_{L5} - h_{L4})V_2 = F \frac{X_F}{X_{L1}} (h_{L4} - h_{L5}) \end{aligned} \quad (109)$$

Evaporador 5:

$$V_4 H_{V4} + F h_F = V_5 H_{V5} + L_5 h_{L5} + V_4 h_{V4} \quad (110)$$

Substituindo (85) e (97) em (110):

$$\begin{aligned} V_4(H_{V4} - h_{V4} + h_F - h_{L5}) + (h_F - h_{L5})V_1 + (h_F - h_{L5})V_2 \\ + (h_F - h_{L5})V_3 + (h_F - H_{V5})V_5 = F \frac{X_F}{X_{L1}} (h_{L5} - h_F) \end{aligned} \quad (111)$$

$$V_1 + V_2 + V_3 + V_4 + V_5 = F \left(1 - \frac{X_F}{X_5}\right) \quad (112)$$

Para que o sistema seja solucionado, visto que, temos seis variáveis disponíveis, logo seis equações serão necessárias para utilizamos solucionar o sistema matricial, substituindo (103), (105), (107), (109), (111) e (112) na matriz.

$$\begin{vmatrix} (H_5 - h_5) & (h_{L2} - H_{V1}) & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & (H_{V1} - h_{V1} + h_{L3} - h_{L2}) & (h_{L3} - H_{V2}) & 0 & 0 & 0 \\ 0 & (h_{L4} - h_{L3}) & (H_{V2} - h_{V2} + h_{L4} - h_{L3}) & (h_{L4} - H_{V3}) & 0 & 0 \\ 0 & 0 & (h_{L5} - h_{L4}) & (h_{L5} - h_{L4}) & (H_{V3} - h_{V3} + h_{L5} - h_{L4}) & (h_{L5} - H_{V4}) \\ 0 & 0 & (h_F - h_{L5}) & (h_F - h_{L5}) & (h_F - h_{L5}) & (H_{V4} - h_{V4} + h_F - h_{L5}) \\ 0 & 1 & 1 & 1 & 1 & 1 \end{vmatrix} \begin{matrix} S \\ V_1 \\ V_2 \\ V_3 \\ V_4 \\ V_5 \end{matrix} =$$

A resolução do procedimento, foi a partir da solução através de matrizes, levamos em consideração os valores dos coeficientes de transferência de calor fornecido pelo Geankoplis (1998) e a partir disso, estimamos os valores para o problema abordado nesse trabalho, foram estimados com uma correlação linear com os valores existentes na literatura e deles estimamos novos valores para os coeficientes de transferência de calor.

Na iteração inicial determinou-se a quantidade de produto concentrado por meio dos balanços parciais, representados nas equações (40) e (82) e as quantidades total dos evaporadores também foram determinadas ($V1 + V2 + V3 + V4 + V5$) a partir das equações (37) e (80) pelos balanços globais, ambas as expressões para as configurações concorrente e contracorrente, respectivamente. Dividimos o total da quantidade total de evaporadores entre os cinco efeitos ($V1 = V2 = V3 = V4 = V5$).

1º Passo: As quantidades de solução concentrada em cada efeito representadas pelas equações (44), (46), (48), (50) e (52); (87), (89), (91), (93) e (95), como também as concentrações pelos balanços de sólidos a partir das expressões (45), (47), (49), (51) e (53); (88), (90), (92), (94) e (96), sendo todas calculadas para as configurações concorrente e contracorrente, respectivamente.

2º Passo: Pela expressão (2) determinou-se o valor da EPE nos cinco efeitos, e logo em seguida pela expressão (9), determinou o valor da variação da temperatura disponível no sistema pela expressão (8) obtemos as variações para os cinco evaporadores e em seguida determinou as temperaturas de vapor pelas as expressões (11 a 15) e as temperaturas de ebulição de (16 a 20).

3º Passo: Obtemos os valores das entalpias pelas tabelas de vapor saturado da água e por fim resolveu o sistema de matriz, obtendo os valores de fluxo de vapor S , os vapores produzindo em cada efeito $V1, V2, V3, V4, V5$ e $V5$. Caso as quantidades obtidas diferem dos dados iniciais e o erro alto, repetem as interações até atingir um erro considerável.

Casos Estudados

Este trabalho foi idealizado para ser desenvolvido em quatro etapas que apesar de interligadas, poderiam ser efetuadas de modo flexível e não de forma sequencial: a etapa de diagnóstico, a etapa de desenvolvimento dos modelos matemáticos, a etapa de ajuste de parâmetros e a etapa de análise dos resultados. As configurações de alimentação concorrente e contracorrente estão presentes na Tabela 2.

É importante ressaltar mais uma vez que os resultados obtidos foram baseados nos coeficientes de transferência de calor estimados, a partir dos dados fornecidos pelo Geankoplis.

Tabela 2 - Configurações de entrada.

Alimentação	
Vazão mássica da solução diluída (kg/h)	22680
Temperatura a solução diluída (°C)	26.7
Temperatura do vapor (°C)	121.1
Solução concentrada	
Concentração de sólidos (%)	50

Os valores dos coeficientes de transferência de calor, são obtidos por aproximação linear, visto que, no problema proposto pelo GEANKOPLIS, 1998, são fornecidos valores de três coeficientes, pois o problema trata da evaporação de uma dissolução de açúcar em um evaporador de triplo efeito, e para esse trabalho, estabelecemos a evaporação de açúcar com um evaporador de quinto efeito, em virtude disso, invés de três coeficientes, se faz necessário cinco coeficientes para solução do projeto. Representados na Tabela 3 seguintes.

Tabela 3. Resultados da simulação para obter os valores dos coeficientes.

Coeficiência de transferência de calor ($W.m^2$)	
U_1	3094
U_2	2337
U_3	1766
U_4	1334
U_5	1008

Resultados e Discussão

Na Tabela 4 são apresentados os resultados do vapor produzido total, economia, temperatura e pressão nos cinco evaporadores individualmente e sobre as Figuras 9 e 10 estão ilustrados estes valores e outras informações obtidas a partir dos balanços de massa e de energia nas configurações das correntes de vapor produzido e da solução açucarada, concorrente e contracorrente respectivamente. Os resultados apresentados indicam que a configuração contracorrente é relativamente mais econômica, conforme indica o parâmetro que a economia que relaciona a quantidade de vapor produzido em relação ao vapor de aquecimento (vivo ou servido) introduzido no trocador de calor no primeiro efeito.

