



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ALAGOAS
CENTRO DE TECNOLOGIA - CTEC
CURSO DE ENGENHARIA QUÍMICA



DEIDIANE SOARES DA SILVA

AVALIAÇÃO DE EVAPORADORES DE MÚLTIPLO EFEITO REAL UTILIZANDO EXCEL

Maceió
2024



UNIVERSIDADE FEDERAL DE ALAGOAS
CENTRO DE TECNOLOGIA - CTEC
CURSO DE ENGENHARIA QUÍMICA



DEIDIANE SOARES DA SILVA

AVALIAÇÃO DE EVAPORADORES DE MÚLTIPLO EFEITO REAL UTILIZANDO EXCEL

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado ao curso de Engenharia Química da Universidade Federal de Alagoas como requisito para a obtenção do título de Bacharel em Engenharia Química.

Orientador/a: Prof. Dr. Altair Marques da Silva

Coorientador/a: Prof. Dr. Wagner Roberto de Oliveira Pimentel

Maceió
2024

Catálogo na fonte
Universidade Federal de Alagoas
Biblioteca Central
Divisão de Tratamento Técnico

Bibliotecária: Helena Cristina Pimentel do Vale CRB-4/ 661

- S586a Silva, Deidiane Soares da.
Avaliação de evaporadores de múltiplo efeito real utilizando excel / Deidiane Soares da Silva. – 2024.
44 f. : il.
- Orientador: Altair Marques da Silva.
Coorientador: Wagner Roberto de Oliveira Pimentel.
Monografia (Trabalho de Conclusão de Curso em Engenharia Química) – Universidade Federal de Alagoas, Centro de Tecnologia, Maceió, 2024.
- Bibliografia: f. 39-41.
Anexos: f. 42-44.
1. Evaporadores. 2. Coeficiente de desempenho. 3. Excel (Programa de computador).
I. Título.

CDU: 621.5.048

Dedico

Esse trabalho ao meu Deus, pois sem Ele nada disso seria possível, a minha mãe, Maria José Soares e minha irmã, Diana Soares, pois não mediram esforços para que eu chegasse até essa etapa de minha vida.

AGRADECIMENTOS

À Deus, por ser meu porto seguro e me dar força e ânimo a continuar nessa caminhada e em todos os dias da minha vida, sem Ele nada disso seria possível. Por Seu amor e cuidado, dando-me coragem.

Aos meu pais, em específico a minha mãe, Maria José Soares, e a minha irmã, Diana Soares, por todo amor, cuidado, dedicação, por acreditarem em mim, por encorajar e acreditar que seria possível os meus sonhos, essa vitória não é minha, é nossa. Foram vocês que se alegraram e choraram junto comigo. Obrigada por tudo.

Gostaria de expressar a minha gratidão ao Rodrigo Madeiros, pela dedicação, por acreditar em mim, por sempre estar comigo, pois o considero como meu irmão.

Ao professor Altair Marques, por ter aceitado me orientar, acreditado em mim, pela sua paciência, disponibilidade e sabedoria em conduzir este estudo. Ao professor Wagner Pimentel, pela disponibilidade, prontidão e suporte ofertado, por acreditar que sou capaz.

A minha amiga, Ana Carolina Silva Melo, no qual tornou-se mais que uma colega de curso, uma irmã. Sua amizade, é um presente em minha vida. Obrigada por todo suporte. A Regina Brandão pelos momentos vividos. Aos amigos e irmãos em Cristo.

“Certamente que a bondade e misericórdia do Senhor me seguirão todos os dias da minha; e habitarei na casa do Senhor por longos dias.”

Salmos 23:6

RESUMO

A evaporação trata-se do processo de concentração de soluções, no qual ocorre por meio da eliminação do solvente através da fervura (geração de vapor). Na indústria química tem uma importância significativa, principalmente do ponto de vista energético. Quando o processo ocorre em um único estágio, denomina-se simples efeito. No entanto, é muito comum encontrarmos ocorrendo em vários estágios, denominando-se evaporação em múltiplos efeitos. A evaporação em múltiplos efeitos é utilizada em inúmeros processos, como, por exemplo, produção de açúcar, leite condensado, sais, indústria do cloro-soda, etc. O vapor produzido em um efeito possui uma entalpia elevada e por isso é conduzida ao efeito seguinte até o último evaporador, proporcionando, desta forma, um melhor aproveitamento energético do processo. Desta forma, este Trabalho de Conclusão de Curso, busca avaliar os evaporadores de múltiplos efeitos utilizando o Excel, tendo em vista que os balanços de massa e energia possui muitas variáveis para serem analisadas. Além disso, essa ferramenta é de fácil acesso para os estudante e profissionais da área. Mediante aos dados reais fornecidos por uma indústria sucro energética local, foi possível calcular as correntes do caldo concentrado, vapor gerado e o vapor de aquecimento. Desta forma, obtivemos a economia de vapor do equipamento (E_v) que corresponde ao coeficiente de desempenho para cada caixa individualmente e então determinamos o coeficiente de desempenho global (COP) para o conjunto dos evaporadores. Segundo a literatura, um sistema de evaporação eficiente deve ter $E_v > 1$. Nossos cálculos constataram que o sistema estudado atende a esta exigência com sobra. Cada 1 Kg de vapor consumido evaporou 2,6 Kg de água em média. Além disso, realizamos o cálculo da taxa de evaporação a partir da estimativa dos coeficientes globais de troca térmica em cada caixa e da avaliação das áreas de troca. Constatou-se que a diminuição da área de troca está em acordo com a diminuição da taxa de evaporação. O conjunto de resultados demonstrou que a conveniência da ferramenta EXCEL pode ser utilizada com no cálculo de eficiência de evaporadores de múltiplo efeito

Palavras-chave: evaporadores, coeficiente de desempenho, Excel.

ABSTRACT

Evaporation is the process of concentrating solutions, which occurs through the elimination of the solvent through boiling (steam generation). In the chemical industry it has significant importance, especially from an energy point of view. When the process occurs in a single stage, it is called a simple effect. However, it is very common to find it occurring in several stages, called multiple-effect evaporation. Multiple-effect evaporation is used in numerous processes, such as, for example, the production of sugar, condensed milk, salts, the chlor-alkali industry, etc. The steam produced in one effect has a high enthalpy and is therefore carried to the next effect until the last evaporator, thus providing better energy use of the process. Therefore, this Course Completion Work seeks to evaluate multiple-effect evaporators using Excel, bearing in mind that mass and energy balances have many variables to be analyzed. Furthermore, this tool is easy to access for students and professionals in the field. Using real data provided by a local sugar and energy industry, it was possible to calculate the currents of concentrated juice, steam generated and heating steam. In this way, we obtained the equipment vapor savings (EV) that corresponds to the coefficient of performance for each box individually and then determined the global coefficient of performance (COP) for the set of evaporators. According to the literature, an efficient evaporation system must have $Ev > 1$. Our calculations found that the system studied meets this requirement perfectly. Every 1 kg of steam consumed evaporated 2.6 kg of water on average. Furthermore, we calculated the evaporation rate based on the estimation of the global heat exchange coefficients in each box and the evaluation of the exchange areas. It was found that the decrease in the exchange area is in agreement with the decrease in the evaporation rate. The set of results demonstrated that the convenience of the EXCEL tool can be used to calculate the efficiency of multiple effect evaporators.

Keywords: evaporators, coefficient of performance, Excel.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Evaporador Simples Efeito	18
Figura 2: Evaporadores Múltiplos Efeitos.....	18
Figura 3: Evaporador de tubos horizontais.....	20
Figura 4: Evaporadores do tubos verticais curtos.....	20
Figura 5: Evaporador do tipo cesta.....	21
Figura 6: Evaporador de tubos verticais longos	21
Figura 7: Concorrente	23
Figura 8: Contracorrente.....	23
Figura 9: Mista	24
Figura 10: Espelho superior da calandra	25
Figura 11: Balanço de massa e térmico realizado no Excel	35
Figura 12: Ábaco de Othmer e Silvis	43

LISTA DE TABELAS

Tabela 1: Dados oriundos da Industria Sucro Energética.....	34
Tabela 2: Calor transferido e Coeficiente de troca térmica	36
Tabela 3: Vapor de entrada e vapor gerado no efeito.....	36
Tabela 4: Taxa de evaporação em cada efeito	37
Tabela 5: Calor de transferência e o coeficiente de transferência	38
Tabela 6: Propriedades do vapor saturado (unidades SI) (continua).....	44

LISTA DE ABREVIATURAS

Q	Quantidade de calor trocada por tempo
U	Coeficiente global de troca térmica
A	Área de troca térmica
V	Vazão mássica de vapor produzido no evaporador pela ebulição da solução
V_i	Vazão mássica de vapor produzido no evaporador i pela ebulição da solução, onde i varia de 1 a 4
H_S	Entalpia do vapor saturado alimentado no evaporador
H_V	Entalpia do vapor produzido no evaporador
H_i	Entalpia do vapor produzido no evaporador i, onde i varia de 1 a 4
H_{iS}	Entalpia do condensado que sai da câmara de vapor de aquecimento i + 1 S Vazão mássica de vapor de aquecimento
H_L	Entalpia do condensado que sai da câmara de vapor de aquecimento
L	Vazão mássica de alimentação da solução diluída
L_i	Vazão mássica de solução concentrada produzida no evaporador i, onde i varia de 1 a 4
h_L	Entalpia da solução concentrada produzida no evaporador
h_F	Entalpia da solução diluída alimentada no evaporador
h_i	Entalpia da solução concentrada produzida no evaporador i, onde i varia de 1 a 4
x_F	Fração mássica de sólidos na alimentação
x_L	Fração mássica de sólidos na solução concentrada
F	Vazão mássica de alimentação da solução diluída
COP	Coeficiente de desempenho
T_{caldo}	Temperatura do caldo clarificado
B	Brix do caldo clarificado
EPE	Elevação do ponto de ebulição
λ_i	Calor de latente de vaporização do caldo clarificado na temperatura de saturação do evaporador i

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	14
2. OBJETIVOS.....	16
2.1. Objetivo Geral	16
2.2. Objetivos específicos	16
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	17
3.1 Evaporadores.....	17
3.2 Tipos de Evaporadores	19
3.2.1 Circulação Natural	19
3.2.2 Circulação Forçada.....	22
3.2.3 Paralelo ou concorrente.....	22
3.2.4 Contracorrente.....	22
3.2.5 Mista.....	23
3.3 Processo de Evaporação em uma Usina de Açúcar.....	24
3.4 Elevação do Ponto de Ebulição (EPE).....	25
3.4.1 Pressão	25
3.4.2 Brix.....	26
3.5 Coeficiente de Vapor (COP).....	26
3.6 Estimativa do Coeficiente de Troca Térmica	27
4. METODOLOGIA	28
4.1 Coeficiente global de transferência de calor	31
4.2 Calor específico e Elevação do ponto de ebulição (EPE).....	32
4.3 Entalpia	32
4.4 Taxa de Evaporação.....	34
5. RESULTADO E DISCUSSÃO	35
6. CONCLUSÃO	39

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	40
ANEXO A: TABELAS E GRÁFICOS	43

1. INTRODUÇÃO

No Brasil, o primeiro engenho de açúcar foi introduzido na ilha de São Vicente – SP, por Martim Afonso de Sousa por volta do século XVI (RODRIGUES; ROSS, 2020). À vista disso, posteriormente o açúcar passou a ser produzido nos estados do Rio de Janeiro, Espírito Santo, Sergipe e Alagoas. No entanto, Pernambuco foi a região que mais desenvolveu com cerca de 70 unidades (D'AGOSTINI, *et. al.* 2023).

