



UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA
CURSO DE GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA



**DIMENSIONAMENTO E ESCOLHA DE UM EVAPORADOR DE MÚLTIPLOS
EFEITOS A SER UTILIZADO NA CONCENTRAÇÃO DE SUCO DE LARANJA**

LUIS FELIPE DUARTE CASAGRANDE

UBERLÂNDIA - MG

2022



UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA
CURSO DE GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA



**DIMENSIONAMENTO E ESCOLHA DE UM EVAPORADOR DE MÚLTIPLOS
EFEITOS A SER UTILIZADO NA CONCENTRAÇÃO DE SUCO DE LARANJA**

LUIS FELIPE DUARTE CASAGRANDE

Monografia de graduação apresentada a Universidade Federal de Uberlândia como parte dos requisitos necessários para a aprovação na disciplina de Trabalho de Conclusão de Curso do curso de Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. Ricardo Amâncio Malagoni

UBERLÂNDIA - MG

2022

DIMENSIONAMENTO E ESCOLHA DE UM EVAPORADOR DE MÚLTIPLOS EFEITOS A SER UTILIZADO NA CONCENTRAÇÃO DE SUCO DE LARANJA

Monografia de graduação apresentada a Universidade Federal de Uberlândia como parte dos requisitos necessários para a aprovação na disciplina de Trabalho de Conclusão de Curso do curso de Engenharia Química, e aprovada pela banca examinadora:

Uberlândia, 17 de agosto de 2022.

Prof. Dr. Ricardo Amâncio Malagoni
Orientador – FEQUI/UFU

Prof. Dr. Claudio Roberto Duarte
PPGEQ/UFU

M.Sc Gisele Márcia de Souza
PPGEQ/UFU

RESUMO

O suco de laranja é um dos produtos mais consumidos do mundo e em seu processo de comercialização ele deve ser concentrado em um evaporador até 66°Brix, o que facilita seu transporte e aumenta seu tempo de prateleira. Deste modo, nesta monografia é proposto o dimensionamento de um evaporador de três efeitos com tal finalidade, além de fazer uma revisão bibliográfica para verificar qual o melhor tipo do equipamento para a operação unitária. Após a pesquisa, foi determinado que o melhor seria o evaporador de película descendente, já que ele possui um tempo de residência baixo, favorecendo a evaporação de substâncias termo sensíveis, como sucos de fruta, que podem se decompor e se modificar termicamente. Diante disso, foi realizado o dimensionamento do evaporador de triplo efeito, utilizando balanços de massa e energia e o método de Doolittle para a resolução dos sistemas lineares, a fim de calcular a área de troca térmica para cada dispositivo e a economia do sistema. Por fim, foram obtidos os valores de 208,62 m² para a área de troca térmica de cada evaporador, e uma economia de 2,25, que mostra a massa de vapor evaporado por massa de vapor alimentado. Ademais, foi dimensionado um evaporador de simples efeito a fim de comparação, o que obteve resultados não satisfatórios quando comparado com o múltiplo efeito.

Palavras-chave: evaporação; troca térmica; operação unitária.

ABSTRACT

The orange juice is one of the most consumed products of the world and in its selling process it must be concentrated on an evaporator until 66°Brix, which makes transportation easier and increases its shelf life. Therefore, it is proposed in this monography the designing of a three effects evaporator with this purpose, in addition of making a literature review to discover the best equipment type for the unit operation. After the research, it was determined that the best would be the falling film one, since it has a low residence time, which favors the evaporation of heat-sensitive substances, as fruit juices, as they may decompose and change thermally. In this way, the triple effect evaporator was designed using mass and energy balances and the Doolittle method for the resolution of linear systems, in order to calculate the heat transfer area of each machine, and the system economy. Finally, it was obtained the area of 208.62 m² to each evaporator, and an economy of 2.25, which shows the mass of evaporated vapor per mass of vapor feeded. Furthermore, it was designed a simple effect evaporator for comparison, which obtained unsatisfactory results compared to the multiple effect.

Keywords: evaporation; heat exchange; unit operation.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1– Consumo de SLCC 66° Brix por país em 2017 (azul) e 2018 (laranja).....	2
Figura 2 – Variação percentual de consumo de SLCC 66° Brix entre 2017 e 2018 por país. ...	3
Figura 3 – Evaporador de circulação natural tipo calandra.	6
Figura 4 – Evaporador de circulação forçada e tubos verticais longos.	7
Figura 5 – Evaporador de película ascendente.	9
Figura 6 – Evaporador de película descendente.	10
Figura 7 – Modelo simples de evaporador de múltiplos efeitos concorrente.....	11
Figura 8 – Sistema de evaporação de triplo efeito.	12
Figura 9 – Diagrama de Duhring para o suco de laranja.	13
Figura 10 – Esquema de cálculo de um evaporador triplo	17
Figura 11 – Sistema de evaporação de simples efeito.	17

LISTA DE SÍMBOLOS

$n = 1, 2 \text{ e } 3$

c_p capacidade calorífica	[kJ.kg ⁻¹ .°C ⁻¹]
h_n entalpia da solução da corrente L_n	[kJ.kg ⁻¹]
h_F entalpia da solução de alimentação	[kJ.kg ⁻¹]
T_n temperatura do evaporador n	[°C]
T_F temperatura da alimentação	[°C]
ΔT_n diferença de temperatura no evaporador n	[°C]
ΔT_{EPE} elevação da temperatura de ebulição	[°C]
ρ densidade	[g.cm ⁻²]
x_n fração mássica de suco no evaporador n	
x_F fração mássica de suco na alimentação	
P^{sat} pressão de saturação	[kPa]
P_S pressão da corrente de vapor vivo	[kPa]
F vazão mássica na alimentação	[kg.h ⁻¹]
S vazão mássica de vapor vivo	[kg.h ⁻¹]
L_n vazão mássica da solução na saída do evaporador n	[kg.h ⁻¹]
V_n vazão mássica de vapor na saída do evaporador n	[kg.h ⁻¹]
λ_S entalpia de condensação do vapor vivo	[kJ.kg ⁻¹]
λ_{V_n} entalpia de condensação da corrente de vapor V_n	[kJ.kg ⁻¹]
h_{V_n} entalpia da corrente de vapor V_n	[kJ.kg ⁻¹]
U_n coeficiente global de transferência de calor do evaporador n	[W.m ⁻² .°C ⁻¹]
q_n taxa de calor transferido ao evaporador n	[kJ.h ⁻¹]
A_n área de troca térmica do evaporador n	[m ²]
A_m área média de troca térmica	[m ²]
E economia do sistema	

SUMÁRIO

1	Introdução.....	1
2	Revisão Bibliográfica.....	5
2.1	Evaporação.....	5
2.2	Evaporadores de Simples Efeito.....	5
2.2.1	Evaporadores de Circulação Natural.....	5
2.2.2	Evaporadores de Circulação Forçada.....	6
2.2.3	Evaporadores de Película.....	7
2.2.3.1	Evaporadores de Película Ascendente.....	8
2.2.3.2	Evaporadores de Película Descendente.....	9
2.3	Evaporadores de Múltiplos Efeitos.....	10
3	Metodologia.....	12
3.1	Dimensionamento do Evaporador de Múltiplos Efeitos.....	12
3.2	Dimensionamento do Evaporador de Simples Efeito.....	17
4	Resultados e Discussão.....	19
4.1	Dimensionamento do Evaporador de Múltiplos Efeitos.....	19
4.2	Dimensionamento do Evaporador de Simples Efeito.....	24
5	Conclusão.....	26
	Referências.....	27
	APÊNDICE A – Método Doolittle.....	29
	ANEXO A – Propriedades Termodinâmicas da Água.....	31

1 Introdução

A evaporação é uma operação unitária que possui como principal objetivo a remoção de solvente de uma solução através da ebulição, concentrando um soluto não-volátil. Este fenômeno ocorre com a aplicação indireta de calor, ou seja, sem contato com a solução, e nas indústrias esse calor é proveniente principalmente de vapor saturado produzido pelas caldeiras. Há também outras operações unitárias que utilizam da evaporação para serem realizadas, como a refrigeração, na qual um fluido é evaporado para a retirada de calor de um sistema, e a secagem, que tem como produto final um sólido ou pasta e possui fonte de calor direta (WESTPHALEN, 1999).

Os evaporadores são constituídos de um tanque, onde se localiza a solução a ser concentrada, uma entrada para a mesma, e duas saídas, uma para o produto e outra para o solvente vaporizado. Há também uma área de troca térmica, que fornece a energia necessária para a evaporação do solvente, que geralmente é a água (MCCABE; SMITH; HARRIOTT, 1991). Existem diversos fatores que influenciam na forma que esse trocador de calor funciona, como a orientação dos tubos internos, a presença de bombas centrífugas, seu material e dimensões (CAMPESE; PASSINI, 2015).

Eles possuem diversas aplicações, como em usinas de açúcar, indústrias de suco, leite condensado, leite em pó, papel e celulose, hidróxido de sódio, cloreto de cálcio etc. Além disso, os evaporadores podem ser aplicados como de simples e de múltiplos efeitos. A diferença entre eles é que no múltiplo há a presença de mais de um evaporador instalado em série, no qual o produto gasoso do primeiro é utilizado como vapor de aquecimento para o próximo.