Tabela 4 -. Resultados das simulações nos evaporadores quinto efeito com configurações co- corrente e contracorrente.

Configuração	Co-corrente	Contracorrente
Vapor produzido total (Kg/h)	18144	18144
Vapor saturado de alimentação (Kg/h)	6230	4862
Economia	2,9125	3,7318
Temperatura no evaporador 1 (°C)	95,9	99,5
Temperatura no evaporador 2 (°C)	85,2	91,2
Temperatura no evaporador 3 (°C)	77,9	80,7
Temperatura no evaporador 4 (°C)	67,0	67,5
Temperatura no evaporador 5 (°C)	51,7	51,7
Pressão no evaporador 1 (KPa)	63,9	67,4
Pressão no evaporador 2 (KPa)	53,2	59,3
Pressão no evaporador 3 (KPa)	45,9	48,7
Pressão no evaporador 4 (KPa)	35,0	35,6
Pressão no evaporador 5 (KPa)	19,7	19,7

Fonte: Própria autora, 2022.

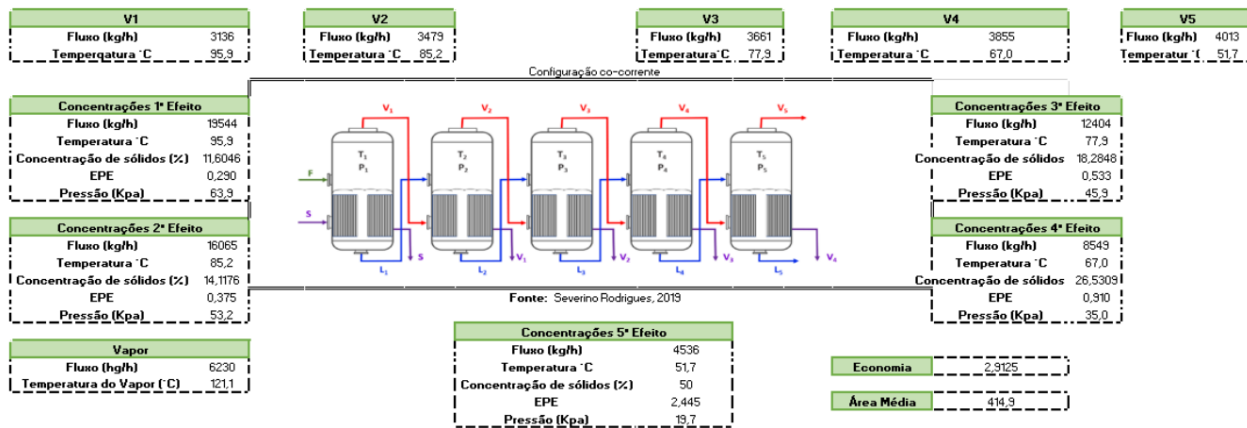


Figura 9 - Fluxograma ilustrando os resultados da configuração de alimentação co-corrente. Fonte: Própria autora, 2022.

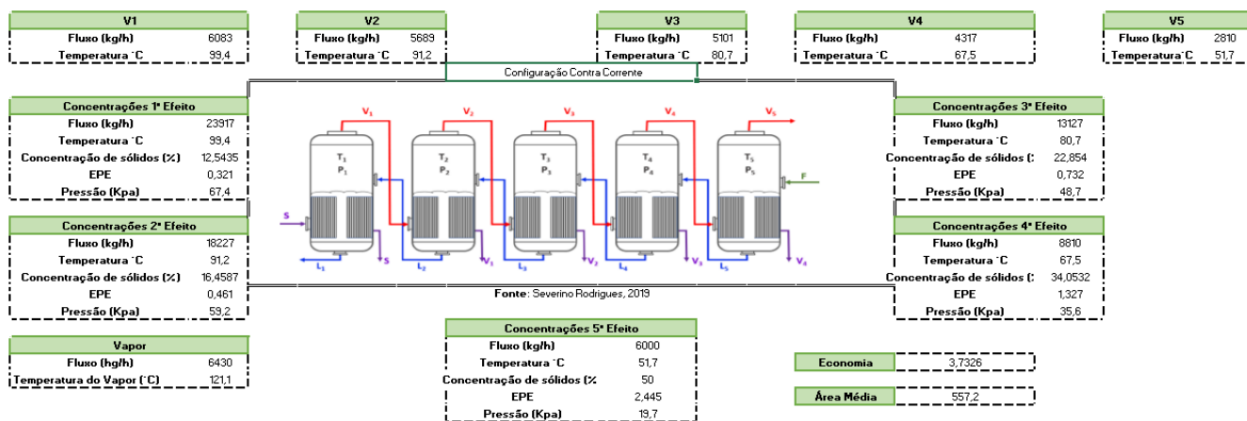


Figura 10 - Fluxograma ilustrando os resultados da configuração de alimentação contracorrente. Fonte: Própria autora, 2022.

Efeito da temperatura de alimentação sobre a economia de vapor, a área de troca térmica e a quantidade de valor

Na Figura 11A está representado o comportamento da economia de vapor em função da temperatura de entrada da solução. Estas figuras indicam que, as configurações co-corrente e contracorrente têm um aumento na sua economia à medida que a temperatura da solução aumenta. No entanto, observa-se que há um ponto em comum ou de interseção entre as duas configurações concorre e contracorrente em torno de 70 °C. A partir deste ponto nota-se um aumento da economia da configuração co-corrente em relação à

contracorrente, todavia há a necessidade do pré-aquecimento da solução aumentando assim o custo de produção da solução concentrada.