A origem de Alagoas teve seu início a partir da atividade canavieira, sendo em meados da década de 1891, em Atalaia, que foi criada a primeira usina de Alagoas fundada pelo francês Barão de Vendesment para a produção de açúcar. Posteriormente, o setor cresceu e passou a produzir além do açúcar também o etanol. À vista disso, a usina ao longo do tempo passou por modernização, onde deixou a utilização da força animal na moenda e passou a mover-se por meio da água e com isso surgiu a usina movida a vapor (SINDAÇÚCAR, 2023).

O Brasil é conhecido como um dos principais produtores da cana de açúcar no mundo, além disso, a indústria sucroalcooleira é um dos principais pilares da economia brasileira (PEREIRA, 2019). Ademais a isto, tal segmento corrobora para a geração de empregos de forma direta e indireta.

Mediante ao supracitado, a partir da cana são produzidos o açúcar, álcool anidro e hidratado, além disso o bagaço também é utilizado como insumo na geração de energia térmica na forma de vapor e energia elétrica (ALCARDE, 2022). No entanto, tendo em vista que a usina demanda de uma grande quantidade de energia a mesma utiliza-a cerca de 60 a 90% desse insumo.

Uma das operações unitárias que consiste na produção de açúcar é o processo de evaporação, no qual um dos componentes não-volátil, soluto dissolvido, de um líquido volátil, sendo este água, separa por meio da vaporização, a fim concentrar o soluto (AZEVEDO; ALVES, 2021). Mediante a isso, a evaporação demanda muita energia para concentrar o caldo clarificado (evaporar a água contida na solução).

Para que ocorra a evaporação é necessário o fornecimento de vapor, através do uso de vapor, onde este irá ceder calor para o fluido frio (caldo clarificado), no qual entra em ebulição e o solvente (água) é removido na forma de vapor, concentrando assim o caldo clarificado. O vapor gerado é então aproveitado na próxima caixa, assim por diante. O condensado sai na forma de líquido condensado e em alguns casos é utilizado para auxiliar a evaporação na próxima caixa ou enviado para outros pontos do processo.

Quando este processo ocorre em um único estágio no qual denomina-se simples efeito. Porém é muito comum encontrarmos ocorrendo em vários estágios, denominando-se evaporação em múltiplos efeitos. O vapor produzido no primeiro efeito possui uma entalpia elevada por isso é conduzida ao efeito seguinte, proporcionando, desta forma, um melhor aproveitamento energético do processo.

Além disso, é suma importância o balanço energético tendo vista que durante o processo de evaporação demanda muita energia, no qual parte dessa energia, no primeiro efeito, é fornecida pelas caldeiras, mas no decorrer desta etapa também gera muito vapor, denominado de vapor vegetal de baixa pressão sendo utilizado nos demais equipamentos da usina (ALBUQUERQUE, 2014).

Desta forma, para obtenção do rendimento do processo, faz-se necessário uma avaliação dos balanços de massa e energia dos evaporadores de múltiplo efeito. Uma vez que os valores de entalpia variam de acordo com a temperatura de cada efeito, além da vazão mássica (e/ou vazão volumétrica) e a concentração de sólidos dissolvidos também variar para cada evaporador (efeito), sendo necessário o balanço de massa. Logo, torna-se essencial o uso de uma ferramenta de fácil acesso, Excel, para estudante e profissionais, tendo em vista que o estudo de evaporadores de múltiplos efeitos envolve muitas variáveis. À vista disso, o Excel dispõe de funções para o auxiliar a determiná-los.

2. OBJETIVOS

2.1. Objetivo Geral

Aplicação de conhecimentos da Engenharia Química na resolução de um problema industrial real, sendo este, evaporadores de múltiplos efeitos, utilizando como ferramenta a plataforma Excel.

2.2. Objetivos específicos

- Aplicar conhecimentos de termodinâmica, balanços de massa e energia na resolução de um problema real de Engenharia Química, neste caso, evaporadores de múltiplos efeitos.
- Aplicar as ferramentas disponíveis no Excel para resolução do sistema de equações envolvidas no sistema em estudo.
- Determinar a eficiência térmica do processo de evaporação por múltiplos efeitos.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

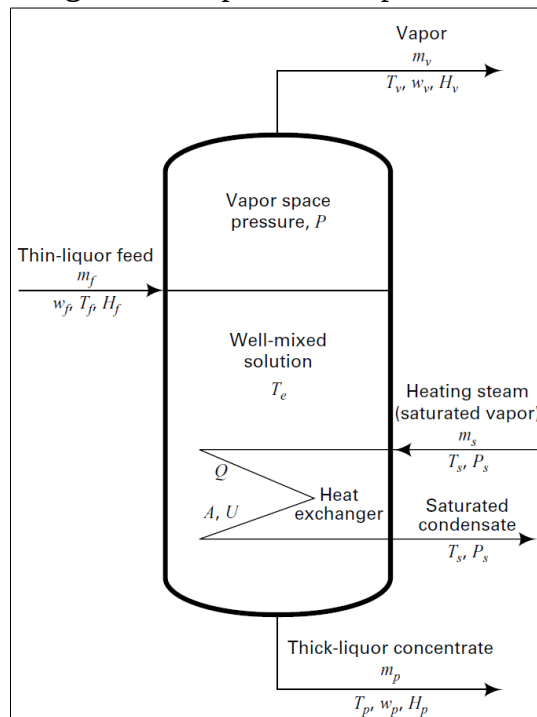
3.1 Evaporadores

A evaporação é uma das mais importantes operações unitárias no processo químico industrial. No caldo de cana temos entre 75% a 82% de água e entre 18% a 25% de sólidos solúveis, ou seja, consideram-se três partes de água para cada parte da matéria-prima (VITAL, 2020). Com isso é necessário a remoção dessa água para concentração do caldo clarificado e posterior produção do açúcar. Para conseguir obter caldo concentrado denominado de “xarope” é preciso ter um sistema de evaporação, um dos principais processos da fabricação de açúcar.

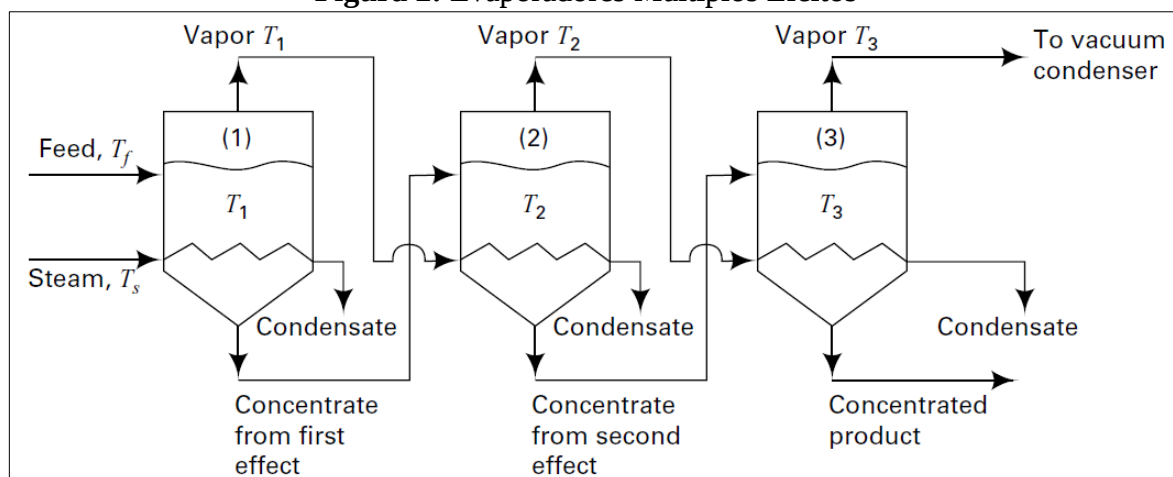
O objetivo do sistema de evaporação do caldo é a remoção da maior parcela possível da água contida no caldo clarificado oriundo do tratamento de caldo, sem que haja a cristalização da sacarose. Ou seja, tem como objetivo a máxima concentração sem o aparecimento de cristais de sacarose, pois a função da evaporação é somente retirar a água no caldo clarificado tornando caldo concentrado que seguirá para os cozedores na fabricação de açúcar. Normalmente, usa-se para concentrar o caldo de 60 a 65° brix, segundo Hugot, 1977. Este termo “Brix” é muito utilizado na indústria sucroenergética como parâmetro de medição expressa em peso/peso dos sólidos solúveis contido em uma solução de sacarose. Brix: é a porcentagem aparente de sólidos solúveis contido em soluções açucaradas impuras.

A evaporação é considerada dentre todas as operações que envolvem a fabricação de açúcar e álcool, a etapa que possibilita os principais ganhos em eficiência energética. À vista disso, Piza (REVISTA ALCOBRAS, 2019) discorre, “é o coração do balanço energético. Com um bom trabalho nesta operação, a usina consegue obter mais energia e ficar mais competitiva”. 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, dito vapor vegetal, de baixa pressão, utilizados por outros equipamentos da usina. Esta operação ocorre em um equipamento adequado denominado evaporador (ALBUQUERQUE, 2014).

Evaporadores são equipamentos de troca térmica que possuem a função de concentrar soluções diluídas conforme a necessidade do processo. São encontrados em diferentes formas e tamanhos, e podem ser classificados como evaporadores de simples, ou de múltiplos efeitos, conforme as Figuras 01 e 02 respectivamente. Para Guimarães (2018), uma melhor eficiência energética na usina é obtida através do uso de evaporadores de múltiplos efeitos, ao invés de simples efeito.