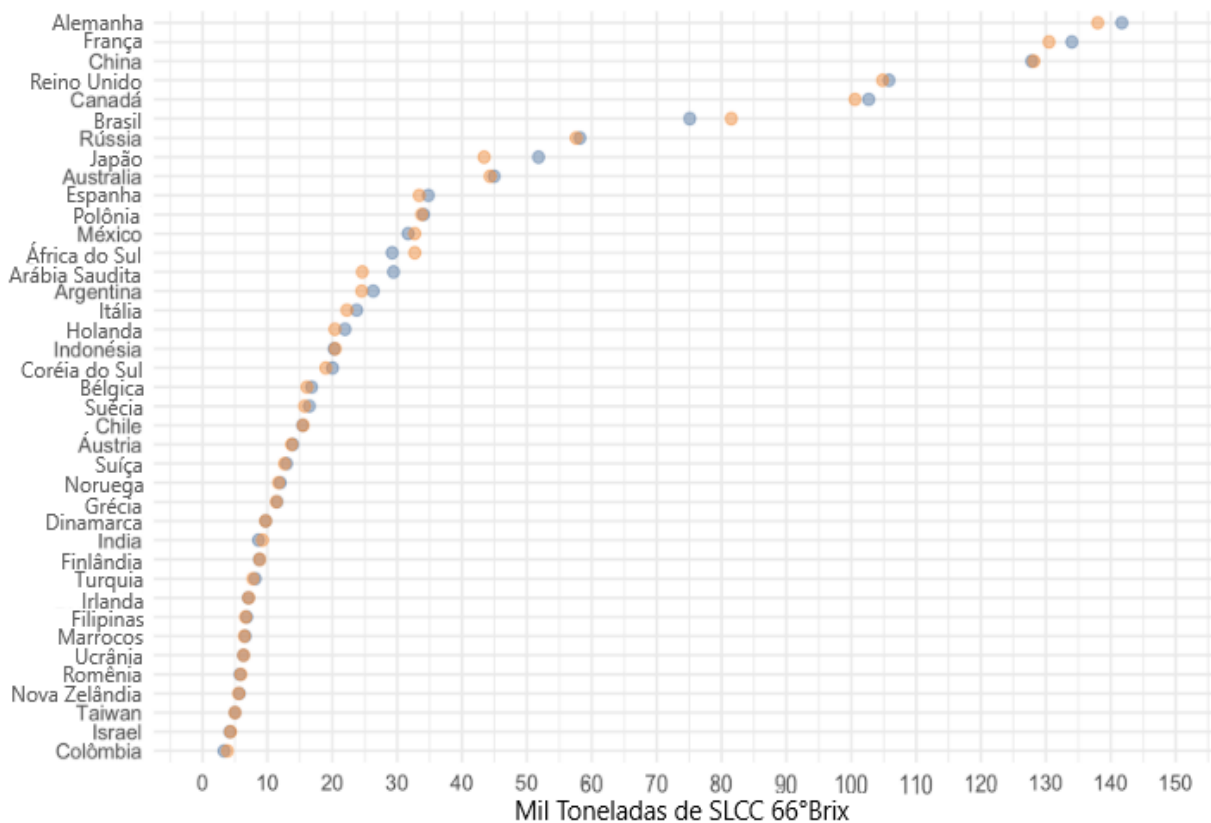
O estudo de evaporadores permite o aprofundamento em operações unitárias, e o dimensionamento de evaporadores com objetivos pré-estabelecidos. E nessa monografia foi feito o estudo desses evaporadores, quando aplicados para a concentração de suco de laranja, uma das principais commodities do Brasil, o qual é o maior produtor e exportador do mundo, dominando o mercado na Europa e competindo com a Flórida no mercado dos Estados Unidos (LUCKSTEAD; DEVADOSS; MITTELHAMMER, 2015). A finalidade da concentração deste suco é de reduzir custos de transporte e também aumentar a validade do produto, além de pasteurizar e inativar enzimas (WESTPHALEN, 1999). Após esse processo, ele é resfriado e congelado, para sua distribuição e comercialização.

Segundo Ribeiro *et al.* (2017), o suco de laranja tem grande importância na alimentação, pois além de ser rico em vitamina C, micronutrientes e antioxidantes, ele melhora a sensibilidade à insulina, o estado anti-inflamatório e a qualidade nutricional da dieta. Portanto

o aperfeiçoamento do processo de concentração deste insumo, beneficia diretamente o consumidor, já que um processo mais barato gera um produto mais barato.

De acordo com Neves *et al.* (2020), o suco de laranja é o suco mais consumido do mundo, representando 43,8% do mercado, seguido pelo de maçã com 16,9%, e ele é principalmente comercializado e exportado como Suco de Laranja Concentrado e Congelado (SLCC) 66° Brix. É possível ver a grandeza de seu consumo na Figura 1, que mostra toneladas consumidas desse suco em 2018 e 2017 por país, excluindo os Estados Unidos da América, que consumiram 576,16 mil toneladas em 2018, 31,1% do mundo.

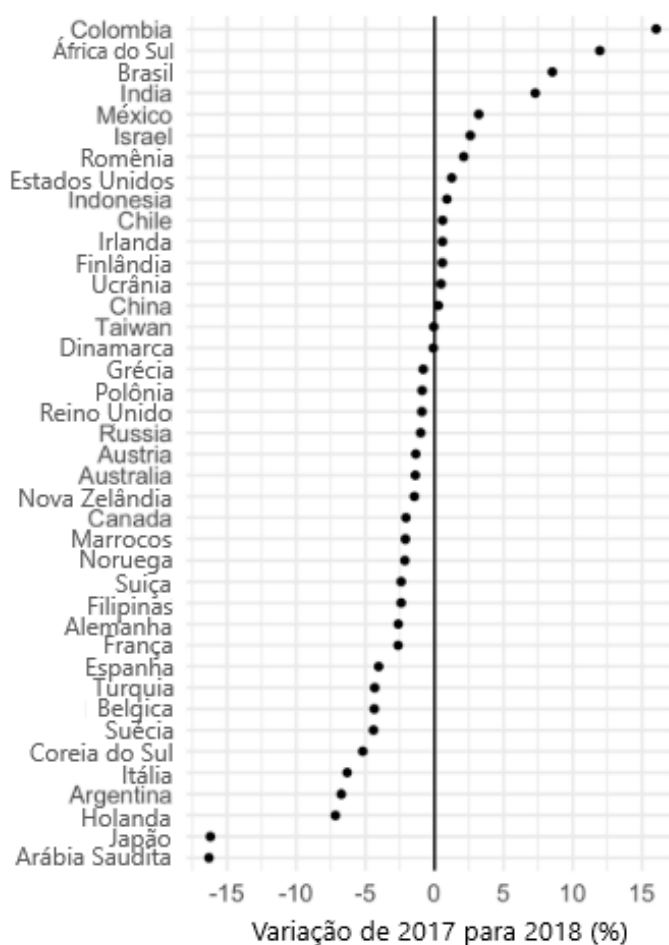
Figura 1– Consumo de SLCC 66° Brix por país em 2017 (azul) e 2018 (laranja).



Fonte: Adaptado de Neves *et al.* (2020).

Mesmo sendo o mais comercializado do mundo, nos últimos anos seu consumo tem reduzido em alguns países, como é possível ver na Figura 2:

Figura 2 – Variação percentual de consumo de SLCC 66° Brix entre 2017 e 2018 por país.



Fonte: Adaptado de Neves *et al.* (2020).

O gráfico representa os efeitos do novo perfil de consumo, já que os consumidores ao redor do mundo estão ficando mais conscientes na escolha de alimentação. A demanda por produtos mais saudáveis, naturais e funcionais tem crescido, além da preocupação sobre a origem, sustentabilidade e respeito ao meio ambiente na produção. Isso causa a mudança na preferência de sucos concentrados e congelados pelos naturais.

O fenômeno é observado na maioria dos países desenvolvidos, como os europeus, o Japão e a Coreia do Sul, já que no geral seus habitantes têm condição financeira de comprar produtos mais caros e mais saudáveis diariamente. Já nos países subdesenvolvidos, como o Brasil, Índia e México, a tendência é contrária pelo fato de terem uma população majoritariamente pobre, que dá preferência ao produto mais barato e acessível.

Portanto, é notável a importância da produção do SLCC em larga escala e consequentemente a pesquisa e inovação nessa área, que beneficia milhões de consumidores.

Este estudo visa a elaboração de um projeto de evaporadores de múltiplos efeitos para a concentração de suco de laranja. E para esse objetivo geral ser alcançado, foram definidos objetivos específicos:

- Revisão bibliográfica dos evaporadores.
- Busca por propriedades químicas e físicas do suco de laranja.
- Dimensionamento do equipamento.
- Aplicação dos balanços de massa e de energia.
- Comparação com um evaporador de simples efeito.

Em sequência, no Capítulo 2, será feita uma revisão bibliográfica de conceitos importantes para desenvolvimento do trabalho.

No Capítulo 3, será explicado a metodologia e o raciocínio adotado para o dimensionamento do evaporador.

Já no Capítulo 4, será apresentado os resultados obtidos.

E por fim, no Capítulo 5 a conclusão do estudo será realizada

2 Revisão Bibliográfica

2.1 Evaporação

A operação unitária de evaporação trata-se do processo de concentrar uma solução, vaporizando o solvente volátil, que geralmente é a água, acumulando o soluto não-volátil. Ela pode ter o objetivo também de recuperar a água de uma solução, condensando o vapor, para sua utilização em caldeiras ou para uso humano (MCCABE; SMITH; HARRIOTT, 1991).

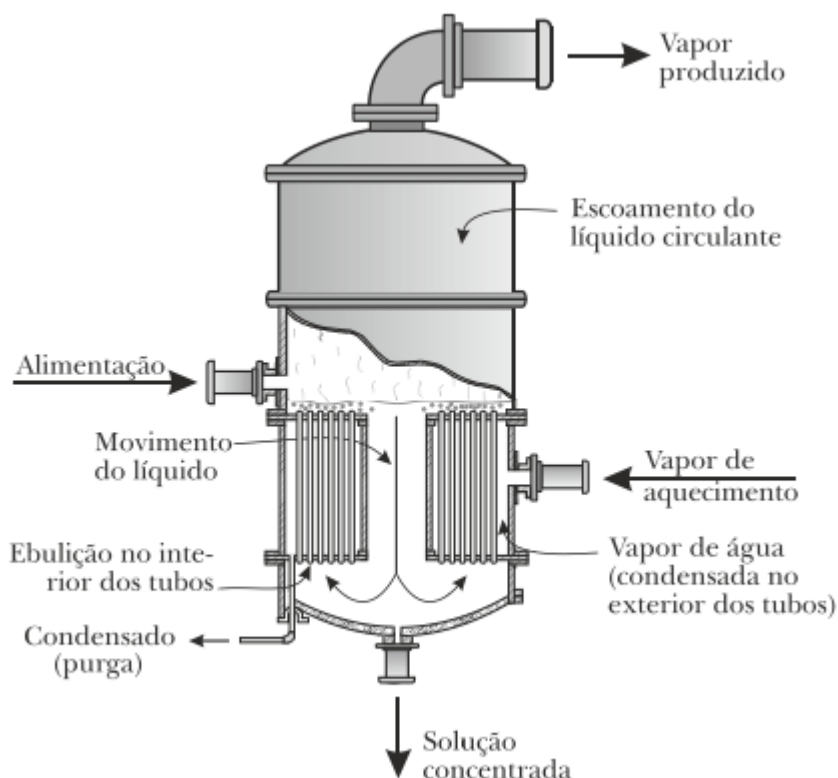
2.2 Evaporadores de Simples Efeito

Basicamente, um evaporador é constituído de um trocador de calor e de um mecanismo que separa a fase vapor da líquida. Em sua aplicação industrial, diversos fatores têm que ser levados em conta para seu dimensionamento, como qual a solução a ser separada, a incrustação, a sensibilidade ao calor, a corrosão e as limitações de espaço (FOUST *et al.*, 1982). A maneira como essa separação de fases é realizada permite a classificação dos evaporadores em 3 tipos:

2.2.1 Evaporadores de Circulação Natural

Evaporadores de circulação são utilizados em diversos domínios da indústria, como em usinas nucleares, e de engenharia química, ambiental, de alimentos e biotecnológica (BAARS; DELGADO, 2006). Eles operam com princípio de variação da densidade da solução, ocasionada pelo aquecimento, e é eficiente com líquidos pouco viscosos. Existem 2 tipos desses equipamentos, os de tubos horizontais e verticais, sendo que o segundo pode ser subdividido em de cesta e calandra. Em seu interior o vapor de aquecimento flui por fora dos tubos, enquanto a solução por dentro, o que pode ser visto na Figura 3:

Figura 3 – Evaporador de circulação natural tipo calandra.