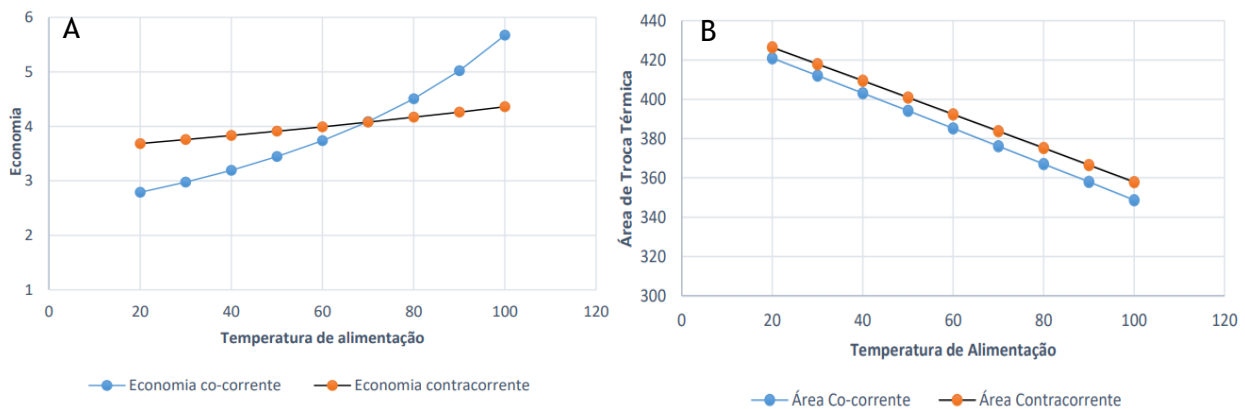


Figura 11 - Economia de vapor das com (A) e de área de troca térmica (B) figurações co-corrente e contracorrente em função da temperatura de alimentação. Fonte: Própria autora, 2022.

Embora que a configuração concorrente mostre uma razão de vapor consumida em 100°C de 5,67 e a configuração contracorrente é de 4,36, em geral a configuração contracorrente requer um custo energético menor que a configuração co-corrente, visto que é necessário que a temperatura aumente até a solução atingir o ponto de ebulição para que a configuração tenha melhor economia, em contra partida a configuração contracorrente a partir da temperatura de 70°C conseguiu atingir uma boa economia e reduzir seu gasto de energético.

Na Figura 11B estão representados o comportamento dos valores das áreas de troca térmica em função da temperatura de alimentação da solução açucarada. Nota-se que à medida que a temperatura aumenta a área média da superfície de troca térmica, diminui o que era esperado, tendo vista que para deixar a solução na temperatura de ebulição e o vapor de aquecimento venha a ceder apenas calor latente, é necessário que a área média descrença.

As Figuras 12A representam a quantidade de vapor produzido em cada efeito em função da temperatura de entrada da solução. Foi possível notar, na Figura 19, que as quantidades de vapor produzido são aproximadamente iguais para a configuração co-corrente, diferentemente do que observado para a configuração contracorrente, Figura 12B. Com exceção do quinto efeito há uma redução do vapor produzido com o aumento

da temperatura da solução de alimentação no quinto efeito. No quinto efeito há um aumento significativo da produção de vapor à medida que se aumenta a temperatura da solução de alimentação, que pode ser explicado pelo valor da pressão no quinto evaporador ser menor do que nos outros evaporadores, como pode ser observado na Figura 16.

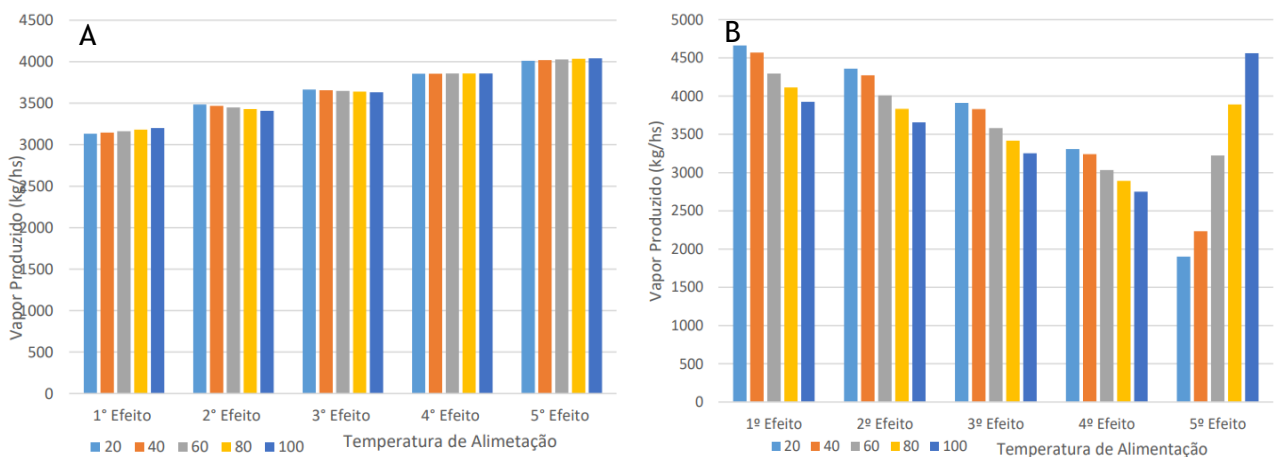


Figura 12 - Vapor produzido em cada efeito em função da temperatura de alimentação na configuração co-corrente (A) e contracorrente (B). Fonte: Própria autora, 2022.

Portanto, se menor for energia para evaporar uma determinada quantidade de água, menor será a carga energética proveniente do vapor.

Temperatura de Vapor e Concentração de Sólidos

Nas Figuras 13A e B representando as temperaturas de vapor saturado em cada efeito, em função da temperatura de alimentação observa-se que para a configuração co-corrente as temperaturas de vapor praticamente se mantêm constante. Indicando que, dentro das condições avaliadas, não há influência da temperatura de alimentação sobre a produção de vapor.

Na Figura 14A e B estão representadas o comportamento da concentração de sólidos solúveis em função da temperatura de alimentação para cada efeito do sistema de evaporação. Estas figuras indicam comportamentos diferentes para as duas configurações das correntes de vapor e solução, co-corrente e contracorrente, no quádruplo efeito. Para a configuração co-corrente as concentrações em cada efeito se mantêm praticamente

constante em todos os efeitos com o aumento da temperatura e para a contracorrente apresentam comportamentos diferentes em cada efeito.