Figura 1: Evaporador Simples Efeito

Fonte: Seader, 2011

Figura 2: Evaporadores Múltiplos Efeitos

Fonte: Seader, 2011

Um sistema de evaporadores de múltiplos 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 ou multijato (ARAÚJO, 2013). O vapor de escape das turbinas entra no primeiro efeito, condensa, transfere calor para o caldo que se encontra dentro dos tubos, produzindo assim a evaporação da água (caldo). Este vapor produzido recebe o nome de vapor vegetal. O 2º e os demais

evaporadores são aquecidos pelo vapor vegetal do efeito anterior, isto é, o vapor vegetal é utilizado no evaporador (efeito) seguinte. O evaporador múltiplo efeito é econômico ao usar vapor vegetal.

3.2 Tipos de Evaporadores

Na indústria existem alguns tipos de evaporadores, no qual a forma com que ocorre a troca de calor e a separação da solução permite classificá-los em circulação natural e forçada (ARAUJO, 2013).

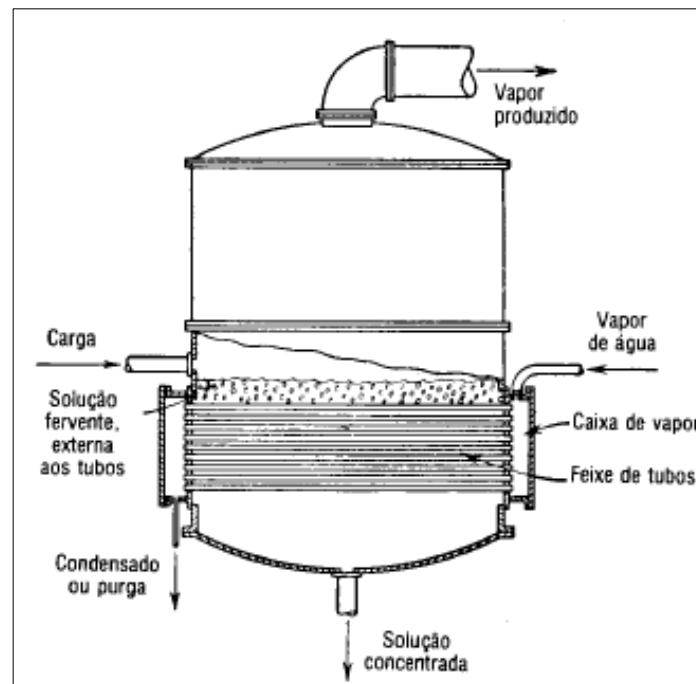
3.2.1 Circulação Natural

Evaporadores de circulação natural são aqueles onde ocorre a convecção natural, isto é, o movimento da solução acontece devido a diferença de densidade em virtude do aquecimento e ebulição. Ademais a isto, são utilizados com materiais pouco viscosos. (ARAUJO, 2013).

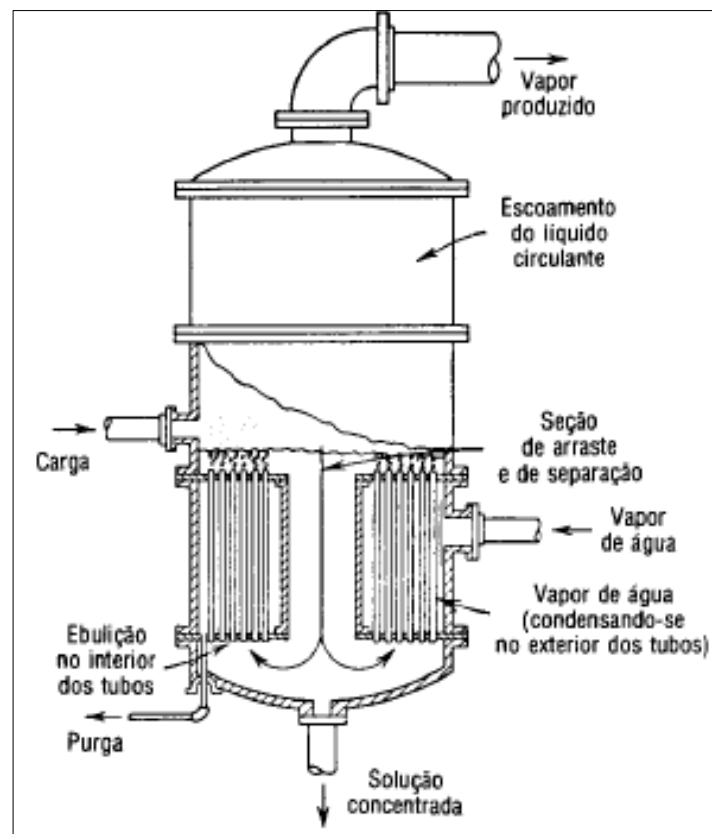
O evaporador de tubos horizontais, demonstrado na Figura 03 abaixo, consiste na solução ferver passar na parte externa dos tubos e, dessa forma, na parte interna o vapor de água condensa. Mediante a isso, os tubos horizontais influencia na circulação natural do líquido fervente e, com isso minimiza a agitação das moléculas corroborando com um coeficiente global mais baixo quando comparado com os demais evaporadores (FOUST et al, 1982).

Os evaporadores de tubos verticais são classificados em tubos curtos e o tipo cesta, ambos o caldo clarificado, xarope, se concentra no interior dos tubos e o vapor de aquecimento passa em uma câmara de vapor, no qual passam os tubos, demonstrado no anexo A Figura 04 e 05. No entanto, o tipo cesta forma uma caixa suspensa no centro. À vista disso, o aquecimento que ocorre no interior dos tubos provoca um escoamento ascendente, logo o caldo que foi concentrado escoar para baixo por meio do anel que circunda a cesta. Já os tubos curtos o caldo concentrado escoar para cima através dos tubos e posteriormente para anel central (FOUST et al, 1982).

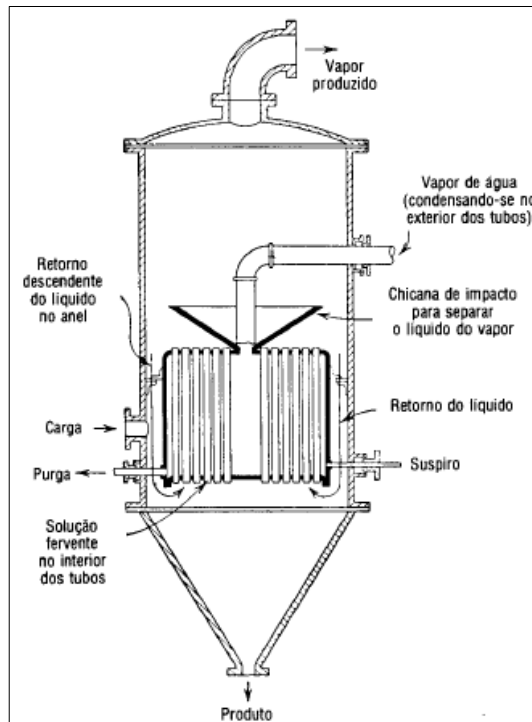
Mediante ao supracitado, tem-se ainda os evaporadores de tubos verticais longos, estes possuem uma vazão elevada em virtude da convecção natural. A mistura do líquido e vapor sai pela parte superior dos tubos em direção a chicana que devido a velocidade do caldo concentrado ser elevada a mesma atua como um separador de espuma.

Figura 3: Evaporador de tubos horizontais

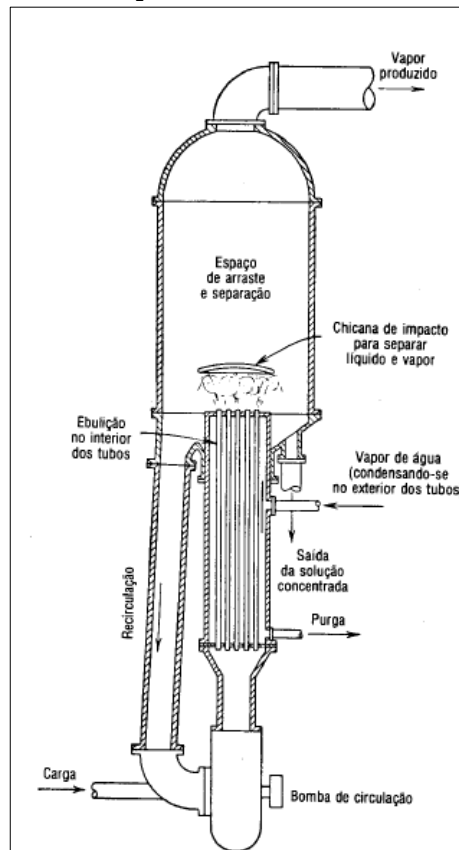
Fonte: Foust, 1982

Figura 04:**Figura 4:** Evaporadores de tubos verticais curtos

Fonte: Foust, 1982

Figura 5: Evaporador do tipo cesta

Fonte: Foust, 1982

Figura 6: Evaporador de tubos verticais longos

Fonte: Foust, 1982

3.2.2 Circulação Forçada

Na circulação forçada ocorre através do aumento da velocidade de escoamento da solução na parte interna dos tubos, logo aumenta o coeficiente de transmissão de calor por convecção. No entanto, quando as soluções são muito viscosas ou então apresentam tendência a incrustação é necessário a instalação de uma bomba. Desse modo, a circulação forçada faz com que as unidades tornem-se imperceptíveis as vazões ou as variações nas propriedades físicas (ARAUJO, 2013).

3.2.3 Paralelo ou concorrente

Nesta configuração a solução, caldo clarificado (xarope), e o vapor entram no primeiro efeito, circulam no sentido em que as pressões e a temperatura são decrescente, isto é, o caldo e o vapor circula do primeiro até o último efeito, apresentado na figura (AZEVEDO; ALVES, 2021).

A vantagem dessa configuração é que não precisa de bombas para deslocar a solução de um para outro efeito. A desvantagem é que tem que efetuar todo aquecimento de carga no primeiro efeito, de modo que neste estágio a quantidade de vapor gerada pelo vapor de água de aquecimento, o que provoca economia mais baixa (FOUST, et. al., 1982).