Fonte: Azevedo & Alves (2013).

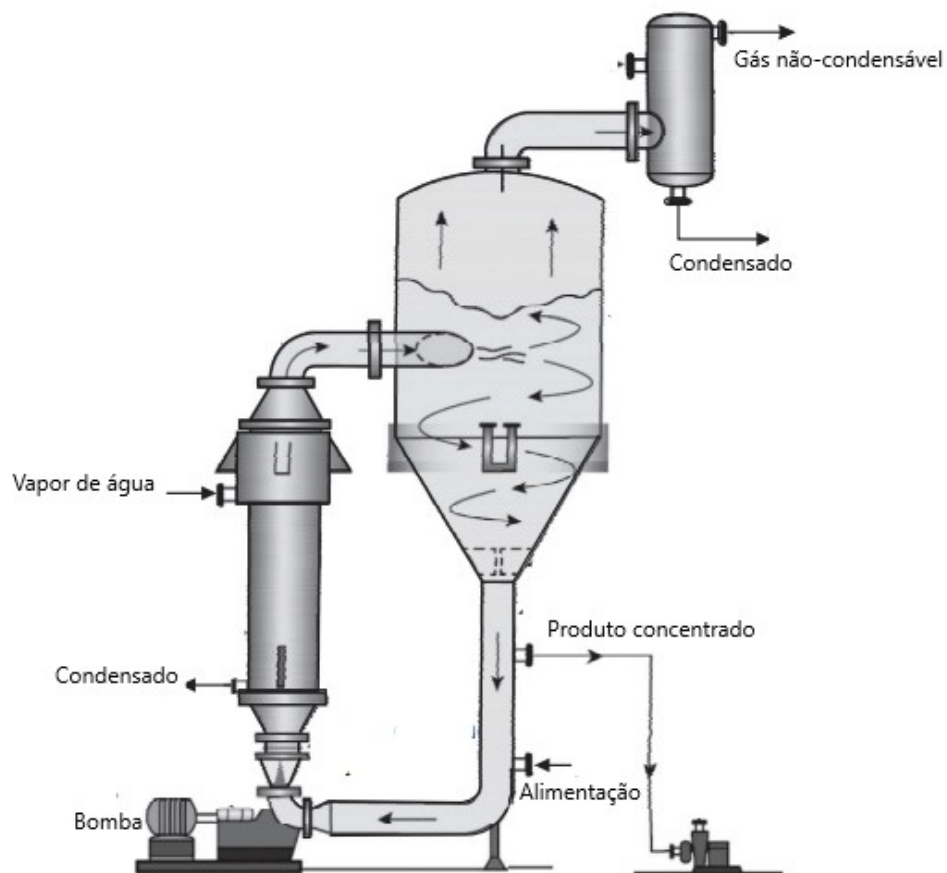
Nele, os maiores coeficientes de troca calor são atingidos quando o nível da solução fica abaixo do espelho superior, porém se estiver muito abaixo, gera incrustação, sendo o nível ideal metade da altura dos tubos. Esse evaporador não é adequado para substâncias termo sensíveis por conta de seu alto tempo de residência, e é muito utilizado na concentração de caldo de cana para produção de açúcar (ARAUJO, 2013).

2.2.2 Evaporadores de Circulação Forçada

A circulação forçada ocorre pela presença de uma bomba no conduto de descida da solução, utilizada para soluções muito viscosas ou com tendência à incrustação. Ela é muito utilizada para processos de cristalização ou com lamas viscosas, pois são insensíveis às vazões e variações nas propriedades físicas. Por causa da bomba a pressão nos tubos é alta, não havendo ebulição neles, já que há uma elevação no ponto de ebulição (EPE). Quando o líquido sai dos tubos e entra na câmara de separação a pressão cai repentinamente, levando o fluido superaquecido ao flash (ARAUJO, 2013; FARAHBOD *et al.*, 2012).

O princípio de operação é: a bomba envia o líquido para os tubos e à medida que ele sobe, se aquece e começa a ferver. Como resultado, a mistura de vapor e líquido sai dos tubos em alta velocidade, atingindo o defletor de maneira que ocorre a separação efetiva de líquido e vapor. O vapor entra no separador ciclônico e sai do equipamento. O líquido concentrado é circulado através da bomba para evaporação adicional e finalmente, o produto concentrado é coletado no fundo da saída de descarga (GYAN, 2022). Isso pode ser visualizado na Figura 4:

Figura 4 – Evaporador de circulação forçada e tubos verticais longos.



Fonte: Adaptado de Pharmacy Gyan (2022).

2.2.3 Evaporadores de Película

Os evaporadores de película podem ser subdivididos em ascendente e descendente, e têm esse nome pois o líquido flui pelos tubos como uma fina película em suas paredes.

2.2.3.1 Evaporadores de Película Ascendente

Também chamado de evaporador de tubos verticais longos, é bastante utilizado para soluções com tendência a criar espuma, pois possui uma placa de impacto que impede ela de ser arrastada. Sua alimentação ocorre na parte de baixo, e o vapor produzido arrasta o líquido pelos tubos, que no topo se choca com a chicana e retorna pela gravidade (ARAUJO, 2013).

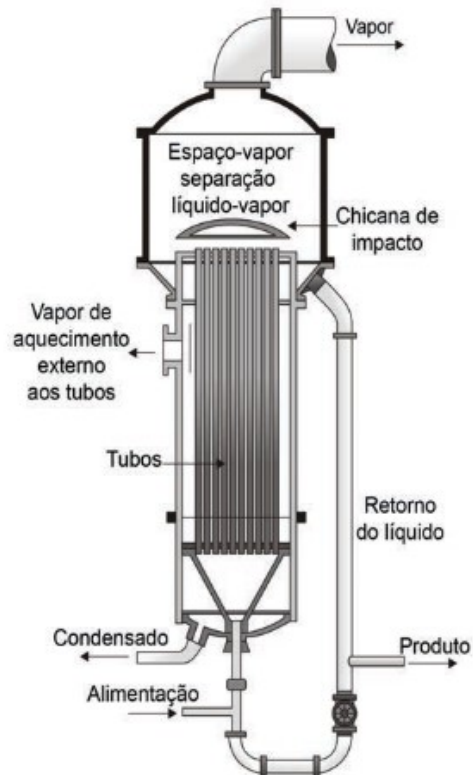
A alimentação diluída entra no sistema e se mistura com o líquido que retorna do separador. Durante uma curta distância, a alimentação que entra nos tubos sobe recebendo calor do vapor de água, depois as bolhas começam a se formar com a fervura, aumentando a velocidade linear e a taxa de transferência de calor.

Perto do topo dos tubos, as bolhas crescem rapidamente e, nesta zona, as bolhas de vapor se alternam com massas de líquido que sobem rapidamente pelos tubos e saem em alta velocidade pelo topo. Quando o fluido sai dos tubos e entra no separador, com diâmetro maior, ele perde velocidade rapidamente, o que junto com a chicana, promove a separação (MCCABE; SMITH; HARRIOTT, 1991).

É possível se obter alta eficiência usando dispositivos de distribuição que regula o líquido pelos tubos por meio de feedback negativo com base na evaporação (KLYKOV; ALUSHKINA, 2018).

O equipamento é representado pela Figura 5:

Figura 5 – Evaporador de película ascendente.



Fonte: Araujo (2013).

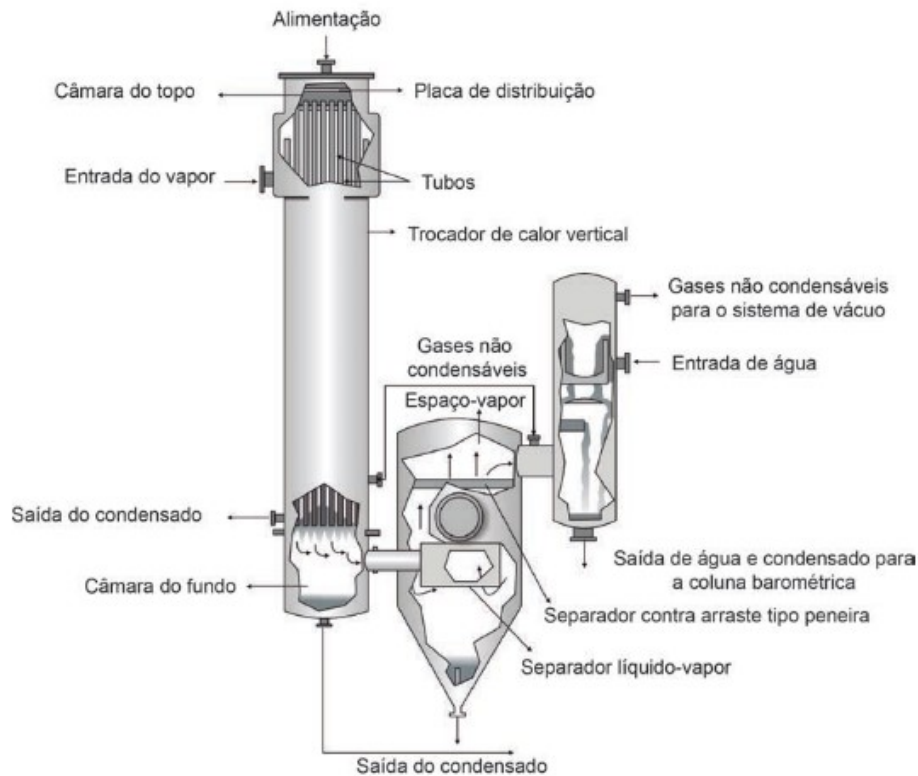
2.2.3.2 Evaporadores de Película Descendente

Os evaporadores de película descendente são vantajosos por ter alta eficiência de troca térmica, baixa diferença de temperatura e baixo consumo de energia, e por essa razão são muito utilizados na indústria química (HUANG; DENG; CHEN, 2017) e a cada dia mais na de alimentos. Eles podem ser categorizados em dois grupos: tubo vertical de película descendente e de película de spray horizontal, ambas podendo ser em contracorrente ou paralelas (ELIAS, 2004).