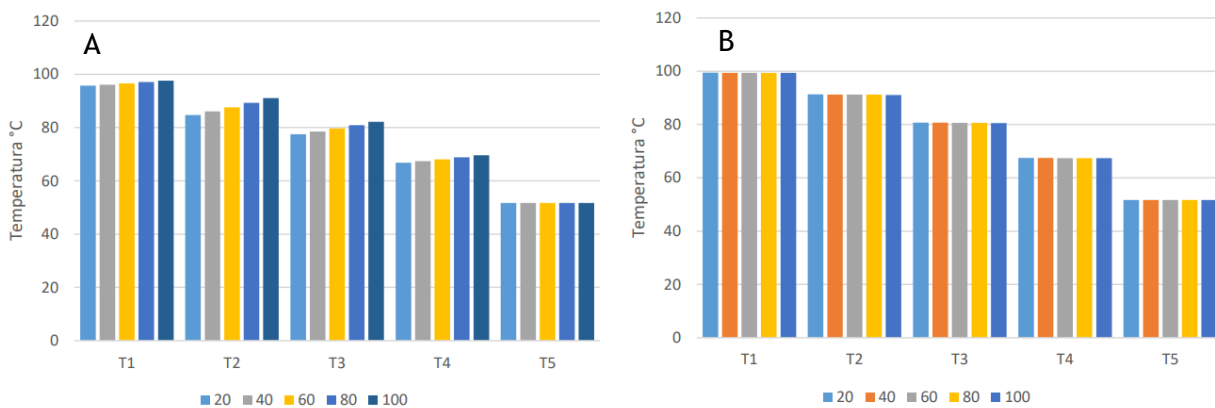


Figura 13 - Temperatura de vapor em cada efeito em função da temperatura de alimentação na configuração co-corrente (A) e contracorrente (B). Fonte: Própria autora, 2022.

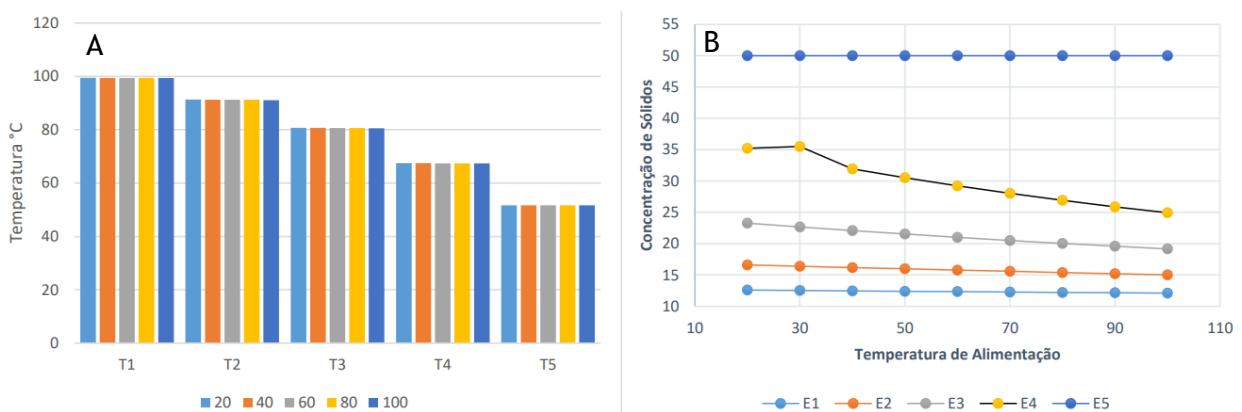


Figura 14 - Concentração de sólidos em cada efeito em função da temperatura de alimentação na configuração co-corrente (A) e contracorrente (B). Fonte: Própria autora, 2022.

Influência da concentração de alimentação sobre a economia de vapor, a área dos evaporadores e a quantidade de vapor produzido

Na Figura 15A estão representados o comportamento razão de vapor consumido em função da concentração de alimentação para as duas configurações, co-corrente e contracorrente, no quádruplo efeito. Para as duas situações observam-se comportamentos

decrecentes da economia, mas a configuração contracorrente se mostra mais econômico que a co-corrente.

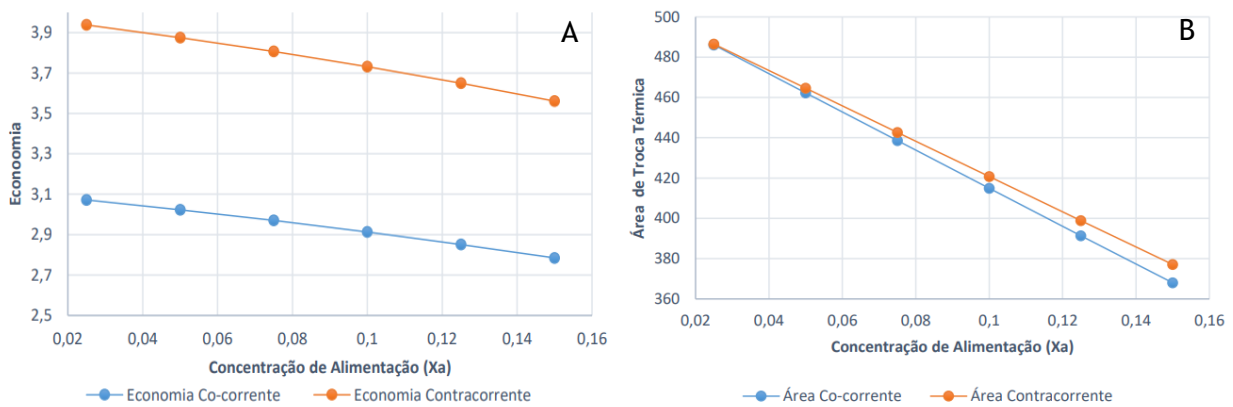


Figura 15 - Economia de vapor em função da concentração de alimentação nas configurações co-corrente e contracorrente. (A) e Área de troca térmica (B) das configurações co-corrente e contracorrente em função da concentração de alimentação (Xa). Fonte: Própria autora, 2022.

Na Figura 15B que representa área dos evaporadores em função da concentração do soluto (açúcar) da solução de alimentação. Os resultados indicam um comportamento decrescente para as duas configurações e apresenta uma leve diferença na inclinação.

Para uma concentração de 0,025 as áreas médias das configurações concorrentes e contracorrente interceptam em um ponto em comum e seguindo com variações aproximadas uma configuração da outra.