3.2.4 Contracorrente

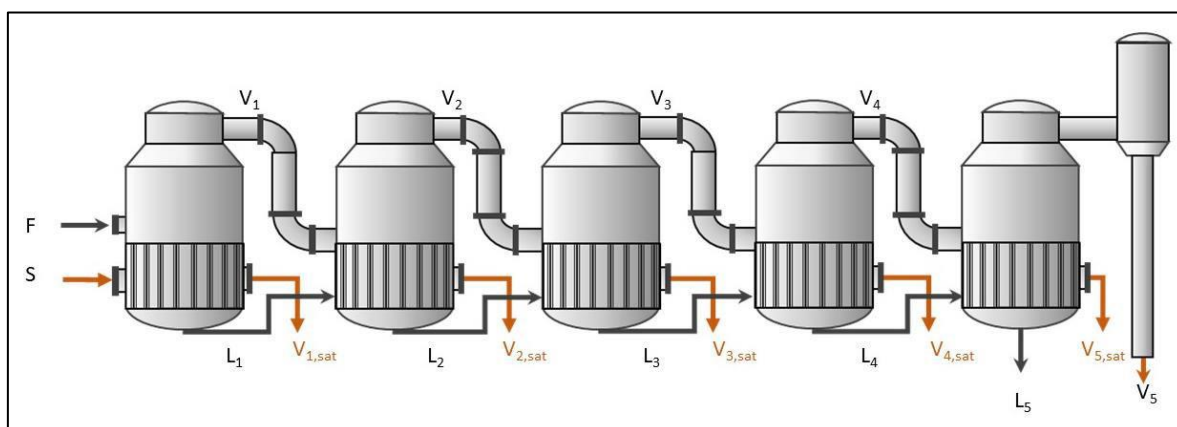
A configuração contracorrente, a corrente da solução entra no último efeito, enquanto o vapor de aquecimento tem o sentido oposto, sendo alimentado no primeiro efeito como mostra a Figura (AZEVEDO; ALVES, 2021).

Uma das desvantagens nessa configuração é a necessidade do uso de bombas. No entanto, a vantagem é que a solução está aquecida na entrada de cada efeito proporcionando uma melhor economia quando comparado com a configuração em paralelo (FOUST, et. al., 1982).

3.2.5 Mista

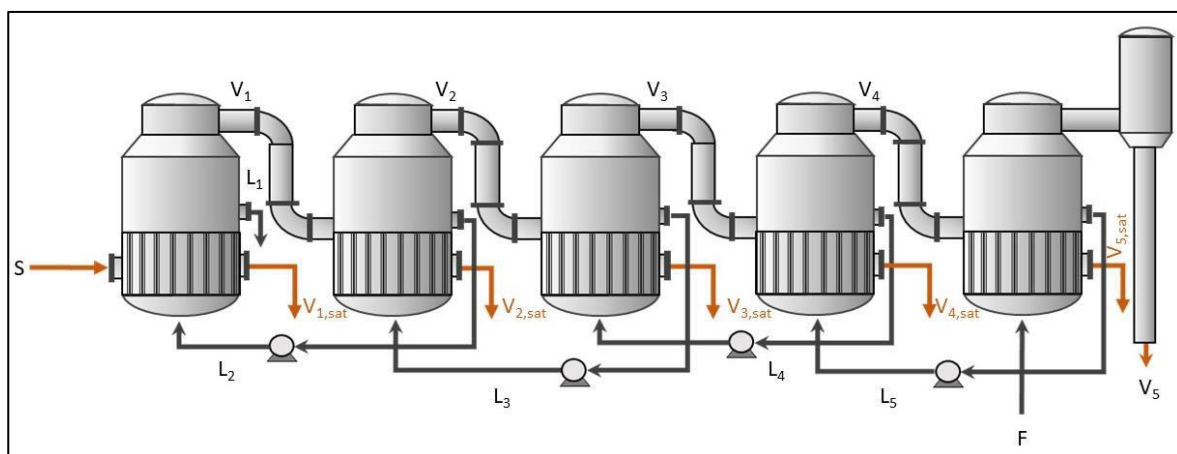
Na configuração mista a alimentação é realizada em um estágio intermediário, circula para os próximos efeitos e retorno para o primeiro efeito, exposto na Figura. Este tipo de configuração é recomendado para solução que possuem alta viscosidade (MILCENTE e PEREIRA, 2013 *apud* COSTA, 2018).

Figura 7: Concorrente

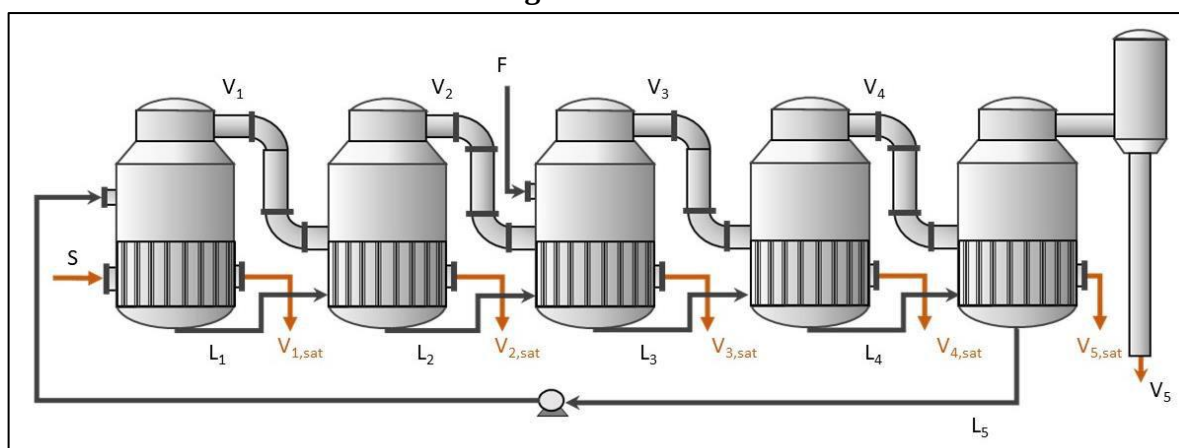


Fonte: Costa, 2018

Figura 8: Contracorrente



Fonte: Costa, 2018

Figura 9: Mista

Fonte: Costa, 2018

3.3 Processo de Evaporação em uma Usina de Açúcar

O objetivo da evaporação é concentrar o caldo clarificado, produzindo o xarope com um brix de 60 – 70°. A concentração do caldo, por motivos técnicos e econômicos, é realizada em duas etapas (GUIMARÃES, 2018). A primeira em evaporadores de múltiplos efeitos aquecidos a vapor, produzindo “xarope”. A segunda etapa realiza-se em evaporadores de simples efeito, aquecidos a vapor, denominados cozedores. Nestes o caldo entra na forma de “xarope” e sai na forma de massa cozida, na qual a sacarose apresenta-se parcialmente cristalizada.

Um evaporador de usina de açúcar é constituído principalmente por uma calandra tubular, a qual serve como aparelho de intercâmbio do calor: o vapor de aquecimento envolve os tubos externamente e o caldo a ser evaporado está no interior dos tubos.

A calandra situa-se no fundo do evaporador e é constituída por duas placas perfuradas, uma superior e uma inferior denominadas espelhos, os quais são interligados pelos tubos. Existe na calandra um tubo central de diâmetro maior que os tubos periféricos, como mostrado na Figura 10 Desta maneira, durante a evaporação existem duas correntes de circulação de caldo, uma ascendente nos tubos periféricos para o centro e uma segunda descendente pelo tubo central.

Figura 10: Espelho superior da calandra



Fonte: Autora, 2024

3.4 Elevação do Ponto de Ebulição (EPE)

Estabelece-se que a elevação do ponto de ebulição é a diferença entre o ponto de ebulição da solução e o ponto de ebulição do solvente na mesma pressão (ARAÚJO, 2013). Posto isto, um dos fatores de suma importância que ocorre durante o processo de concentração do soluto, brix do caldo, é o aumento do ponto de ebulição, tendo em vista que a medida a solução se concentra, passa ao longo dos efeitos dos evaporadores, a temperatura de ebulição aumenta juntamente com a pressão, visto que ambas estão intrinsecamente correlacionada.

3.4.1 Pressão

A temperatura de ebulição da água depende da pressão. Smith; Van Ness; Abbott (2007), apresentam dados de temperaturas de ebulição correspondentes às várias pressões.

3.4.2 Brix

Nos evaporadores de múltiplos efeitos de uma usina a solução no qual deseja concentrar é o caldo clarificado, com isso a temperatura de ebulição sob uma determinada pressão, aumenta conforme a concentração da solução intensifica ou o brix (HUGOT, 1977).

De acordo com Hugot, para um caldo clarificado cuja pureza é elevada, determina-se a EPE por meio da equação 1 a seguir:

$$EPE = \frac{2B}{1-B} \quad (1)$$

Outro método para determinar a EPE com um brix e pureza qualquer, sob uma pressão qualquer é através do ábaco de Othmer e Silvis (FAS, 1948, p. 29), exposto no Anexo A.

3.5 Coeficiente de Vapor (COP)

A eficiência energética para evaporadores de múltiplos efeitos é determinada através do coeficiente de desempenho (COP). Kaya; Sarac (2007, *apud*, LIMA, 2020), atestaram que a alimentação em contracorrente com pré-aquecimento apresenta os valores mais elevados de COP. No entanto, para evitar a degradação do açúcar, a configuração tradicionalmente utilizada nas unidades sucroenergéticas é a concorrente.

Equação do coeficiente de desempenho:

$$COP = \frac{\sum v_i}{s} \quad (2)$$

v_i - vapores que são produzidos em cada efeito;

s - vapor de aquecimento produzido numa caldeira e transmitido para o sistema (LIMA, 2020, p.31).

A economia de vapor, de um evaporador de simples efeito, trata-se do desempenho operacional do equipamento. À vista disso, quando o equipamento apresenta uma alta economia de vapor o mesmo denota que ocorreu uma quantidade de líquido vaporizada muito grande, no qual é representada pelo vapor produzido a partir de uma determinada alimentação de vapor consumido demonstrada na Equação 03 a seguir.

$$E_V = \frac{\text{massa vaporizada}}{\text{massa de vapor consumido}} \rightarrow E_V = \frac{V}{S} \quad (3)$$

As condições econômicas são:

$$E_V < 1 \text{ (economia ruim)}$$

$$E_V = 1 \text{ (no limite mínimo)}$$

$$E_V > 1 \text{ (economia boa)}$$

3.6 Estimativa do Coeficiente de Troca Térmica

No site sugartech (*apud* JESUS, 2004, p. 53), especializado em tecnologia do açúcar, é sugerida a seguinte equação para estimar o coeficiente de troca térmica de evaporadores (Van der Poel e colaboradores, cap.11- 1ª edição, 1998)

$$U_1 = 0,465 \frac{T_{\text{caldo}}}{Brx_{\text{caldo}}} \quad (4)$$

Onde U_1 é dado em kW/m²°C.