Ele é muito utilizado para materiais altamente sensíveis ao calor que requerem uma exposição mínima, pois tem como princípio possuir um tempo de residência de apenas alguns segundos para evitar a decomposição e modificação térmica dessas substâncias, como por exemplo o suco de laranja (MCCABE; SMITH; HARRIOTT, 1991). Nele, a alimentação ocorre no topo, e o líquido arrasta o vapor para sua separação na parte inferior, onde geralmente há um condensador de contato acoplado (CAMPESE; PASSINI, 2015), como visto na Figura 6.

A evaporação ocorre no interior dos tubos onde a solução é distribuída por um sistema especial, assegurando vazão igual entre os tubos e cobrindo toda a circunferência com uma camada de filme uniforme (CYKLIS, 2017).

Figura 6 – Evaporador de película descendente.

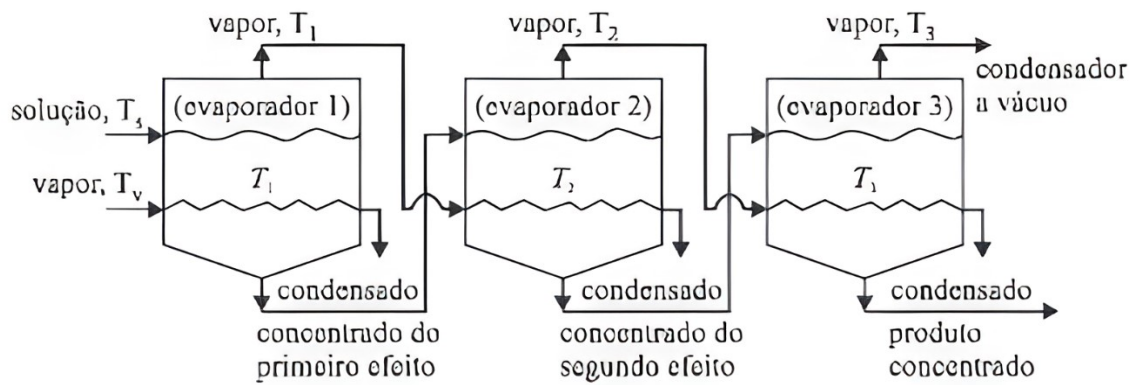


Fonte: Araujo (2013).

2.3 Evaporadores de Múltiplos Efeitos

A utilização de evaporadores em série tem como objetivo o reaproveitamento do vapor produzido no efeito anterior, como fonte de calor no seguinte. O produto do primeiro evaporador é inserido no segundo, e assim por diante, o que aumenta significativamente a eficiência do processo, produzindo um produto mais concentrado que o de simples efeito. Esse modelo pode ser visualizado na Figura 7:

Figura 7 – Modelo simples de evaporador de múltiplos efeitos concorrente.



Fonte: Seader *et al.* (2011).

Além disso, gera uma significativa diminuição do custo do processo, já que ele está diretamente relacionado com a quantidade de vapor d'água consumido, economizando energia.

3 Metodologia

Para a escolha do tipo de evaporador a ser adotado, deve ser levado em conta diversos fatores como a viscosidade, a incrustação, a cristalização, a sensibilidade térmica, o coeficiente global de transferência de calor, a diferença de temperatura, a separação vapor-líquido e a formação da espuma. E de acordo com isso, neste trabalho foi utilizado a evaporação de três efeitos em evaporadores do tipo película descendente com correntes paralelas para a concentração de suco de laranja, já que é o mais indicado para esse tipo de fluido, como visto anteriormente. Porém, também foi calculado a economia desse evaporador de simples efeito, para fins de comparação.

3.1 Dimensionamento do Evaporador de Múltiplos Efeitos

A Figura 8 representa o fluxograma dos evaporadores de múltiplo efeito em série, com todas as possíveis variáveis presentes no processo:

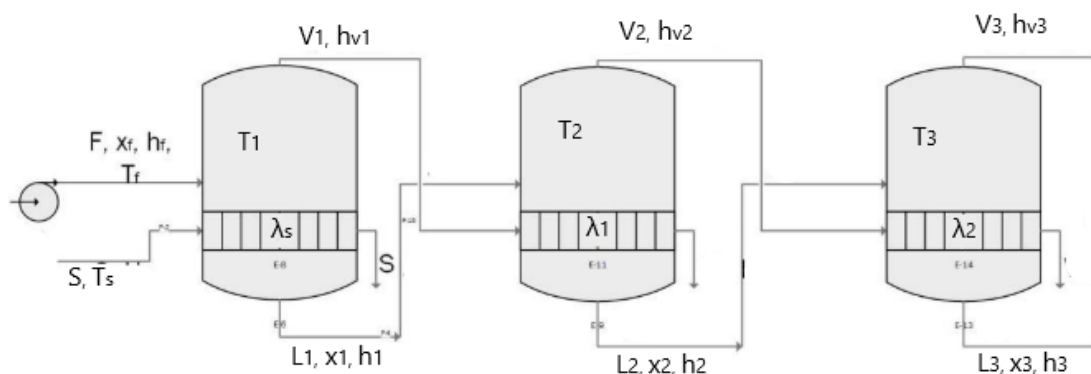


Figura 8 – Sistema de evaporação de triplo efeito.

Fonte: Adaptado de Campese & Passini (2015).

Para a realização do projeto, foi necessário a pesquisa pela literatura de equações para o cálculo de variáveis importantes. De acordo com Moresi & Spinosi (1980), a capacidade calorífica (c_p) em $\text{kJ.kg}^{-1}\text{.}^\circ\text{C}^{-1}$ do suco de laranja pode ser calculado pela Equação (1), sua entalpia (h) em kJ.kg^{-1} pela Equação (2), a elevação de temperatura de ebulição (ΔT_{EPE}) em $^\circ\text{C}$ pela Equação (3) e sua densidade (ρ) em g.cm^{-3} pela Equação (4).

$$c_p = 4,186 - 2,679x \quad (1)$$

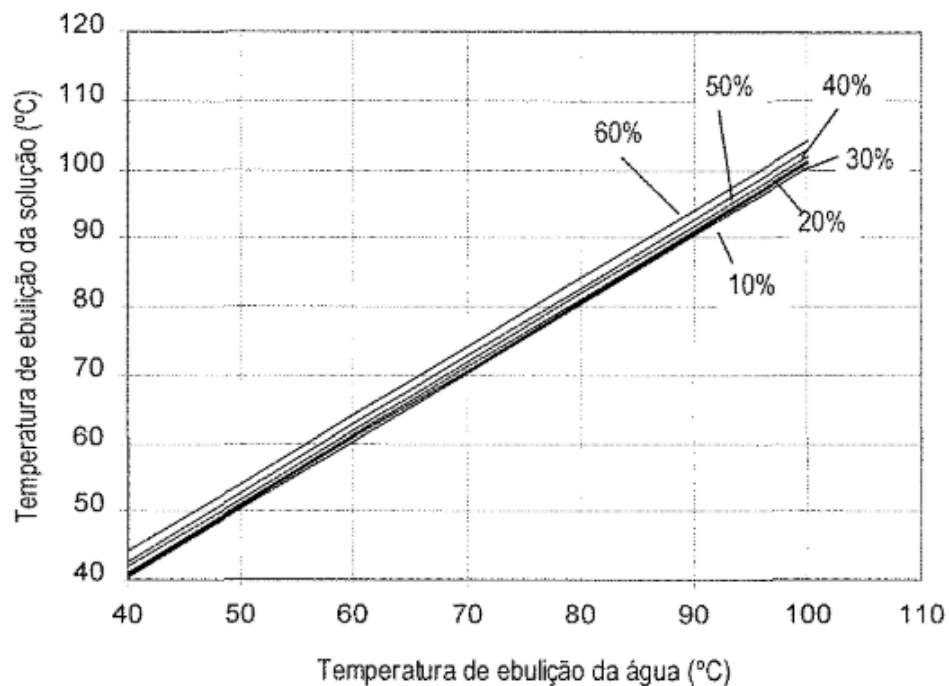
$$h = h_o + \int_{T_{ref}}^T c_p dT \quad (2)$$

$$\Delta T_{EPE} = 3,2x - 2,42x^2 + 14x^3 \quad (3)$$

$$\rho = 0,9944 + 0,307x + 0,282x^2 \quad (4)$$

Em que x se refere a sua fração mássica. Ademais, também é possível observar a EPE pelo Diagrama de Duhring na Figura 9, o qual representa a diferença da temperatura de ebulição da solução e da água pura em função da concentração de substrato.

Figura 9 – Diagrama de Duhring para o suco de laranja.



Fonte: Westphalen (1999).