Nas Figuras 16A e B é mostrado o vapor produzido em cada efeito com a variação da concentração de açúcar na solução de alimentação, em ambas as configurações o vapor produzido em cada efeito diminui à medida que a concentração do soluto aumenta.

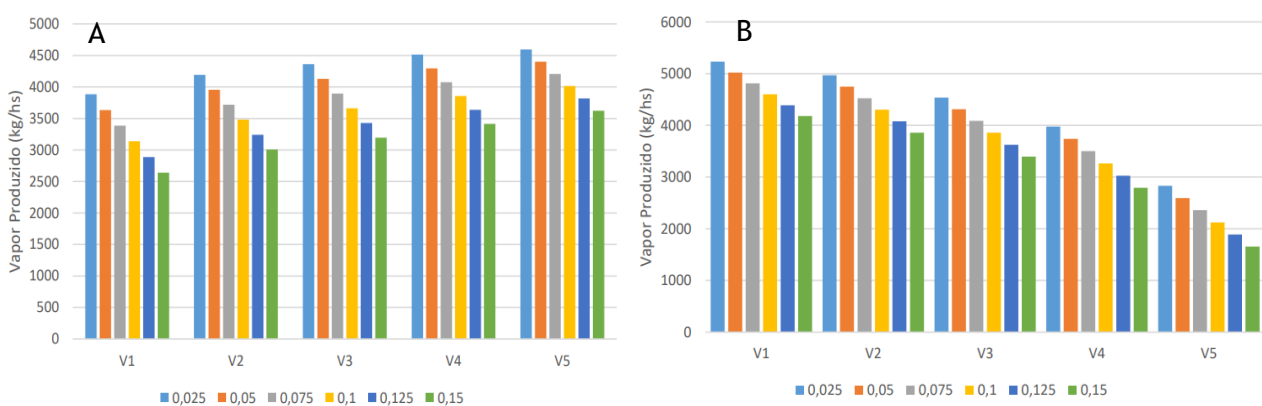


Figura 16 - Vapor produzido em cada efeito em função da concentração de alimentação na configuração co-corrente (A) e contracorrente (B). Fonte: Própria autora, 2022.

No entanto, a produção de vapor na configuração co-corrente das correntes de vapor e solução açucarada aumenta enquanto para a contracorrente diminui ao percorrer desde o primeiro efeito até o último (quinto) efeito.

Comparando os resultados das temperaturas do vapor, representados nas Figuras 17A e B, em função da concentração da solução açucarada de alimentação observa-se para as configurações co-corrente e contracorrente a temperaturas se mantém praticamente constante com o aumento da concentração de açúcar na solução de alimentação.

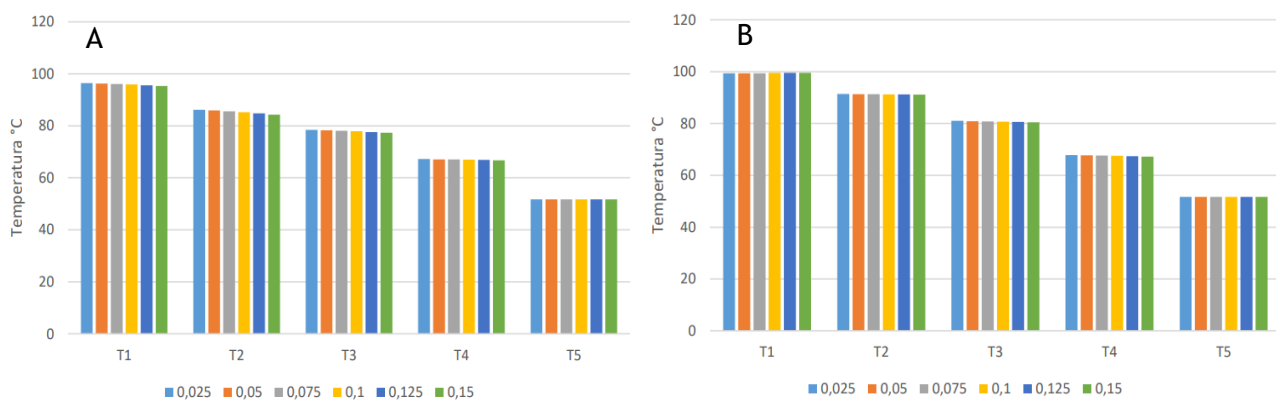


Figura 17 - Temperatura de vapor em cada efeito em função da concentração de alimentação na configuração co-corrente (A) e contracorrente (B). Fonte: Própria autora, 2022.

Influência da vazão mássica da solução de alimentação sobre a economia de vapor e a área do trocador de calor

Na Figura 18A estão representados os comportamentos da razão de vapor consumido em função da vazão mássica da solução de alimentação do quádruplo efeito. Observa-se nesta figura que a economia de vapor, nas situações avaliadas, não depende da vazão de alimentação da solução, se mantendo praticamente constantes. No entanto, nota-se claramente que a configuração contracorrente apresentou uma economia 1,3 vezes superior a co-corrente, em média, ratificando o que é reportado na literatura.

Na Figura 18B estão representados os comportamentos dos valores da área de troca térmica determinada em função da vazão de alimentação. Esta Figura ilustra que o valor

da área média é diretamente proporcional ao aumento da vazão, o que era esperado, pois há a necessidade de um trocador de calor com maior área para atender a quantidade de solução que é introduzida no múltiplo efeito. Por outro lado, observa-se que as configurações não apresentaram uma dependência com a variação da vazão de alimentação.