Convertendo as unidades para aquelas empregadas neste trabalho, tem-se:

$$U_2 = 1674 \frac{T_{\text{caldo}}}{Brx_{\text{caldo}}} \quad (5)$$

Dessa maneira tem-se U_2 em kJ/m²h°C (JESUS, *op. Cit.*, 2004, p.53).

4. METODOLOGIA

Para realizar a avaliação dos evaporadores de múltiplo efeito foram necessários fazer os balanços de massa e energia de cada efeito, assim como a área de troca de térmica e avaliar a sua economia, uma vez que a demanda de vapor aquecido e vapor gerado é elevado, a fim de evaporar o solvente, sendo este a água, e concentrar o soluto obtendo dessa forma o caldo concentrado, “xarope”. Dessa forma, a análise consistiu com dados reais fornecidos por uma indústria Sucro energética da região. À vista disso, o sistema é composto por cinco evaporadores, no qual a configuração é concorrente, conforme a Figura 07.

Mediante a isso, a variável F trata-se da alimentação do caldo clarificado no primeiro efeito. Com isso, as correntes do caldo concentrado, L_i , sendo o índice i correspondente para cada efeito, assim como para as correntes do vapor gerado, V_i . Além disso, x_i , denota a concentração dos sólidos, isto é, o brix.

Balanço de massa global:

$$F = L_5 + V_1 + V_2 + V_3 + V_4 + V_5 \quad (6)$$

$$L_5 x_5 = F x_F \therefore L_5 = \frac{F x_F}{x_5} \quad (7)$$

Substituindo a equação 7 na equação 6 se obtêm:

$$F = \frac{F x_F}{x_5} + V_1 + V_2 + V_3 + V_4 + V_5 \quad (8)$$

$$F - \frac{F x_F}{x_5} = V_1 + V_2 + V_3 + V_4 + V_5$$

$$F \left(1 - \frac{x_F}{x_5} \right) = V_1 + V_2 + V_3 + V_4 + V_5 \quad (9)$$

Determinar a quantidade de água evaporada (vapor gerado), temos:

$$F = L + V \therefore L = F - V \quad (10)$$

$$FX_F = LX_L \quad (11)$$

Substituindo a Equação 10 na 11, temos:

$$FX_F = (F - V)X_L \rightarrow F \frac{X_F}{X_L} = (F - V) \rightarrow V = F - F \frac{X_F}{X_L}$$

$$V = F \left(1 - \frac{X_F}{X_L} \right) \quad (12)$$

Visto que as variáveis V_1 , V_2 , V_3 , V_4 e V_5 trata-se do vapor de água proveniente da evaporação, as frações mássicas (sólidos) correspondentes são nulas.

Evaporador 1:

Balanço de massa:

$$F = L_1 + V_1 \quad (13)$$

$$L_1 = F - V_1$$

$$Fx_F = L_1x_1 \quad (14)$$

Balanço de Energia:

$$Fh_F + SH_S = L_1h_{L_1} + V_1H_{V_1} + Sh_s \quad (15)$$

$$Fh_F + S(H_S - h_s) = L_1h_{L_1} + V_1H_{V_1} \quad (16)$$

$$S\lambda_1 = L_1h_{L_1} + V_1H_{V_1} - Fh_F \quad (17)$$

Evaporador 2:

Balanço de massa:

$$L_1 = L_2 + V_2 \quad (18)$$

$$L_2 = L_1 - V_2$$

$$L_1 x_{L_1} = L_2 x_{L_2} \quad (19)$$

Balanço de energia:

$$L_1 h_{L_1} + V_1 H_{V_1} = L_2 h_{L_2} + V_2 H_{V_2} + V_1 h_{V_1} \quad (20)$$

$$L_1 h_{L_1} + V_1 (H_{V_1} - h_{V_1}) = L_2 h_{L_2} + V_2 H_{V_2} \quad (21)$$

$$V_1 \lambda_2 = L_2 h_{L_2} + V_2 H_{V_2} - L_1 h_{L_1} \quad (22)$$

Evaporador 3

Balanço de massa

$$L_2 = L_3 + V_3 \quad (23)$$

$$L_3 = L_2 - V_3$$

$$L_2 x_{L_2} = L_3 x_{L_3} \quad (24)$$

Balanço de energia:

$$L_2 h_{L_2} + V_2 H_{V_2} = L_3 h_{L_3} + V_3 H_{V_3} + V_2 h_{V_2} \quad (25)$$

$$L_2 h_{L_2} + V_2 (H_{V_2} - h_{V_2}) = L_3 h_{L_3} + V_3 H_{V_3} \quad (26)$$

$$V_2 \lambda_3 = L_3 h_{L_3} + V_3 H_{V_3} - L_2 h_{L_2} \quad (27)$$

Evaporador 4

Balanço de massa:

$$L_3 = L_4 + V_4 \quad (28)$$

$$L_4 = L_3 - V_4$$

$$L_3 x_{L_3} = L_4 x_{L_4} \quad (29)$$

Balanço de energia:

$$L_3 h_{L_3} + V_3 H_{V_3} = L_4 h_{L_4} + V_4 H_{V_4} + V_3 h_{V_3} \quad (30)$$

$$L_3 h_{L_3} + V_3 (H_{V_3} - h_{V_3}) = L_4 h_{L_4} + V_4 H_{V_4} \quad (31)$$

$$V_3 \lambda_4 = L_4 h_{L_4} + V_4 H_{V_4} - L_3 h_{L_3} \quad (32)$$

Evaporador 5

Balanço de massa:

$$L_4 = L_5 + V_5 \quad (33)$$

$$L_5 = L_4 - V_5 \quad (34)$$

$$L_4 x_{L_4} = L_5 x_{L_5} \quad (35)$$

Balanço de energia:

$$L_4 h_{L_4} + V_4 H_{V_4} = L_5 h_{L_5} + V_5 H_{V_5} + V_4 h_{V_4} \quad (36)$$

$$L_4 h_{L_4} + V_4 (H_{V_4} - h_{V_4}) = L_5 h_{L_5} + V_5 H_{V_5} \quad (37)$$

$$V_4 \lambda_5 = L_5 h_{L_5} + V_5 H_{V_5} - L_4 h_{L_4} \quad (38)$$

4.1 Coeficiente global de transferência de calor

Tendo em vista que na literatura não dispõe de uma equação geral é possível avaliar e determinar por meio das áreas de troca térmica de cada evaporador, condensação do vapor de aquecimento e a diferença de temperaturas, como mostrado nas equações abaixo, o coeficiente

global de troca térmica. Além dessa equação mencionada abaixo, o site sugartech (*apud* JESUS, 2004, p. 53) propõe a equação 5, denotada acima, sendo específico para a produção de açúcar.

$$q = S(H_V - h_V) \quad (39)$$

$$q = UA\Delta T \quad (40)$$

$$U = \frac{S(H_V - h_V)}{A\Delta T} \quad (41)$$

4.2 Calor específico e Elevação do ponto de ebulição (EPE)

Araujo (2013) e Hugot (1977), fornecem as equações para o cálculo do calor específico, bem como a elevação do ponto de ebulição, nos quais ambos utilizam o brix para o cálculo. Posto isto, a diferença entre estes não é expressiva, logo, a equação é expressada abaixo.

$$Cp = 4,19 - 2,35 \cdot x \quad (42)$$

$$EPE = 1,78x + 6,22x^2 \quad (43)$$

4.3 Entalpia

A entalpia, proveniente das correntes de vapor (H_{vi}) foram calculadas por intermédio das equações a seguir. As variáveis H_1 , H_2 , H_3 , H_4 e H_5 , entalpias de saturação de vapor, são encontradas por meio de tabelas de vapor saturado (Anexo A).

$$H_{V_1} = H_1 + 0,46 \frac{Kcal}{Kg \cdot ^\circ C} \cdot epe \quad (44)$$

$$H_{V_2} = H_2 + 0,46 \frac{Kcal}{Kg \cdot ^\circ C} \cdot epe \quad (45)$$

$$H_{V_3} = H_3 + 0,46 \frac{Kcal}{Kg \cdot ^\circ C} \cdot epe \quad (46)$$

$$H_{V_4} = H_4 + 0,46 \frac{Kcal}{Kg \cdot ^\circ C} \cdot epe \quad (47)$$

$$H_{V_5} = H_5 + 0,46 \frac{Kcal}{Kg.^{\circ}C} . epe \quad (48)$$

Mediante ao supracitado, têm-se ainda os calores latentes de vaporização, λ_i , no qual são descritos pelas Equações de 49 a 53. Onde, os termos h_{V1} , h_{V2} , h_{V3} , h_{V4} e h_{V5} são derivados da entalpia do vapor condensado, sendo determinadas através da tabela de vapor saturado que está no Anexo A.

$$\lambda_1 = H_S - h_S \quad (49)$$

$$\lambda_2 = H_{V_1} - h_{V_1} \quad (50)$$

$$\lambda_3 = H_{V_2} - h_{V_2} \quad (51)$$

$$\lambda_4 = H_{V_3} - h_{V_3} \quad (52)$$

$$\lambda_5 = H_{V_4} - h_{V_4} \quad (53)$$

Além disso, as entalpias das correntes de soluções, h_i , o caldo clarificado que vai concentrando ao longo dos efeitos, é calculado mediante as equações abaixo. Com isso, T_R representa a temperatura de referência $0^{\circ}C$.

$$h_F = C_{P_F}(T_F - T_R) \quad (54)$$

$$h_{L_1} = C_{P_1}(T_1 - T_R) \quad (55)$$

$$h_{L_2} = C_{P_2}(T_2 - T_R) \quad (56)$$

$$h_{L_3} = C_{P_3}(T_3 - T_R) \quad (57)$$

$$h_{L_4} = C_{P_4}(T_4 - T_R) \quad (56)$$

$$h_{L_5} = C_{P_5}(T_5 - T_R)$$

(58)

4.4 Taxa de Evaporação

A taxa de evaporação determina a quantidade de solvente (água) que é evaporado por unidade de área

$$Taxa = \frac{V_1}{A_1}$$

(59)

$$Taxa = \frac{V_2}{A_2}$$

(60)

$$Taxa = \frac{V_3}{A_3}$$

(61)

$$Taxa = \frac{V_4}{A_4}$$

(62)

$$Taxa = \frac{V_5}{A_5}$$

(63)

Dados obtidos da Industria Sucro Energética e extraídos de SILVA (1987), estão apresentados na Tabela 1.