Para auxiliar o desenvolvimento do projeto, foi utilizada a Equação (5), a equação de Antoine com os coeficientes coletados de Smith *et al.* (2018), para se obter a relação entre a temperatura e a pressão de saturação da água.

$$\ln P^{sat} [kPa] = 16,3872 - \frac{3885,70}{T[^\circ C] + 230,170} \quad (5)$$

Além disso, para possibilitar o dimensionamento, foi necessário realizar balanços de massa mostrados nas Equações de (6) a (9), considerando que as correntes de vapor de saída contêm água pura:

$$Fx_F = x_1L_1 = x_2L_2 = x_3L_3 \quad (6)$$

Para o primeiro efeito, o balanço de massa segue como:

$$F = V_1 + L_1 \quad (7)$$

Analogamente, para o segundo efeito:

$$L_1 = V_2 + L_2 \quad (8)$$

E por fim, para o terceiro:

$$L_2 = V_3 + L_3 \quad (9)$$

No qual V_n se refere à vazão mássica de vapor, L_n a vazão da solução de cada evaporador n , e F da alimentação no primeiro efeito. Foi necessário também aplicar balanços de energia, para que o número de incógnitas seja igual ao número de equações, visto nas Equações (10), (11) e (12). Portanto para o primeiro efeito:

$$-\lambda_S S = (V_1 h_{V1} + L_1 h_1) - F h_F \quad (10)$$

Para o segundo:

$$-\lambda_{V1} V_1 = (V_2 h_{V2} + L_2 h_2) - L_1 h_1 \quad (11)$$

E igualmente para o terceiro:

$$-\lambda_{V2} V_2 = (V_3 h_{V3} + L_3 h_3) - L_2 h_2 \quad (12)$$

Sendo λ a entalpia de condensação do vapor, h_{Vn} a entalpia de vapor e h_n a entalpia da solução. Para dar continuidade, a diferença de temperatura total $\Sigma\Delta T$ foi calculada pela Equação (13):

$$\Delta T_{total} = \Delta T_1 + \Delta T_2 + \Delta T_3 = (T_S - T_1) + (T_1 - T_2) + (T_2 - T_3) = T_S - T_3 \quad (13)$$

Para o cálculo inicial de cada diferença de temperatura, foram utilizadas as Equações (14), (15) e (16) tendo em vista que elas são inversamente proporcionais aos respectivos coeficientes globais de transferência de calor (U_n).

$$\Delta T_1 = \Delta T_{total} \times \frac{\frac{1}{U_1}}{\frac{1}{U_1} + \frac{1}{U_2} + \frac{1}{U_3}} \quad (14)$$

$$\Delta T_2 = \Delta T_{total} \times \frac{\frac{1}{U_2}}{\frac{1}{U_1} + \frac{1}{U_2} + \frac{1}{U_3}} \quad (15)$$

$$\Delta T_3 = \Delta T_{total} \times \frac{\frac{1}{U_3}}{\frac{1}{U_1} + \frac{1}{U_2} + \frac{1}{U_3}} \quad (16)$$

Dessa forma, foi possível calcular a temperatura de cada efeito pelas Equações (17) a (19):

$$T_1 = T_S - \Delta T_1 \quad (17)$$

$$T_2 = T_1 - \Delta T_2 \quad (18)$$

$$T_3 = T_2 - \Delta T_3 \quad (19)$$

Através das temperaturas de cada efeito, foi possível determinar as entalpias do vapor de saída e de sua condensação, através do uso de tabelas (ANEXO A), e calcular as entalpias da solução pelas Equações (1) e (2). Estes valores foram utilizados nos balanços de energia, apresentados pelas Equações (10), (11) e (12).

Deste modo, substituindo as Equações (7), (8) e (9) e as entalpias nas Equações (11) e (12), obteve-se um sistema linear de duas equações e duas incógnitas (L_1 e L_2). O método de resolução do sistema foi o de Doolittle, desenvolvido via *software* MATLAB R2012b (APÊNDICE A – Método Doolittle).

Em sequência, com os valores das correntes mássicas, foi possível calcular o valor de S , que é a corrente de vapor de aquecimento do primeiro efeito, pela Equação (10). Além disso, foi possível calcular os valores de V_1 , V_2 e V_3 pelas Equações (7), (8) e (9) respectivamente. Com todas as incógnitas determinadas, tornou-se possível calcular o calor cedido em cada efeito, em kJ/h, pelas Equações (20), (21) e (22):

$$q_1 = -S\lambda_S \quad (20)$$

$$q_2 = -V_1\lambda_{V1} \quad (21)$$

$$q_3 = -V_2 \lambda_{V2} \quad (22)$$

Diante disso, determinou-se as áreas de troca térmica pelas Equações (23), (24) e (25):

$$A_1 = \frac{q_1}{U_1 \Delta T_1} \quad (23)$$

$$A_2 = \frac{q_2}{U_2 \Delta T_2} \quad (24)$$

$$A_3 = \frac{q_3}{U_3 \Delta T_3} \quad (25)$$

Por fim, a área média foi calculada pela Equação (26):

$$A_m = \frac{\Delta T_1 A_1 + \Delta T_2 A_2 + \Delta T_3 A_3}{\Delta T_1 + \Delta T_2 + \Delta T_3} \quad (26)$$

Foi adotado um erro de $\pm 10\%$ do valor de A_m em comparação com as demais três, em que se ele fosse maior, seria necessário reajustar as diferenças de temperatura pela Equação (27), sendo que a somatória delas deve continuar a ter o mesmo valor calculado anteriormente pela Equação (13).

$$\Delta T'_i = \frac{A_i \Delta T_i}{A_m} \quad (27)$$

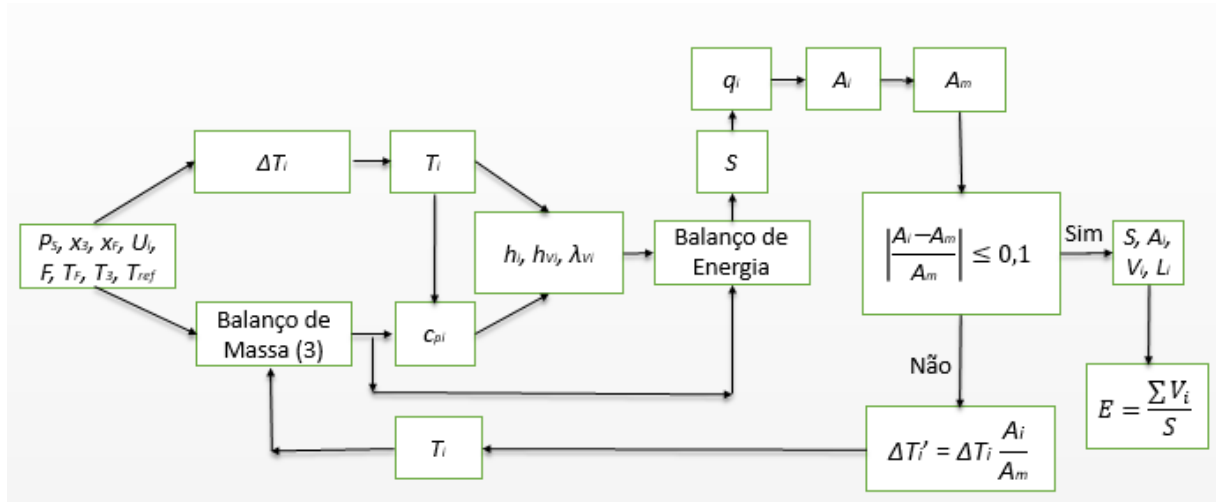
Após o ajuste das temperaturas, foi necessário a repetição do procedimento detalhado anteriormente até que o erro fosse menor que o estabelecido. Portanto com novas temperaturas, foi possível obter novos valores de entalpia, e substituindo nas Equações (10), (11) e (12) foram obtidos novos valores de L_1 , L_2 , e S , e conseqüentemente de área.

Por fim, foi possível obter o valor de economia do sistema pela Equação (28):

$$E = \frac{\sum_{i=1}^3 V_i}{S} \quad (28)$$

Esse processo resolução seguiu o mecanismo proposto por Azevedo & Alves (2013), visto na Figura 10:

Figura 10 – Esquema de cálculo de um evaporador triplo.

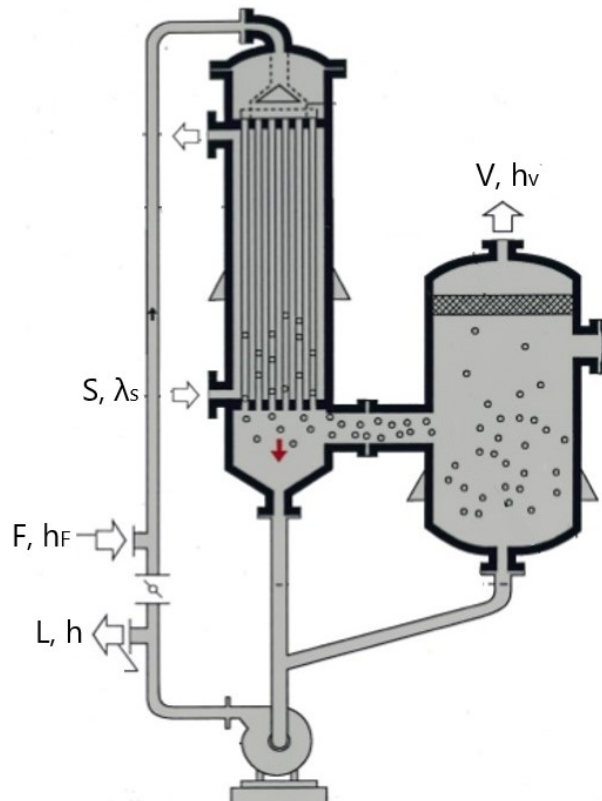


Fonte: Adaptado de Azevedo & Alves (2013).

3.2 Dimensionamento do Evaporador de Simples Efeito

O dimensionamento de efeito único foi realizado para comparar os resultados com o de efeitos múltiplos, com o intuito de mostrar a melhor opção. Ele foi baseado na Figura 11:

Figura 11 – Sistema de evaporação de simples efeito.



Fonte: Adaptado de Hebeler Process Solutions (2018).

Continuamente, foi realizado o balanço de massa, visto na Equação (29):

$$F = V + L \quad (29)$$

Além disso, também foi aplicado o balanço de energia, na Equação (30):

$$-\lambda_S S = (Vh_V + Lh) - Fh_F \quad (30)$$

Já o calor produzido, foi calculado pela Equação (31):

$$q = -S\lambda_S \quad (31)$$

E a área de troca térmica, pela Equação (32):

$$A = \frac{q}{U\Delta T} \quad (32)$$

Diante disso, foi possível calcular a economia do sistema, com a Equação (33):

$$E = \frac{V}{S} \quad (33)$$

A metodologia apresentada foi aplicada para a resolução do problema proposto.

4 Resultados e Discussão

Para dos cálculos, foi necessário buscar na literatura valores de concentração inicial e final do insumo. De acordo com Westphalen (1999) a inicial é de 12°Brix, já a final, foi considerado o valor comercializado pela empresa TROPFRUIT NORDESTE S.A, de 66°Brix (TROPFRUIT, 2022).

$$x_F = 0,12 \quad (34)$$

$$x_3 = 0,66 \quad (35)$$

Através da Equação (3) e da Figura 9 foi observado que no início do processo a ΔT_{EPE} era de 0,5°C e no final de 5,08°C, ou seja, valores inferiores àqueles do processo de Campese & Passini (2015) com o suco de abacaxi, que chegam a 7,7°C, no qual eles desconsideraram para fins de cálculo. Portanto, nesta monografia, a EPE também foi desconsiderada, com objetivo de simplificar o dimensionamento dos evaporadores.