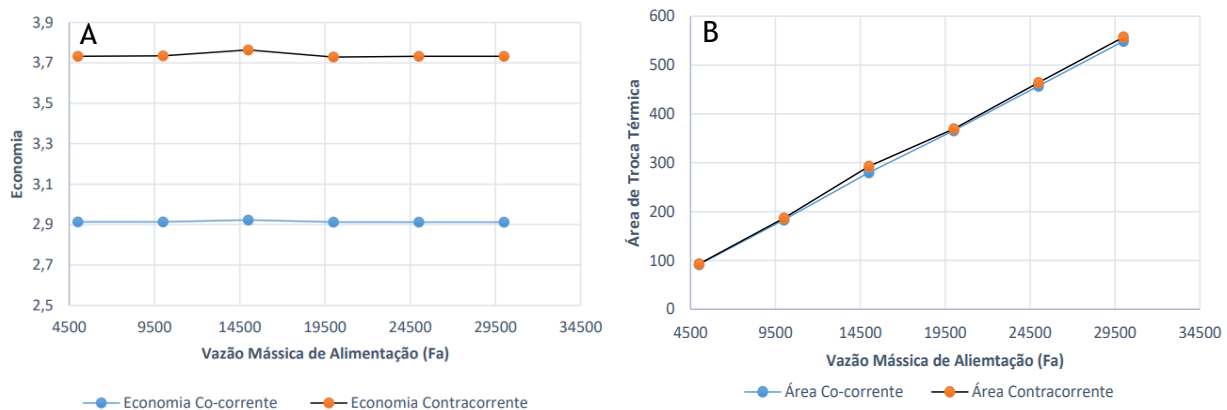


Figura 18 - Economia de vapor (A) e área de troca térmica (B) em função da vazão mássica de alimentação nas configurações co-corrente e contracorrente. Fonte: Própria autora, 2022.

Influência da vazão de alimentação sobre o vapor produzido em cada efeito e na temperatura em cada efeito

Nas Figura 19A e B representam o comportamento da quantidade de vapor produzido em cada efeito, nas configurações co-corrente e contracorrente em função da vazão mássica de alimentação. Estes resultados ratificam a informação obtida na Figura 33, a economia de vapor na configuração contracorrente é maior do que na co-corrente. Ou seja, as quantidades de vapor produzido em todos os efeitos da configuração contracorrente, nas situações avaliadas, mostraram-se superiores as quantidades produzidas na configuração co-corrente. Anteriormente a configuração contracorrente é economicamente mais viável, em relação a concorrente, para esse sistema, portanto, observamos nas figuras abaixo que ao adicionar maior quantidade de vazão mássica maiores serão as quantidades de água evaporada em cada efeito.

Na configuração contracorrente a quantidade de água evaporada é maior do que da configuração co-corrente, logo quanto maior a quantidade de vazão mássica de entrada,

maior será o vapor produzido para obter o produto concentrado desejado. Este processo é justificado quanto maior quantidade de carga for alimentada ao sistema, maior a área de troca térmica e, conseqüentemente, maior o volume de água removida da solução açucarada.

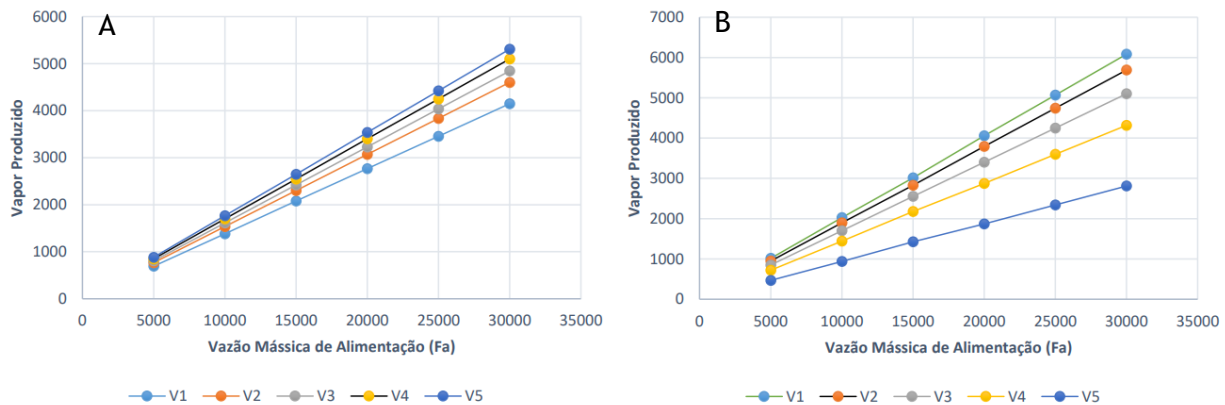


Figura 19 - Vapor produzido em cada efeito em função da vazão mássica de alimentação na configuração co-corrente (A) e contracorrente (B). Fonte: Própria autora, 2022.

Nas Figuras 20A e B estão representados os comportamentos da temperatura em cada efeito para diferentes vazões mássica de alimentação do quádruplo efeito. Observe-se que nas configurações co-corrente e contracorrente as temperaturas de vapor em cada efeito independem do aumento da vazão de alimentação, ou seja, se mantem praticamente constante. Por outro lado, há uma diminuição da temperatura à medida que a solução passa de um efeito para o outro.

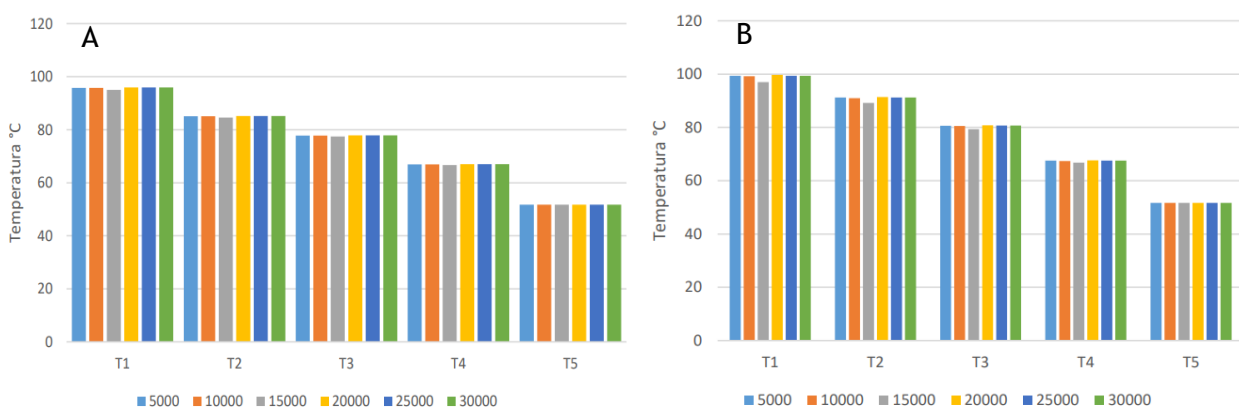


Figura 20 - Temperatura de vapor em cada efeito em função da vazão mássica de alimentação na configuração co-corrente (A) e contracorrente (B). Fonte: Própria autora, 2022.