Tabela 1: Dados oriundos da Industria Sucro Energética

Itens	Brix	Temperatura (°C)	Área (m²)
Vapor	-	125	-
Caldo	13,4	110	-
Clarificado			
1° Efeito	19,5	90	2000
2° Efeito	23,4	115	1500
3° Efeito	27,3	104	1000
4° Efeito	52,65	92	1000
5° Efeito	55,30	65	1000

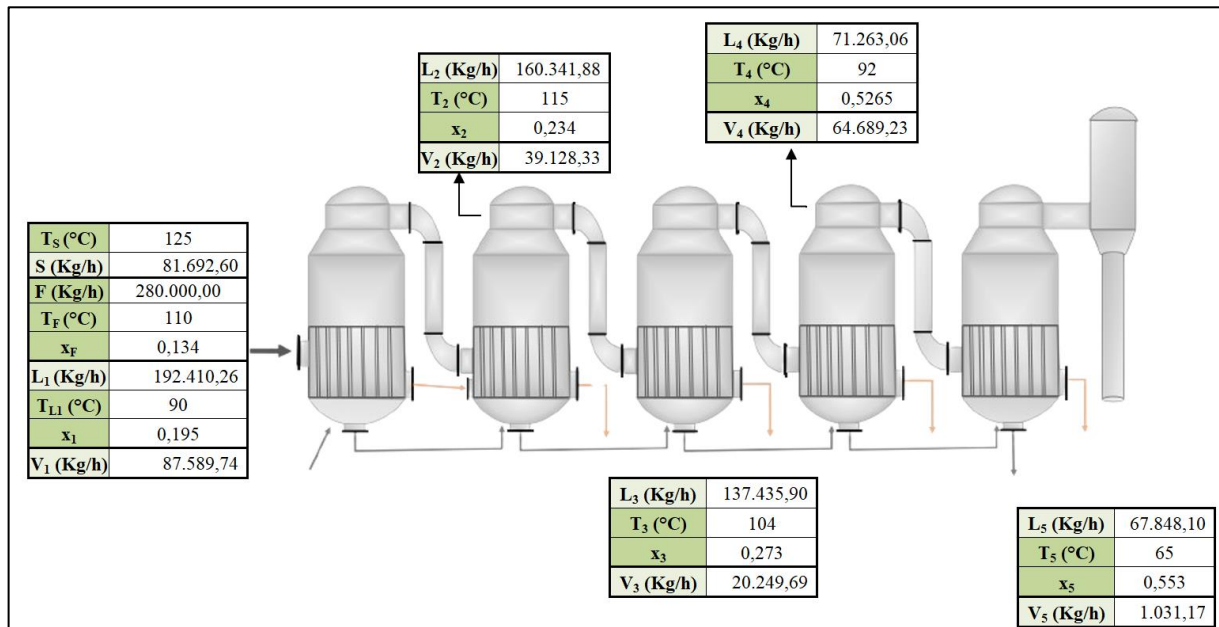
Fonte: Autora, 2024

5. RESULTADO E DISCUSSÃO

O objetivo deste trabalho foi avaliar os evaporadores de múltiplos efeitos real utilizando o Excel, tendo em vista o fácil acesso e a praticidade que o mesmo propicia. Logo, foram inseridos nos balanços de massa e energia, exposto na metodologia, os parâmetros tais como o calor específico, as entalpias das correntes de vapor e do líquido, a entalpia do vapor de aquecimento, além da elevação do ponto de ebulição (EPE), nos quais estes parâmetros foram determinados a partir dos dados fornecidos pela Industria Sucro Energética, apresentado na Tabela 1 na metodologia.

Mediante ao supracitado, foi possível calcular o vapor de aquecimento, as correntes do caldo concentrado (produto) e do vapor gerado, como mostra a Figura 11 a seguir. Com isso, torna-se viável a avaliação da economia, isto é, eficiência dos evaporadores (5 efeitos), e dessa forma comparar em termos do vapor que é fornecido e da quantidade de água que é evaporada do caldo concentrado em cada efeito. Além disso, obter o coeficiente de troca térmica, uma vez que a área da mesma já é conhecida.

Figura 11: Balanço de massa e térmico realizado no Excel



Fonte: Autora, 2024

Uma vez que foi calculado as variáveis das correntes do produto, sendo este o caldo concentrado, vapor de aquecimento e vapor gerado, foi possível determinar o calor transferido em cada efeito por meio da Equação 39, de acordo com o que foi exposto na metodologia, e

consequentemente obter o valor do coeficiente de troca térmica com a Equação 41 para cada efeito conforme apresentado na Tabela 2.

Tabela 2: Calor transferido e Coeficiente de troca térmica

Nº de efeitos	T (°C)	Calor transferido (kJ/h)	Coeficiente Transferência (kJ/m ² .h.°C)
1	90	178.784.255,10	2.554,06
2	115	199.984.894,37	5.332,93
3	104	71.079.564,27	6.461,78
4	92	51.453.702,87	4.287,81
5	65	151.105.680,14	5.596,51

Fonte: Autora, 2024

De acordo com a tabela 2, nota-se um aumento na temperatura do segundo efeito, e isso ocorre em virtude do condensado do primeiro efeito ser encaminhado para o segundo evaporador. Logo, podemos concluir que este aumento se dá devido ao calor do vapor condensado proveniente do efeito anterior contribuindo de forma significativa para aumentar a temperatura.

O aumento da temperatura entre as caixas 01 e 02 se dá devido a circulação do vapor condensado entre esta caixas. Em seguida, este condensado é enviado para outras etapas do processo. A diminuição da temperatura nas caixas seguintes é em decorrência da queda da pressão no interior das caixas por consequência do sistema de vácuo. As baixas temperaturas evitam a decomposição do produto.

A Tabela 3 abaixo apresenta a quantidade de vapor que foi fornecida (V_E), assim como a quantidade de vapor gerado (V_G), isto é, vapor gerado, no mesmo efeito, no qual foi analisado nos cinco evaporadores.

Tabela 3: Vapor de entrada e vapor gerado no efeito

Nº de efeitos	V_E (Kg/h)	V_G (Kg/h)
1	81.692,60	87.589,74
2	39.128,33	32.068,38
3	20.249,69	22.905,98
4	64.689,23	66.172,84
5	1.031,17	3.414,96

Fonte: Autora, 2025

Onde:

V_E , vapor que entra no efeito.

V_G , vapor gerado no efeito.

Observa-se na Tabela 3, que no segundo efeito houve um vapor de entrada maior do que o vapor gerado, tal diferença é em virtude do vapor fornecido do primeiro efeito juntamente com o calor do vapor condensado que foram encaminhados para o segundo efeito que promoveu esse aumento.

Além disso, o vapor de aquecimento trata-se do vapor que entra no primeiro efeito, isto é, o vapor fornecido pelas caldeiras, tendo em vista que há uma demanda expressiva do consumo de energia. Os vapores que alimenta os demais efeitos é advindo da água evaporada do caldo concentrado.

Mediante ao vapor aquecimento determinado, assim como as correntes de vapor gerado foi possível determinar o coeficiente de desempenho (economia) através da Equação 2, com isso temos:

$$COP = \frac{\sum v_i}{S} = 2,6$$

O coeficiente de desempenho obtido, denota que para cada 1 Kg de vapor consumido são evaporados 2,6 Kg de água. Este resultado pode ser atribuído a eficiência do sistema de vácuo e de trocas térmicas possibilitando um maior reaproveitamento do vapor gerado em cada efeito. Além disso, em virtude também das manutenções ocorridas ao longo do processo.

Determinou-se também a taxa de evaporação, determinadas pelas Equações 59 a 63, no qual está demonstrado na Tabela 4.

Tabela 4: Taxa de evaporação em cada efeito

Efeito	Área Teórica (m ²)	Taxa (Kg/m ² .h)
1	2000	43,79
2	1500	21,38
3	1000	22,91
4	1000	66,17
5	1000	3,41

A taxa de evaporação expõe a quantidade de água que está sendo evaporada por unidade de área. À vista disso, é importante levar em consideração a taxa, para ter o conhecimento de quanto está sendo evaporado em cada efeito e quanto o valor da área pode interferir no processo (SOARES, *et. al.*, 2020).

Além disso, foram calculados o calor de transferência por meio da Equação 40 e o coeficiente de transferência através da Equação 5, no qual está exposto na Tabela 5 abaixo.

Tabela 5: Calor de transferência e o coeficiente de transferência

Nº de efeitos	Calor transferido (kJ/h)	Coeficiente Global (kJ/m ² .h.°C)	Área Calculada (m ²)
1	178.784.255,10	7.726,15	661,15
2	199.984.894,37	8.226,92	972,34
3	71.079.564,27	6.377,14	1.013,27
4	51.453.702,87	2.925,13	1.465,85
5	151.105.680,14	1.967,63	2.844,29

Fonte: Autora, 2024

Quando comparado os valores de coeficiente de transferência das Tabela 2 e 5, no qual foram obtidos através das Equações 5 e 41, respectivamente, sendo a Equação 41 estabelecida por sugartech (*apud* JESUS, 2004, p. 53), nota-se uma divergência expressiva entre os mesmo. Ademais a isto, consequentemente, sucede uma área calculada igualmente discrepante com a teórica. Tais diferenças ocorre em virtude da aproximação das equações, uma vez que trata-se de fórmulas empíricas, determinadas de forma experimental. Com isso, estabelece condições otimizadas, isto é, pressupõe condições perfeitas, culminando assim nos erros.

6. CONCLUSÃO

Neste estudo avaliou os evaporadores de múltiplos efeitos, sendo este composto por cinco efeitos, cuja configuração é concorrente, além disso essa avaliação foi realizada com dados reais de uma Indústria Sucro Energética, no qual foram extraído de Silva (1987), a fim de determinar a eficiência, isto é, o coeficiente de desempenho. Ademais a isto, os cálculos foram realizados utilizando o Excel.

Mediante aos resultados obtidos da avaliação, pode ter ocorrido algumas divergências quanto ao valor do coeficiente global de transferência térmica e da capacidade calorífica, uma vez que a depender da metodologia pode ocorrer variações nestes resultados. À vista disso, outro fator que corrobora para tais divergências é que pode ter ocorrido perdas de calor, no qual foi desconsiderado. Além disso, para o coeficiente global de troca térmica não tem uma equação geral.