4.1 Dimensionamento do Evaporador de Múltiplos Efeitos

Foi adotado para o projeto uma vazão de solução que entra no primeiro evaporador (F) a partir de dados informados por Westphalen (1999).

$$F = 55629 \text{ kg/h} \quad (36)$$

Assim, pela Equação (6) foi possível determinar a vazão de saída (L_3):

$$L_3 = 10114,36 \text{ kg/h} \quad (37)$$

Para dar continuidade, buscou-se dados na bibliografia sobre as temperaturas da solução de entrada e saída, além da pressão do vapor de aquecimento do primeiro efeito.

$$T_F = 26^\circ\text{C} \quad (38)$$

$$T_3 = 50,5^\circ\text{C} \quad (39)$$

$$P_S = 150 \text{ kPa} \quad (40)$$

A seguir foi utilizada a Equação (5) para o cálculo da temperatura da corrente S:

$$T_S = 111,38^\circ\text{C} \quad (41)$$

Para os valores de coeficiente global de transferência de calor, foram utilizados dados na faixa indicada por Westphalen (1999) para evaporadores de película descendente:

$$U_1 = 3000 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}} \quad (42)$$

$$U_2 = 2500 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}} \quad (43)$$

$$U_3 = 2000 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} \quad (44)$$

Nota-se que os valores para os coeficientes diminuem. Isto está diretamente relacionado com a concentração do fluido, pois a medida em que a concentração aumenta, a viscosidade do fluido também, o que conseqüentemente pode ocasionar incrustação no interior do equipamento (CAMPESE; PASSINI, 2015).

Para dar início à primeira interação, foi considerado as vazões de vapor saindo dos três efeitos, como na expressão seguinte. Além disso, L_1 e L_2 foram determinados pelas Equações (7) e (8).

$$V_1 = V_2 = V_3 = \frac{F - L_3}{3} = 15171,55 \text{ kg/h} \quad (45)$$

$$L_1 = 40457,45 \text{ kg/h} \quad (46)$$

$$L_2 = 25285,91 \text{ kg/h} \quad (47)$$

Após, foi determinada as diferenças de temperatura dos efeitos pelas Equações (14), (15) e (16), e conseqüentemente as temperaturas T_1 e T_2 pelas Equações (17) e (18), obtendo-se:

$$\Delta T_1 = 16,45^\circ C \quad (48)$$

$$\Delta T_2 = 19,74^\circ C \quad (49)$$

$$\Delta T_3 = 24,68^\circ C \quad (50)$$

$$T_1 = 94,93^\circ C \quad (51)$$

$$T_2 = 75,92^\circ C \quad (52)$$

Em seqüência, as frações mássicas nos dois primeiros evaporadores foram calculadas pela Equação (6):

$$x_1 = 0,17 \quad (53)$$

$$x_2 = 0,26 \quad (54)$$

Com esses dados, tornou-se possível determinar as capacidades caloríficas das 4 correntes de solução, através da Equação (1):

$$c_{p_F} = 3,86 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ C} \quad (55)$$

$$c_{p_1} = 3,74 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ C} \quad (56)$$

$$c_{p_2} = 3,48 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \quad (57)$$

$$c_{p_3} = 2,42 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \quad (58)$$

Possibilitando o uso da Equação (2) para calcular as entalpias das correntes de solução, considerando a temperatura de referência (T_{ref}) igual a 0°C .

$$h_F = 100,4775 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \quad (59)$$

$$h_1 = 355,3968 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \quad (60)$$

$$h_2 = 261,5344 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \quad (61)$$

$$h_3 = 122,1019 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \quad (62)$$

Deste modo, utilizando o ANEXO A, foi determinado as entalpias de vapor e de condensação:

$$h_{v1} = 2667,4803 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \quad (63)$$

$$h_{v2} = 2634,9072 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \quad (64)$$

$$h_{v3} = 2592,2 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \quad (65)$$

$$\lambda_S = -2227,25 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \quad (66)$$

$$\lambda_{v1} = -2269,6945 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \quad (67)$$

$$\lambda_{v2} = -2320,1483 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \quad (68)$$

Esses dados possibilitaram o cálculo da corrente de vapor vivo através da Equação (10):

$$S = 22616,41 \text{ kg/h} \quad (69)$$

Sendo assim, o calor cedido em cada efeito foi calculado pelas Equações (20), (21) e (22), com o objetivo de estimar as áreas de troca térmica pelas Equações (23), (24) e (25) e a média pela (26):

$$A_1 = 277,20 \text{ m}^2 \quad (70)$$

$$A_2 = 193,78 \text{ m}^2 \quad (71)$$

$$A_3 = 198,09 \text{ m}^2 \quad (72)$$

$$A_m = 218,07 \text{ m}^2 \quad (73)$$

Desde modo, é possível calcular o erro relativo entre cada área e a média pela Tabela 1:

Tabela 1- Comparação entre as áreas calculadas e a média

	Área (m ²)	Erro
A_1	277,20	27,1 %
A_2	193,78	11,1 %
A_3	198,09	9,2 %

Fonte: Elaboração própria.

Observa-se que a faixa de erro aceitável não foi atingida, de 10%, diante disso deve-se reajustar os valores de diferença de temperatura (ΔT_i) através da Equação (27) e repetir o procedimento. Foram obtidas as seguintes novas temperaturas:

$$\Delta T_1 = 20,92^\circ\text{C} \quad (74)$$

$$\Delta T_2 = 17,55^\circ\text{C} \quad (75)$$

$$\Delta T_3 = 22,42^\circ\text{C} \quad (76)$$

$$T_1 = 90,46^\circ\text{C} \quad (77)$$

$$T_2 = 72,92^\circ\text{C} \quad (78)$$

Portanto, foi utilizada a Equação (2) para calcular novamente as entalpias das correntes de solução 1 e 2, considerando as mesmas capacidades caloríficas que anteriormente.

$$h_1 = 338,6937 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \quad (79)$$

$$h_2 = 253,6660 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \quad (80)$$

Deste modo, utilizando o ANEXO A, foi determinado as novas entalpias de vapor e de condensação das correntes 1 e 2:

$$h_{v1} = 2660,2886 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \quad (81)$$

$$h_{V2} = 2631,0621 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \quad (82)$$

$$\lambda_{V1} = -2281,2939 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \quad (83)$$

$$\lambda_{V2} = -2325,8028 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \quad (84)$$

Dessa maneira, foi possível realizar um sistema linear de duas equações (11 e 12) e duas incógnitas (L_1 e L_2), obtendo-se os seguintes resultados pelo Método de Doolittle (APÊNDICE A):

$$L_1 = 41944,31 \text{ kg/h} \quad (85)$$

$$L_2 = 26271,19 \text{ kg/h} \quad (86)$$

Esses dados possibilitaram a determinação dos valores de vazão mássica de V_1 , V_2 , V_3 e S através das Equações (7), (8), (9) e (10):

$$V_1 = 13684,69 \text{ kg/h} \quad (87)$$

$$V_2 = 215673,12 \text{ kg/h} \quad (88)$$

$$V_3 = 16156,82 \text{ kg/h} \quad (89)$$

$$S = 20214,18 \text{ kg/h} \quad (90)$$

Sendo assim, o calor cedido em cada efeito foi recalculado pelas Equações (20), (21) e (22), com o objetivo de estimar as áreas de troca térmica pelas Equações (23), (24) e (25) e a média pela (26):

$$A_1 = 199,32 \text{ m}^2 \quad (91)$$

$$A_2 = 197,71 \text{ m}^2 \quad (92)$$

$$A_3 = 225,83 \text{ m}^2 \quad (93)$$

$$A_m = 208,62 \text{ m}^2 \quad (94)$$

Portanto, obtém-se a Tabela 2:

Tabela 2- Comparação entre as áreas calculadas e a média

	Área (m ²)	Erro
A_1	199,32	4,5 %
A_2	197,71	5,2 %
A_3	225,83	8,3 %

Fonte: Elaboração própria.

Isto posto, tornou-se capaz de notar que as divergências referentes à área média foram menores que 10%, e por fim o valor de área de troca térmica dos evaporadores foi estabelecida em 208,62 m². Assim, por meio da Equação (28), a economia do sistema é de:

$$E = 2,25 \quad (95)$$

É observado um resultado satisfatório, visto que a cada quilograma de vapor vivo alimentado, 2,25 kg de vapor d'água são retirados da solução.

4.2 Dimensionamento do Evaporador de Simples Efeito

Para mesma vazão de entrada de suco (F), saída de concentrado (L) e concentrações, o balanço de massa foi aplicado pela Equação (29). Conseqüentemente as entalpias de vapor, de condensação do vapor vivo, da solução de entrada e saída são as mesmas:

$$h_F = 100,4775 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}, h = 122,1019 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}, h_V = 2592,2 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \text{ e } \lambda_S = -2227,25 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}.$$

$$V = 45514,64 \text{ kg/h} \quad (96)$$

Em seguida, o balanço de energia é realizado pela Equação (30), sendo obtido a vazão mássica de vapor vivo:

$$S = 51017,43 \text{ kg/h} \quad (97)$$

Para o cálculo da área de troca térmica foram utilizadas as Equações (31) e (32), e o coeficiente global de troca térmica (U) foi considerado como 2500 W.m⁻².K⁻¹.

$$A = 515,32 \text{ m}^2 \quad (98)$$

Por fim, a economia do sistema é obtida utilizando-se a Equação (33):

$$E = 0,89 \quad (99)$$

A partir dessas informações, é possível comparar os dois dimensionamentos na Tabela 3:

Tabela 3- Comparação de resultados obtidos entre o dimensionamento de múltiplos e simples efeito.

	Simple Efeito	Múltiplos Efeitos
Área de Troca Térmica (m ²)	515,32	208,62
Economia	0,89	2,25

Fonte: Elaboração própria.

Diante disso é notável que o evaporador de simples efeito é uma má escolha, já que sua economia é muito baixa, e cerca de 60% menor que o de múltiplo efeito. Através dos resultados, observa-se que o de múltiplo efeito é um ótimo evaporador de película descendente para ser instalado em uma indústria de sucos.