Este fato é explicado pelo aumento da concentração de açúcar o que proporciona um aumento da temperatura de ebulição da solução. Assim, há a necessidade de reduzir o valor desta temperatura por meio da redução da pressão e, conseqüentemente, uma redução na temperatura de ebulição da solução

Influência da vazão de alimentação sobre a concentração de soluto

Nas Figuras 21A e B estão representados o comportamento da concentração de soluto (açúcar) na solução de alimentação em função da vazão mássica de alimentação nas configurações co-corrente e contracorrente. Observa-se nestas figuras que a vazão de alimentação não tem um papel preponderante sobre a concentração do soluto em cada efeito, ou seja, os valores da concentração se mantiveram praticamente constante em todos os efeitos nas duas configurações.

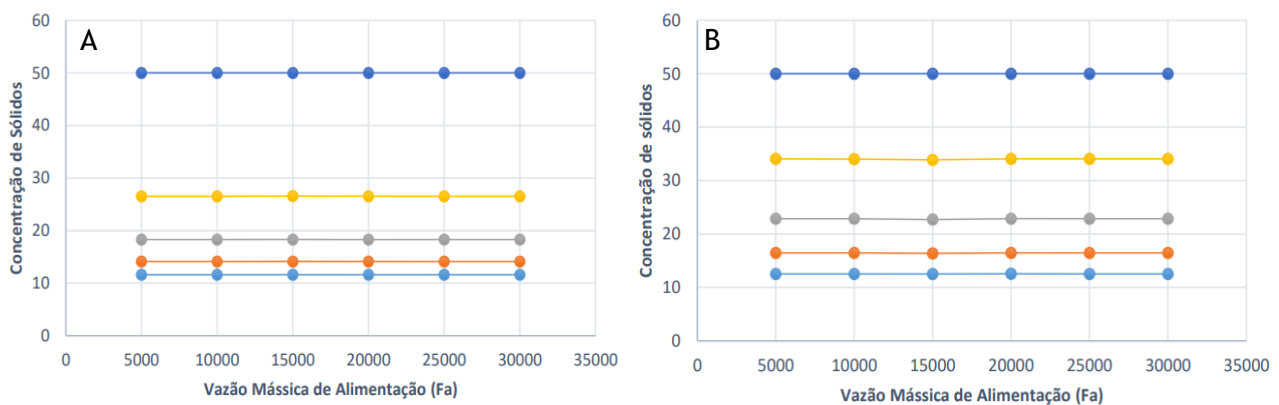


Figura 21 - Concentração de sólidos em cada efeito em função da vazão mássica na configuração co-corrente (A) e contracorrente (B). Fonte: Própria autora, 2022.

Conclusões

As configurações co-corrente e contracorrente apresentaram comportamentos diferentes com o aumento da temperatura de alimentação da solução no quántuplo efeito e observou-se um ponto em comum dos valores indicado pela interseção das curvas;

A área de troca térmica de cada efeito no evaporador apresentou um comportamento decrescente com o aumento da temperatura de alimentação;

A quantidade de vapor produzido em cada efeito se manteve praticamente constante com o aumento da temperatura de alimentação no quántuplo efeito na configuração co-corrente das linhas de vapor e solução açucarada, no entanto para a configuração contracorrente se observou uma redução na quantidade de vapor produzido à medida que se passava do primeiro ao quánto efeito e um comportamento inverso, ou seja, um aumento de vapor produzido com aumento da temperatura de alimentação;

As temperaturas de vapor saturado em cada efeito, em função da temperatura de alimentação para a configuração co-corrente e contracorrente praticamente se mantêm constante;

O comportamento da concentração de sólidos solúveis em função da temperatura de alimentação, para a configuração co-corrente as concentrações em cada efeito se mantêm praticamente constante em todos os efeitos com o aumento da temperatura e para a contracorrente apresentam comportamentos diferentes em cada efeito;

Para as duas situações observam-se comportamentos decrescentes da economia, mas a configuração contracorrente se mostra mais econômico que a co-corrente em função da concentração de alimentação;

A área de troca térmica dos evaporadores em função da concentração do soluto da solução de alimentação. Os resultados indicam um comportamento decrescente para as duas configurações e apresenta uma leve diferença na inclinação e interceptam em um ponto em comum.

A quantidade de vapor produzido em cada efeito com a variação da concentração de açúcar na solução de alimentação, em ambas as configurações o vapor produzido em cada efeito diminui à medida que a concentração do soluto aumenta;

Para as configurações co-corrente e contracorrente as temperaturas de vapor se mantém praticamente constante com o aumento da concentração de açúcar na solução de alimentação;

A economia de vapor em função da vazão mássica de alimentação se mantém praticamente constantes. No entanto, a configuração contracorrente apresentou uma economia superior a co-corrente;

Quanto maior a quantidade de vazão mássica de entrada, maior será o vapor produzido para obter o produto concentrado desejado nas configurações co-corrente e contracorrente;

Observa-se que na configuração co-corrente a temperatura em cada efeito independe do aumento da vazão de alimentação, ou seja, se mantém praticamente constante;

As temperaturas de vapor em cada efeito em função da vazão mássica de alimentação nas configurações co-corrente e contracorrente independem do aumento da vazão de alimentação, ou seja, se mantem praticamente constante;

As concentrações de sólidos em cada efeito em função da vazão mássica de alimentação se mantiveram praticamente constante em todos os efeitos nas duas configurações.

Referências

ARAÚJO, E. C. C. **OPERAÇÕES UNITÁRIAS ENVOLVENDO TRANSMISSÃO DE CALOR.** São Carlos/SP: Ed.UFSCar, 2015.

Atkins, P. A.; de Paula, J. **Físico-Química**, 8a ed., v. 1, LTC: Rio de Janeiro, 2008.

BARBOSA. S. D. **Modelagem e Simulação de Evaporadores na Indústria de Alimentos.** Trabalho de Conclusão de Curso. Universidade Federal de Rondônia. Ariquemes. Rondônia, 2014.

CAPUCHO, B. *et al.* **Utilização do Simulador emso no ensino de modelagem e simulação de processos.** Enciclopédia Biosfera, Centro Científico Conhecer, Goiânia, v.8, n.14, 2012.