Logo, de acordo com dados obtidos pode-se avaliar que o menor consumo de vapor usualmente confere para uma área de troca térmica menor. No entanto, no último efeito obteve um consumo de vapor menor devido ao fato de que a maior parte de água a ser evaporada já foi realizada nos efeitos anteriores. Além disso, o coeficiente desempenho obtido foi satisfatório, $EV > 1$, pois a cada 1 Kg de vapor consumido são evaporados 2,6 Kg de água. No entanto, a configuração dos evaporadores de múltiplos efeitos influencia na eficiência do mesmo. De acordo com Sant'Anna (2015) a configuração que apresenta uma melhor eficiência é a contracorrente. Porém, as temperaturas mais elevadas em contato com o xarope concentrado, podem levar a perda de qualidade do produto, devido ao escurecimento e decomposição do mesmo.

Após avaliar os evaporadores de múltiplos efeitos (5 efeitos) constatou que o mesmo encontra-se de acordo com o esperado pois os resultado corroboram.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALBUQUERQUE, C.G. **Desenvolvimento de Estratégias de Controle do Processo de Evaporação de Múltiplos Efeitos na Produção de Açúcar**. Relatório Final de Projeto. Universidade Federal de Alagoas. Centro de Tecnologia. Maceió, 2014.

ARAÚJO, E. C. C. **Operações unitárias envolvendo transmissão de calor**. 2013. 161 f. Coleção UAB-UFSCar, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2013

ALCARDE, A. R. Geração de energia elétrica. **Embrapa**. 23 fev. 2022. Disponível em: [https://www.embrapa.br/agencia-de-informacao-tecnologica/cultivos/cana/pos-producao/processamento-da-cana-de-acucar/geracao-de-energia-eletrica#:~:text=No%20caso%2C%20a%20fonte%20energ%C3%A9tica,uma%20caldeira%20\(Figura%204\)](https://www.embrapa.br/agencia-de-informacao-tecnologica/cultivos/cana/pos-producao/processamento-da-cana-de-acucar/geracao-de-energia-eletrica#:~:text=No%20caso%2C%20a%20fonte%20energ%C3%A9tica,uma%20caldeira%20(Figura%204).). Acesso em: 04 dez. 2023.

AZEVEDO, E. G.; ALVES, A. M. **Engenharia de processos de separação**. 4. ed. Lisboa: IST Press, 2021.

COADJUVANTE Enérgico. **Revista Alcoolbrás**, São Paulo, ed. 103. 2006.

COSTA, T. K.O. **Estudo da economia de vapor em evaporadores quádruplo efeito com correntes de alimentação contracorrente e cruzado**. 2018. 77 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande, PB, 2018.

DANTAS, R. P. A.; DE FARIAS NETO, S. R. OLIVEIRA, H. M. **Uso de evaporadores para a economia de vapor na indústria açucareira**. Editora Licuri, 2022.

D'AGOSTINI, S.; REBOUÇAS, M. M.; BATISTA FILHO, A.; VITIELLO, N. A cana-de-açúcar permeando pelo centro de memória do Instituto Biológico. **Instituto Biológico**. Disponível em: http://www.biologico.agricultura.sp.gov.br/uploads/docs/pag/v5_1/dagostini.html. Acesso em: 01 dez. 2023.

FOUST, A.S., WENZEL, L. A., CLUMP, C.W., MAUS, L., ANDERSEN, L.B. **Princípio das Operações Unitárias**. Rio de Janeiro: Editora Guanabara Dois, 1982.

GUIMARÃES, B.A. **Aumento de Eficiência Energética com Evaporador de Múltiplo Efeito em Comparação ao Evaporador de Simples Efeito**. Disponível em: <http://www.etanol.ufscar.br/trabalhos-mta/sertaozinho-v/>. Acesso em: 30 jul. 2023.

HUGOT, E. **Manual da Engenharia Açucareira**. Volume 2. 1ª ed. São Paulo: Mestre Jou, 1977.

JESUS, C. D. F. **Validação da simulação dinâmica das etapas de evaporação e cristalização da produção de açúcar com dados obtidos em plantas industriais**. 2004. 155 f. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2004.

KAYA, D., SARAC. H. I. Mathematical modeling of multiple-effect evaporators and energy economy. **Elsevier – Energy**, v. 32, p. 1536-1542, 2007.

LIMA, R.F. **Eficiência energética de evaporadores de múltiplos efeitos**. 2020. 47 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Alagoas, Maceió, AL. 2020.

PEREIRA, I. Z. et al. Uma breve revisão sobre a indústria sucroalcooleira no Brasil com enfoque no potencial de geração de energia. **Revista Brasileira de Energia—Vol**, v. 25, n. 2, 2019.

RODRIGUES, Gelze Serrat de Souza Campos; ROSS, Jurandyr Luciano Sanches. **A trajetória da cana-de-açúcar no Brasil: perspectivas geográfica, histórica e ambiental**. Edufu, 2020. (página 16 e 17)

SEADER, J.D.; HENLEY, E.J.; ROPER, D. K., **Separation Process Principles**, 3rd Ed. John Wiley Andamp; Sons, New York, 2011

SILVA, A. M. Estágio Supervisionado - Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande–PB, junho. 1987.

Sindaçucar-AL, construindo o desenvolvimento de Alagoas. **Sindaçucar-AL**. Disponível em: <https://www.sindacucar-al.com.br/sindacucar/historico/>. Acesso em: 01 dez. 2023.

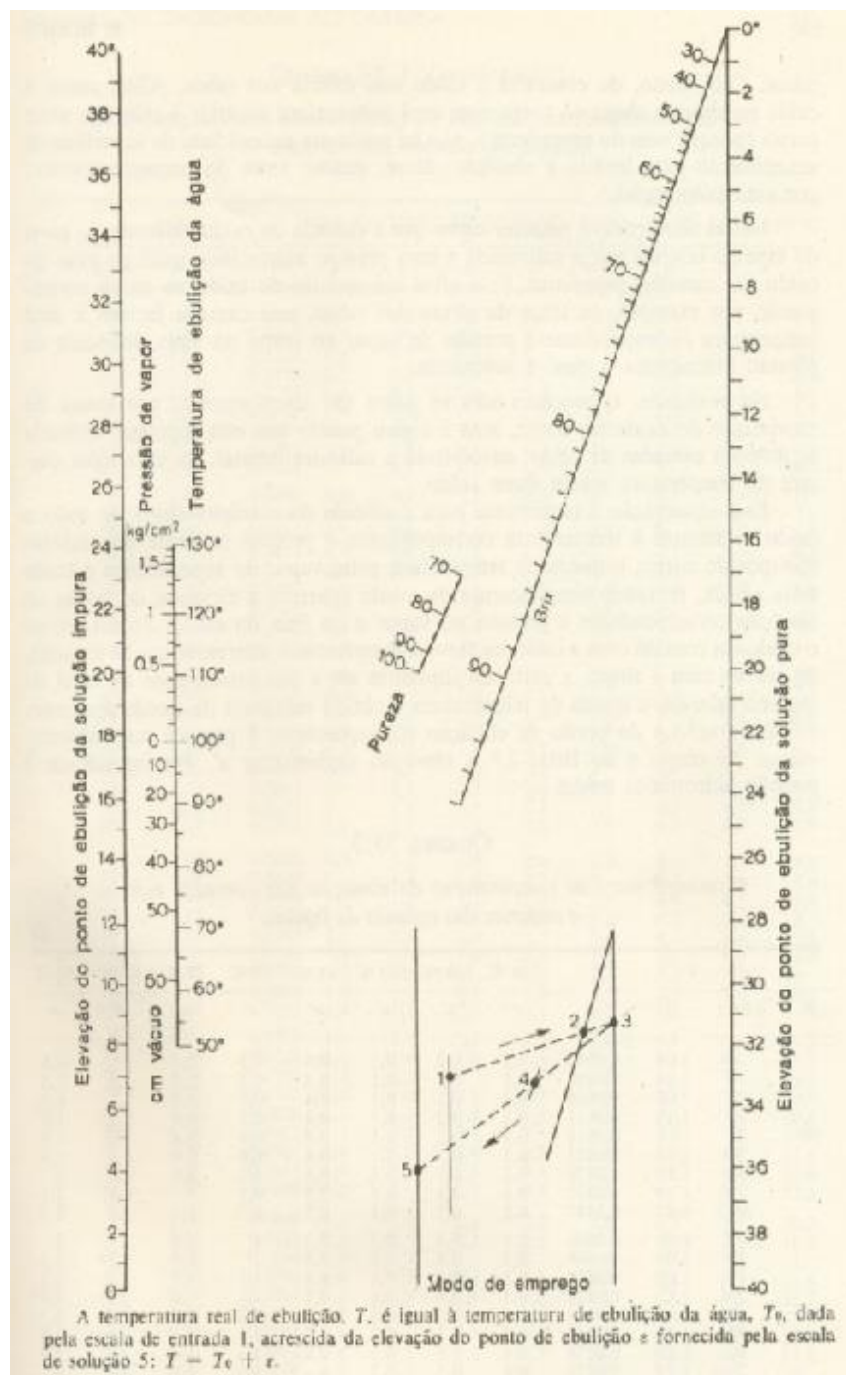
SMITH, J.M.; VAN NESS, H.C.; ABBOTT, M.M. Introdução à Termodinâmica da Engenharia Química. 7. Ed. Rio de Janeiro: Editora LTC, 2007.

SOARES, M. S. D. S.; CUNHA, C. J. C. M. R. da; VASCONCELO, R. L. F. de M.; SILVA, I. S. e. **Estudo do processo evaporativo em Indústria Sucroalcooleira no Município de Sirinhaém em Pernambuco** / Study of evaporative process in sugar-alcohol industry of Sirinhaém in Pernambuco. **Brazilian Journal of Development**, [S. l.], v. 6, n. 6, p. 34163–34177, 2020.

VITAL, A.: Conheça os tipos de evaporadores de caldo usados nas usinas. nov, 2020 JORNALCANA.