Porém, quando comparados ao evaporador TASTE (Thermally Accelerated Short Time Evaporator) da GUMACO, um evaporador de película descendente de sete efeitos e dois tambores de expansão, os evaporadores dimensionados nesse trabalho apresentam economia inferior, já que o de três efeitos tem economia de 2,25 e o TASTE de 5,75 (WESTPHALEN, 1999).

5 Conclusão

A partir da revisão bibliográfica realizada neste trabalho, observou-se a existência de diversos tipos de evaporadores e da possibilidade de se utilizar eles em série. A partir disso, conclui-se que o melhor tipo de evaporador a ser dimensionado para a concentração de suco de laranja é o de película descendente, já que é o indicado para substâncias termo sensíveis pelo baixo tempo de residência.

A comparação do evaporador de múltiplos efeitos com o de simples efeito contribuiu para mostrar o quanto a economia do sistema aumenta ao se utilizar o vapor produzido em um equipamento como fonte de calor do próximo. Ademais, as propriedades físicas e químicas necessárias para o desenvolvimento foram encontradas, como a capacidade calorífica, a elevação do ponto de ebulição e a tabela termodinâmica de vapor.

Avaliando parâmetros como a área de troca térmica e a economia do sistema, verifica-se que o evaporador de triplo efeito obteve melhores resultados que o simples, como já apontado pela literatura. Além disso, o equipamento tem viabilidade para ser aplicado em uma indústria de processamento de suco de laranja, sendo uma ótima opção para a produção de SLCC dependendo do porte de produção da planta, já que há opções no mercado com maior economia de vapor, como o TASTE, porém com um custo de compra maior por ter mais efeitos.

Referências

- ARAUJO, Everaldo Cesar da Costa. **Operações Unitárias envolvendo transmissão de calor**. São Carlos: EdUFSCar, 2013.
- AZEVEDO, Edmundo Gomes de; ALVES, Ana Maria. **Engenharia de Processos de Separação**. 2. ed. [S. l.]: IST Press, 2013.
- BAARS, A.; DELGADO, A. Multiple modes of a natural circulation evaporator. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, Freising, v. 49, n. 13–14, p. 2304–2314, 2006. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/J.IJHEATMASSTRANSFER.2005.10.046>
- BOMBAY, Indian Institute of Technology. Properties of Water and Steam (Thermodynamic Properties of Ordinary Water Substance). Bombay, n. July, 2016. Disponível em: <http://www.nist.gov/srd/upload/NISTIR5078.htm>. Acesso em: 14 jul. 2022.
- CAMPESE, Giovane Belloto; PASSINI, Ricardo José. **Estudo de Evaporadores de Múltiplos Efeitos**. 47 f. 2015. - UNIFAL, Poços de Caldas, 2015.
- CYKLIS, Piotr. Industrial scale engineering estimation of the heat transfer in falling film juice evaporators. **Applied Thermal Engineering**, Krakow, v. 123, p. 1365–1373, 2017. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2017.05.194>
- ELIAS, Muhammad. **Study of Heat and Mass Treansfer in a Falling Film Evaporation Process**. 1–21 f. 2004. - National University of Singapore, Singapura, 2004.
- FARAHBOD, Farshad *et al.* Experimental study of forced circulation evaporator in zero discharge desalination process. **Desalination**, Tehran, v. 285, p. 352–358, 2012. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/J.DESAL.2011.10.026>
- FOUST, Alan S. *et al.* **Princípios de Operações Unitárias**. 2. ed. Rio de Janeiro: LTC, 1982.
- GYAN, Pharmacy. **Forced Circulation Evaporator**. [S. l.], 2022. Disponível em: https://pharmacygyan.com/forced-circulation-evaporator/#Principle_of_forced_Circulation_Evaporator. Acesso em: 9 jul. 2022.
- HUANG, Kuo; DENG, Xianhe; CHEN, Min. Falling Film Evaporator for Desorption of Basic Aluminum Sulfate SO₂-Rich Solution and Enhancement of Heat and Mass Transfer. **Energy and Fuels**, Guangzhou, v. 31, n. 12, p. 13871–13882, 2017. Disponível em: <https://doi.org/10.1021/acs.energyfuels.7b02206>
- KLYKOV, M. V.; ALUSHKINA, T. V. Modeling of Liquid Distribution in Multipass Rising Film Evaporators. **Chemical and Petroleum Engineering**, Salavat, v. 53, n. 9–10, p. 576–583, 2018. Disponível em: <https://doi.org/10.1007/s10556-018-0384-4>
- LUCKSTEAD, Jeff; DEVADOSS, Stephen; MITTELHAMMER, Ron C. Imperfect Competition between Florida and São Paulo (Brazil) Orange Juice Producers in the U.S. and European Markets. **Journal of Agricultural and Resource Economics**, Pullman, v. 40, n. 1, p. 164–178, 2015. Disponível em: <https://doi.org/10.22004/ag.econ.197382>
- MCCABE, Warren L.; SMITH, Julian C.; HARRIOTT, Peter. **Unit Operations of Chemical Engineering**. 4. ed. Madrid: McGraw-Hill, 1991. ISSN 1098-6596.v. 53E-book.
- MORESI, M.; SPINOSI, M. Engineering factors in the production of concentrated fruit juices. 1. Fluid physical properties of orange juices. **International Journal of Food Science & Technology**, Roma, v. 15, n. 3, p. 265–276, 1980. Disponível em: <https://doi.org/10.1111/j.1365-2621.1980.tb00939.x>
- NEVES, Marcos Fava *et al.* Global orange juice market: a 16-year summary and opportunities for creating value. **Tropical Plant Pathology**, Ribeirão Preto, v. 45, n. 3, p. 166–174, 2020. Disponível em: <https://doi.org/10.1007/s40858-020-00378-1>
- RIBEIRO, Carolina; DOURADO, Grace; CESAR, Thais. Orange juice allied to a reduced-calorie diet results in weight loss and ameliorates obesity-related biomarkers: A

randomized controlled trial. **Nutrition**, São Paulo, v. 38, p. 13–19, 2017. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.nut.2016.12.020>

SEADER, J. D.; HENLEY, Ernest J.; ROPER, D. Keith. **Separation Process Principles: Chemical and Biochemical Operations**. 3. ed. [S. l.]: John Wiley & Sons, Inc., 2011. ISSN 17549469.v. 7E-book.

SMITH, Joseph Mauk *et al.* **Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics**. 8th. ed. New York: McGraw-Hill, 2018.

SOLUTIONS, Hebel Process. **Evaporador de Filme Descendente Buflovak**. [S. l.], 2018. Disponível em: <https://jlsintl.com/pg/products/evaporation-distillation/falling-film-evaporation.html>. Acesso em: 7 jun. 2022.

TROPFRUIT. **Suco de Laranja Concentrado e Congelado**. [S. l.], 2022. Disponível em: <https://www.tropfruit.com.br/laranja/>. Acesso em: 11 fev. 2022.

WESTPHALEN, Denis Libert. **Modelagem, Simulação E Otimização De Sistemas De Evaporação**. 252 f. 1999. - Unicamp, Campinas, 1999.

APÊNDICE A – Método Doolittle

Fonte: Campese & Passini (2015)

```

% MÉTODO DE DOOLITTLE

clc

clear all

A = [4.5737*10^(3) -2.3774*10^(3); 2.3258*10^(3) -4.6643*10^(3)];
b = [1.2938*10^(8) -2.4983*10^(7)];

%Transformar A em LU

n = length(A);
L = zeros(n);
U = zeros(n);

for k=1:n
    U(1,k)=A(1,k);
    for j=2:n
        soma=0;
        for s=1:k-1
            soma=soma+L(k,s)*U(s,j);
        end
        U(k,j)=A(k,j)-soma;
    end
    for j=2:n
        L(k,1)=A(k,1)/U(1,1);
        soma=0;
        for s=1:k-1
            soma=soma+L(j,s)*U(s,k);
        end
        L(j,k)=(1/U(k,k))*(A(j,k)-soma);
    end
end

%disp ('valor L')
L;

%disp ('Valor U')
U;

%disp ('valor de A')

```

```
q = L*U;

% implantar y
% [L]{y}={b}
y(1)=b(1)/L(1,1);

for i=2:n
    soma=0;
    for j=1:(i-1)
        soma=soma+L(i,j)*y(j);
    end
    y(i)=(b(i)-soma)/L(i,i);
end
%disp ('valor de y')
y';

% implantar x
% [U]{x}={y}
x(n)=b(n)/U(n,n);

for i=n:-1:1
    soma=0;
    for j=1+i:n
        soma=soma+U(i,j)*x(j);
    end
    x(i)=(y(i)-soma)/U(i,i);
end

%imprimir o resultado
disp ('valor de x')
x'
```

ANEXO A – Propriedades Termodinâmicas da Água

Fonte: (IITBOMBAY, 2016)

Água Saturada e Vapor (Baseado em Temperatura)