Castellan, G. **Fundamentos de Físico-Química**, la ed., LTC: Rio de Janeiro, 1999.

CHAVES, T. C. **Avaliação de Desempenho de um Conjunto Evaporador Quintuplo Efeito Empregado na Produção de Açúcar.** Trabalho de Conclusão de Curso. Universidade Federal de Alagoas. Centro de Tecnologia. Maceió, 2015.

FAO. **Crop yield response to water.** Italy: FAO, 2012.

FOUST, A.S.; WENZEL, L. A.; CLUMP, C.W.; MAUS, L.; ANDERSEN, L. B. **Princípios das operações unitárias.** Tradução . 2ª. ed. Rio de Janeiro, 2008.

GEANKOPLIS, C. J. **Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias**, Tercera edición, México, 1998. MCCABE, W. L., SMITH, J. C., HARRIOTT., P. **Unit Operations of Chemical Engineering**. 3ª edição, capítulo 8. 1998.

IBGE: **Indicadores IBGE, Levantamento Sistemático da Produção Agrícola Estatística da Produção Agrícola, 2021**. Disponível em: [epag_2021_set.pdf \(ibge.gov.br\)](https://ibge.gov.br/epag/2021/set.pdf). Acesso em: 28 de maio de 2022.

JESUS, C. D. F, **Validação da Simulação Dinâmica das etapas de evaporação e cristalização da produção de açúcar com dados obtidos em plantas industriais**. Tese de Doutorado, Pós-graduação em Engenharia Química, Universidade Federal de São Carlo/SP, 2004.

KAYA, D.; SARAC, H. I.; **Mathematical Modeling of Multiple-Effect Evaporators and Energy Economy**. *Energy* 32: 1536-1542. 2004.

LOPES, C. H. & PARAZZI, C. **Introdução à tecnologia de produção de açúcar**. Apostila Técnica. Araras, UFSCar. São Carlos/SP, 1992.

Matéria e Energia. Museu Virtual Sinop, Universidade Federal de Mato Grosso. Disponível em: <https://ufmt.br/museu/museuvirtuaisinop/pagina/fazendo-ciencia/1496>. Acesso em: 18 de Julho de 2022.

MCCABE, W. L.; SMITH, J. C.; HARRIOTT, P. **Unit Operations of Chemical Engineering**. 5th Edition. ed. Singapore: McGraw-Hill, Inc., v. V, 1993.

MINTON, P. E. **Handbook of Evaporation Technology**. 1st. ed. Park Ridge: Noyes Publications, v. I, 1986.

MILCENT, P. F.; PEREIRA, P. C. M. **OPERAÇÕES UNITÁRIAS II: Evaporação**. UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ, 2013.

NUNES, E.F. Universidade Federal de Educação e Ciência e Tecnologia de São Paulo. Curso Técnico de Agronegócios: **CANA-DE-AÇÚCAR: A PRODUÇÃO DE ETANOL E SEUS BENEFÍCIOS**. Barretos/SP. 2017. Disponível em: [IFMAN170005 CANA DE ACAR A PRO-DUO DE ETANOL E SEUS BENEFICIOS.pdf \(ifsp.edu.br\)](http://ifman170005.cana.de.acar.a.pro-duo.de.etanol.e.seus.beneficios.pdf) . Acesso em: 27 de maio de 2022.

OMETTO, A.R. Programa de prevenção de poluição industrial. Estudo de caso no processo de acabamento de metais de uma indústria. Dissertação de mestrado - Universidade de São Paulo, Escola de engenharia de São Paulo/SP. 2000.

PITARCH, J.L; PALACÍN, C.G.; SEYFRIEDSBERGER, G. **Optimisation of the resource efficiency in an industrial evaporation system**. 2016. Artigo (Graduação)- Universidad de Valladolid, Spain, 2016. Disponível em: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0959152417300811>. Acesso em: 01 de dezembro de 2021.

PIZA H. **COADJUVANTE ENÉRGICO**, Grupo Nova América, Revista Alcoolbras, São Paulo/SP, Ed. 103, 2006. Disponível em: http://revistaalcoolbras.com.br/edicoes/ed_103/ed_103.html. Acesso em: 22 de dezembro de 2021.

RICHARDSON, J. F.; HARKER, J.; BACKHURST, J. R. H. **Chemical Engineering: Particle Technology and Separation Processes**. Volume 2, Quinta edição, Butterworth Heinemann,

SANTOS, V. P. **Equilíbrio de fases: Influência das forças intermoleculares nos diagramas de fases**. Revista Virtual Quim, Toledo-PR, v. 12, n. 6, 2020.

SCHNEIDER, C. F. *et al.* **Formas de gestão e aplicação de resíduos da cana-de-açúcar visando redução de impactos ambientais**. Revista Verde de Agroecologia e Desenvolvimento Sustentável, Pombal, v. 7, n. 5, 2012.

SILVA, J. P. N., SILVA, M. R. N. **Noções da cultura da cana-de-açúcar**. 2012. Disponível em:

https://www.ufsm.br/app/uploads/sites/413/2018/12/06_nocoos_cultura_cana_acucar.pdf. Acesso em: 026 de maio de 2022.

SILVA, P. R. S. **Simulação dinâmica e otimização de evaporadores de múltiplos efeitos em Biorrefinarias**. Dissertação de Mestrado, Pós-graduação em Engenharia Química, UFRJ, 2013.

Smith, J. M (Joe Mauk), 1916 - **Introdução à termodinâmica da engenharia química** / J.M.Smith, H. C. Van Ness, M.M.Abbott; tradução Eduardo mach Queiroz, Fernando Luíz Pellegrini Pessoa. - Rio de Janeiro: LTC, 2007.

SZMRECSÁNYI, T. 1914-1939: **crescimento e crise da agroindústria açucareira no Brasil**. *Revista Brasileira de Ciências Sociais*, [s.l.], jun. 1988.

TOWNSEND, C. R. **Recomendações técnicas para o cultivo da cana-de-açúcar forrageira em Rondônia**. Embrapa. Rondônia, nº21, nov./2000.

WESTPHLEN, D. L. **Modelagem, Simulação e Otimização de Sistemas de Evaporação**. Tese (Doutorado) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas - SP, 1999.