T °C	psat MPa	Volume, m ³ /kg		Energia, kJ/kg		Entalpia, kJ/kg			Entropia, kJ/(kg K)		
		v _f	v _g	u _f	u _g	h _f	h _g	h _{fg}	s _f	s _g	s _{fg}
40	0.0073849	0.00100789	19.515	167.52	2429.4	167.53	2573.5	2406.0	0.57240	8.2555	7.6831
41	0.0077878	0.00100828	18.563	171.70	2430.7	171.71	2575.3	2403.6	0.58573	8.2368	7.6511
42	0.0082096	0.00100868	17.664	175.88	2432.1	175.89	2577.1	2401.2	0.59901	8.2182	7.6192
43	0.0086508	0.00100909	16.814	180.06	2433.4	180.07	2578.9	2398.8	0.61225	8.1998	7.5875
44	0.0091124	0.00100950	16.011	184.24	2434.7	184.25	2580.6	2396.4	0.62545	8.1815	7.5560
45	0.0095950	0.00100992	15.252	188.42	2436.1	188.43	2582.4	2394.0	0.63861	8.1633	7.5247
46	0.010099	0.00101036	14.534	192.61	2437.4	192.62	2584.2	2391.6	0.65173	8.1453	7.4936
47	0.010627	0.00101079	13.855	196.79	2438.8	196.80	2586.0	2389.2	0.66481	8.1275	7.4627
48	0.011177	0.00101124	13.212	200.97	2440.1	200.98	2587.8	2386.8	0.67785	8.1098	7.4320
49	0.011752	0.00101169	12.603	205.15	2441.4	205.16	2589.5	2384.4	0.69085	8.0922	7.4014
50	0.012352	0.00101215	12.027	209.33	2442.7	209.34	2591.3	2381.9	0.70381	8.0748	7.3710
51	0.012978	0.00101262	11.481	213.51	2444.1	213.52	2593.1	2379.5	0.71673	8.0576	7.3408
52	0.013631	0.00101309	10.963	217.70	2445.4	217.71	2594.8	2377.1	0.72961	8.0404	7.3108
53	0.014312	0.00101357	10.472	221.88	2446.7	221.89	2596.6	2374.7	0.74245	8.0234	7.2810
54	0.015022	0.00101406	10.006	226.05	2448.0	226.07	2598.3	2372.3	0.75526	8.0066	7.2513
55	0.015762	0.00101455	9.5643	230.24	2449.3	230.26	2600.1	2369.8	0.76802	7.9898	7.2218
56	0.016533	0.00101505	9.1448	234.42	2450.6	234.44	2601.8	2367.4	0.78075	7.9732	7.1925
57	0.017336	0.00101556	8.7466	238.60	2452.0	238.62	2603.6	2365.0	0.79344	7.9568	7.1633
58	0.018171	0.00101608	8.3683	242.79	2453.2	242.81	2605.3	2362.5	0.80610	7.9404	7.1343
59	0.019041	0.00101660	8.0089	246.97	2454.6	246.99	2607.1	2360.1	0.81871	7.9242	7.1055
60	0.019946	0.00101713	7.6672	251.16	2455.9	251.18	2608.8	2357.7	0.83129	7.9081	7.0769
61	0.020888	0.00101766	7.3424	255.35	2457.2	255.37	2610.6	2355.2	0.84384	7.8922	7.0484
62	0.021867	0.00101821	7.0335	259.53	2458.5	259.55	2612.3	2352.8	0.85634	7.8764	7.0200
63	0.022885	0.00101875	6.7396	263.72	2459.8	263.74	2614.0	2350.3	0.86882	7.8607	6.9918
64	0.023943	0.00101931	6.4598	267.91	2461.1	267.93	2615.8	2347.8	0.88125	7.8451	6.9638
65	0.025042	0.00101987	6.1935	272.09	2462.4	272.12	2617.5	2345.4	0.89365	7.8296	6.9359
66	0.026183	0.00102044	5.9399	276.27	2463.7	276.30	2619.2	2342.9	0.90602	7.8142	6.9082
67	0.027368	0.00102101	5.6984	280.46	2465.0	280.49	2621.0	2340.5	0.91835	7.7990	6.8807
68	0.028599	0.00102159	5.4682	284.65	2466.3	284.68	2622.7	2338.0	0.93064	7.7839	6.8532
69	0.029876	0.00102218	5.2488	288.84	2467.6	288.87	2624.4	2335.5	0.94291	7.7689	6.8260
70	0.031201	0.00102277	5.0395	293.04	2468.9	293.07	2626.1	2333.0	0.95513	7.7540	6.7989
71	0.032575	0.00102337	4.8400	297.23	2470.1	297.26	2627.8	2330.5	0.96733	7.7392	6.7719
72	0.034000	0.00102398	4.6496	301.42	2471.4	301.45	2629.5	2328.1	0.97949	7.7246	6.7451
73	0.035478	0.00102459	4.4680	305.60	2472.7	305.64	2631.2	2325.6	0.99161	7.7100	6.7184
74	0.037009	0.00102521	4.2945	309.80	2474.0	309.84	2632.9	2323.1	1.0037	7.6955	6.6918
75	0.038595	0.00102584	4.1289	313.99	2475.2	314.03	2634.6	2320.6	1.0158	7.6812	6.6654
76	0.040239	0.00102647	3.9708	318.18	2476.5	318.22	2636.3	2318.1	1.0278	7.6670	6.6392
77	0.041941	0.00102710	3.8197	322.38	2477.8	322.42	2638.0	2315.6	1.0398	7.6528	6.6130
78	0.043703	0.00102775	3.6752	326.58	2479.1	326.62	2639.7	2313.0	1.0517	7.6388	6.5871
79	0.045527	0.00102840	3.5372	330.76	2480.3	330.81	2641.3	2310.5	1.0637	7.6249	6.5612
80	0.047414	0.00102905	3.4052	334.96	2481.5	335.01	2643.0	2308.0	1.0756	7.6111	6.5355

Água Saturada e Vapor (Baseado em Temperatura), Cont.

T °C	p _{sat} MPa	Volume, m ³ /kg		Energia, kJ/kg		Entalpia, kJ/kg			Entropia, kJ/(kg K)		
		v _f	v _g	u _f	u _g	h _f	h _g	h _{fg}	s _f	s _g	s _{fg}
80	0.047414	0.00102905	3.4052	334.96	2481.5	335.01	2643.0	2308.0	1.0756	7.6111	6.5355
81	0.049367	0.00102972	3.2789	339.16	2482.8	339.21	2644.7	2305.5	1.0874	7.5973	6.5099
82	0.051387	0.00103038	3.1581	343.36	2484.1	343.41	2646.4	2302.9	1.0993	7.5837	6.4844
83	0.053476	0.00103106	3.0425	347.55	2485.3	347.61	2648.0	2300.4	1.1111	7.5702	6.4591
84	0.055635	0.00103174	2.9318	351.75	2486.6	351.81	2649.7	2297.9	1.1229	7.5567	6.4339
85	0.057867	0.00103243	2.8258	355.95	2487.8	356.01	2651.3	2295.3	1.1346	7.5434	6.4088
86	0.060173	0.00103312	2.7244	360.16	2489.1	360.22	2653.0	2292.8	1.1463	7.5302	6.3838
87	0.062556	0.00103382	2.6271	364.36	2490.3	364.42	2654.6	2290.2	1.1580	7.5170	6.3590
88	0.065017	0.00103452	2.5340	368.56	2491.5	368.63	2656.3	2287.6	1.1696	7.5040	6.3343
89	0.067558	0.00103524	2.4447	372.76	2492.7	372.83	2657.9	2285.1	1.1813	7.4910	6.3097
90	0.070182	0.00103595	2.3591	376.97	2493.9	377.04	2659.5	2282.5	1.1929	7.4781	6.2853
91	0.072890	0.00103668	2.2770	381.17	2495.2	381.25	2661.2	2279.9	1.2044	7.4653	6.2609
92	0.075684	0.00103741	2.1982	385.38	2496.4	385.46	2662.8	2277.3	1.2160	7.4526	6.2367
93	0.078568	0.00103814	2.1227	389.59	2497.6	389.67	2664.4	2274.7	1.2275	7.4400	6.2126
94	0.081541	0.00103888	2.0502	393.80	2498.8	393.88	2666.0	2272.1	1.2389	7.4275	6.1886
95	0.084608	0.00103963	1.9806	398.00	2500.0	398.09	2667.6	2269.5	1.2504	7.4151	6.1647
96	0.087771	0.00104038	1.9137	402.21	2501.2	402.30	2669.2	2266.9	1.2618	7.4027	6.1409
97	0.091030	0.00104114	1.8496	406.43	2502.4	406.52	2670.8	2264.3	1.2732	7.3904	6.1172
98	0.094390	0.00104191	1.7879	410.63	2503.6	410.73	2672.4	2261.7	1.2846	7.3783	6.0937
99	0.097852	0.00104268	1.7287	414.85	2504.8	414.95	2674.0	2259.0	1.2959	7.3661	6.0702
100	0.10142	0.00104346	1.6718	419.06	2506.0	419.17	2675.6	2256.4	1.3072	7.3541	6.0469
101	0.10509	0.00104425	1.6171	423.28	2507.2	423.39	2677.1	2253.8	1.3185	7.3422	6.0237
102	0.10887	0.00104504	1.5644	427.50	2508.4	427.61	2678.7	2251.1	1.3297	7.3303	6.0006
103	0.11277	0.00104583	1.5139	431.71	2509.6	431.83	2680.3	2248.5	1.3410	7.3185	5.9775
104	0.11678	0.00104664	1.4652	435.93	2510.7	436.05	2681.8	2245.8	1.3522	7.3068	5.9546
105	0.12090	0.00104744	1.4184	440.14	2511.9	440.27	2683.4	2243.1	1.3633	7.2952	5.9318
106	0.12515	0.00104826	1.3733	444.37	2513.0	444.50	2684.9	2240.4	1.3745	7.2836	5.9091
107	0.12952	0.00104908	1.3300	448.59	2514.2	448.73	2686.5	2237.7	1.3856	7.2721	5.8865
108	0.13401	0.00104991	1.2882	452.81	2515.4	452.95	2688.0	2235.1	1.3967	7.2607	5.8640
109	0.13863	0.00105074	1.2480	457.03	2516.5	457.18	2689.5	2232.4	1.4078	7.2493	5.8416
110	0.14338	0.00105158	1.2093	461.27	2517.7	461.42	2691.1	2229.6	1.4188	7.2381	5.8193
111	0.14826	0.00105243	1.1720	465.49	2518.8	465.65	2692.6	2226.9	1.4298	7.2269	5.7970
112	0.15328	0.00105328	1.1361	469.72	2520.0	469.88	2694.1	2224.2	1.4408	7.2157	5.7749
113	0.15844	0.00105414	1.1014	473.95	2521.1	474.12	2695.6	2221.5	1.4518	7.2047	5.7529
114	0.16374	0.00105500	1.0680	478.18	2522.2	478.35	2697.1	2218.7	1.4628	7.1937	5.7309
115	0.16918	0.00105588	1.0358	482.41	2523.4	482.59	2698.6	2216.0	1.4737	7.1828	5.7091
116	0.17477	0.00105675	0.99522	486.65	2526.2	486.83	2700.1	2213.2	1.4846	7.1719	5.6873
117	0.18052	0.00105764	0.97486	490.89	2525.5	491.08	2701.5	2210.5	1.4954	7.1611	5.6657
118	0.18641	0.00105853	0.94598	495.12	2526.7	495.32	2703.0	2207.7	1.5063	7.1504	5.6441
119	0.19246	0.00105942	0.91811	499.36	2527.8	499.56	2704.5	2204.9	1.5171	7.1397	5.6226
120	0.19867	0.00106033	0.89121	503.60	2528.8	503.81	2705.9	2202.1	1.5279	7.1291	5.6012