ANEXO A: TABELAS E GRÁFICOS

Figura 12: Ábaco de Othmer e Silvis



Fonte: Hugot, 1977

Tabela 6: Propriedades do vapor saturado (unidades SI) (continua)

TABLE E.1 Properties of Saturated Steam														
$V = \text{SPECIFIC VOLUME cm}^3\cdot\text{g}^{-1}$					$H = \text{SPECIFIC ENTHALPY kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$									
$U = \text{SPECIFIC INTERNAL ENERGY kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$					$S = \text{SPECIFIC ENTROPY kJ}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$									
		SPECIFIC VOLUME V			INTERNAL ENERGY U			ENTHALPY H			ENTROPY S			
t (°C)	T (K)	P (kPa)	sat. liq.	evap.	sat. vap.	sat. liq.	evap.	sat. vap.	sat. liq.	evap.	sat. vap.	sat. liq.	evap.	sat. vap.
0	273.15	0.611	1.000	206300.	206300.	-0.04	2375.7	2375.6	-0.04	2501.7	2501.6	0.0000	9.1578	9.1578
0.01	273.16	0.611	1.000	206200.	206200.	0.00	2375.6	2375.6	0.00	2501.6	2501.6	0.0000	9.1575	9.1575
1	274.15	0.657	1.000	192600.	192600.	4.17	2372.7	2376.9	4.17	2499.2	2503.4	0.0153	9.1158	9.1311
2	275.15	0.705	1.000	179900.	179900.	8.39	2369.9	2378.3	8.39	2496.8	2505.2	0.0306	9.0741	9.1047
3	276.15	0.757	1.000	168200.	168200.	12.60	2367.1	2379.7	12.60	2494.5	2507.1	0.0459	9.0326	9.0785
4	277.15	0.813	1.000	157300.	157300.	16.80	2364.3	2381.1	16.80	2492.1	2508.9	0.0611	8.9915	9.0526
5	278.15	0.872	1.000	147200.	147200.	21.01	2361.4	2382.4	21.01	2489.7	2510.7	0.0762	8.9507	9.0269
6	279.15	0.935	1.000	137800.	137800.	25.21	2358.6	2383.8	25.21	2487.4	2512.6	0.0913	8.9102	9.0014
7	280.15	1.001	1.000	129100.	129100.	29.41	2355.8	2385.2	29.41	2485.0	2514.4	0.1063	8.8699	8.9762
8	281.15	1.072	1.000	121000.	121000.	33.60	2353.0	2386.6	33.60	2482.6	2516.2	0.1213	8.8300	8.9513
9	282.15	1.147	1.000	113400.	113400.	37.80	2350.1	2387.9	37.80	2480.3	2518.1	0.1362	8.7903	8.9265
10	283.15	1.227	1.000	106400.	106400.	41.99	2347.3	2389.3	41.99	2477.9	2519.9	0.1510	8.7510	8.9020
11	284.15	1.312	1.000	99910.	99910.	46.18	2344.5	2390.7	46.19	2475.5	2521.7	0.1658	8.7119	8.8776
12	285.15	1.401	1.000	93830.	93840.	50.38	2341.7	2392.1	50.38	2473.2	2523.6	0.1805	8.6731	8.8536
13	286.15	1.497	1.001	88180.	88180.	54.56	2338.9	2393.4	54.57	2470.8	2525.4	0.1952	8.6345	8.8297
14	287.15	1.597	1.001	82900.	82900.	58.75	2336.1	2394.8	58.75	2468.5	2527.2	0.2098	8.5963	8.8060
15	288.15	1.704	1.001	77980.	77980.	62.94	2333.2	2396.2	62.94	2466.1	2529.1	0.2243	8.5582	8.7826
16	289.15	1.817	1.001	73380.	73380.	67.12	2330.4	2397.6	67.13	2463.8	2530.9	0.2388	8.5205	8.7593
17	290.15	1.936	1.001	69090.	69090.	71.31	2327.6	2398.9	71.31	2461.4	2532.7	0.2533	8.4830	8.7363
18	291.15	2.062	1.001	65090.	65090.	75.49	2324.8	2400.3	75.50	2459.0	2534.5	0.2677	8.4458	8.7135
19	292.15	2.196	1.002	61340.	61340.	79.68	2322.0	2401.7	79.68	2456.7	2536.4	0.2820	8.4088	8.6908
20	293.15	2.337	1.002	57840.	57840.	83.86	2319.2	2403.0	83.86	2454.3	2538.2	0.2963	8.3721	8.6684
21	294.15	2.485	1.002	54560.	54560.	88.04	2316.4	2404.4	88.04	2452.0	2540.0	0.3105	8.3356	8.6462
22	295.15	2.642	1.002	51490.	51490.	92.22	2313.6	2405.8	92.23	2449.6	2541.8	0.3247	8.2994	8.6241
23	296.15	2.808	1.002	48620.	48620.	96.40	2310.7	2407.1	96.41	2447.2	2543.6	0.3389	8.2634	8.6023
24	297.15	2.982	1.003	45920.	45930.	100.6	2307.9	2408.5	100.6	2444.9	2545.5	0.3530	8.2277	8.5806
25	298.15	3.166	1.003	43400.	43400.	104.8	2305.1	2409.9	104.8	2442.5	2547.3	0.3670	8.1922	8.5592
26	299.15	3.360	1.003	41030.	41030.	108.9	2302.3	2411.2	108.9	2440.2	2549.1	0.3810	8.1569	8.5379
27	300.15	3.564	1.003	38810.	38810.	113.1	2299.5	2412.6	113.1	2437.8	2550.9	0.3949	8.1218	8.5168
28	301.15	3.778	1.004	36730.	36730.	117.3	2296.7	2414.0	117.3	2435.4	2552.7	0.4088	8.0870	8.4959
29	302.15	4.004	1.004	34770.	34770.	121.5	2293.8	2415.3	121.5	2433.1	2554.5	0.4227	8.0524	8.4751

Fonte: Smith, 2007

(Continuação)

30	303.15	4.241	1.004	32930.	32930.	125.7	2291.0	2416.7	125.7	2430.7	2556.4	0.4365	8.0180	8.4546
31	304.15	4.491	1.005	31200.	31200.	129.8	2288.2	2418.0	129.8	2428.3	2558.2	0.4503	7.9839	8.4342
32	305.15	4.753	1.005	29570.	29570.	134.0	2285.4	2419.4	134.0	2425.9	2560.0	0.4640	7.9500	8.4140
33	306.15	5.029	1.005	28040.	28040.	138.2	2282.6	2420.8	138.2	2423.6	2561.8	0.4777	7.9163	8.3939
34	307.15	5.318	1.006	26600.	26600.	142.4	2279.7	2422.1	142.4	2421.2	2563.6	0.4913	7.8828	8.3740
35	308.15	5.622	1.006	25240.	25240.	146.6	2276.9	2423.5	146.6	2418.8	2565.4	0.5049	7.8495	8.3543
36	309.15	5.940	1.006	23970.	23970.	150.7	2274.1	2424.8	150.7	2416.4	2567.2	0.5184	7.8164	8.3348
37	310.15	6.274	1.007	22760.	22760.	154.9	2271.3	2426.2	154.9	2414.1	2569.0	0.5319	7.7835	8.3154
38	311.15	6.624	1.007	21630.	21630.	159.1	2268.4	2427.5	159.1	2411.7	2570.8	0.5453	7.7509	8.2962
39	312.15	6.991	1.007	20560.	20560.	163.3	2265.6	2428.9	163.3	2409.3	2572.6	0.5588	7.7184	8.2772
40	313.15	7.375	1.008	19550.	19550.	167.4	2262.8	2430.2	167.5	2406.9	2574.4	0.5721	7.6861	8.2583
41	314.15	7.777	1.008	18590.	18590.	171.6	2259.9	2431.6	171.6	2404.5	2576.2	0.5854	7.6541	8.2395
42	315.15	8.198	1.009	17690.	17690.	175.8	2257.1	2432.9	175.8	2402.1	2577.9	0.5987	7.6222	8.2209
43	316.15	8.639	1.009	16840.	16840.	180.0	2254.3	2434.2	180.0	2399.7	2579.7	0.6120	7.5905	8.2025
44	317.15	9.100	1.009	16040.	16040.	184.2	2251.4	2435.6	184.2	2397.3	2581.5	0.6252	7.5590	8.1842
45	318.15	9.582	1.010	15280.	15280.	188.3	2248.6	2436.9	188.4	2394.9	2583.3	0.6383	7.5277	8.1661
46	319.15	10.09	1.010	14560.	14560.	192.5	2245.7	2438.3	192.5	2392.5	2585.1	0.6514	7.4966	8.1481
47	320.15	10.61	1.011	13880.	13880.	196.7	2242.9	2439.6	196.7	2390.1	2586.9	0.6645	7.4657	8.1302
48	321.15	11.16	1.011	13230.	13230.	200.9	2240.0	2440.9	200.9	2387.7	2588.6	0.6776	7.4350	8.1125
49	322.15	11.74	1.012	12620.	12620.	205.1	2237.2	2442.3	205.1	2385.3	2590.4	0.6906	7.4044	8.0950
50	323.15	12.34	1.012	12040.	12050.	209.2	2234.3	2443.6	209.3	2382.9	2592.2	0.7035	7.3741	8.0776
51	324.15	12.96	1.013	11500.	11500.	213.4	2231.5	2444.9	213.4	2380.5	2593.9	0.7164	7.3439	8.0603
52	325.15	13.61	1.013	10980.	10980.	217.6	2228.6	2446.2	217.6	2378.1	2595.7	0.7293	7.3138	8.0432
53	326.15	14.29	1.014	10490.	10490.	221.8	2225.8	2447.6	221.8	2375.7	2597.5	0.7422	7.2840	8.0262
54	327.15	15.00	1.014	10020.	10020.	226.0	2222.9	2448.9	226.0	2373.2	2599.2	0.7550	7.2543	8.0093
55	328.15	15.74	1.015	9577.9	9578.9	230.2	2220.0	2450.2	230.2	2370.8	2601.0	0.7677	7.2248	7.9925
56	329.15	16.51	1.015	9157.7	9158.7	234.3	2217.2	2451.5	234.4	2368.4	2602.7	0.7804	7.1955	7.9759
57	330.15	17.31	1.016	8758.7	8759.8	238.5	2214.3	2452.8	238.5	2365.9	2604.5	0.7931	7.1663	7.9595
58	331.15	18.15	1.016	8379.8	8380.8	242.7	2211.4	2454.1	242.7	2363.5	2606.2	0.8058	7.1373	7.9431
59	332.15	19.02	1.017	8019.7	8020.8	246.9	2208.6	2455.4	246.9	2361.1	2608.0	0.8184	7.1085	7.9269
60	333.15	19.92	1.017	7677.5	7678.5	251.1	2205.7	2456.8	251.1	2358.6	2609.7	0.8310	7.0798	7.9108
61	334.15	20.86	1.018	7352.1	7353.2	255.3	2202.8	2458.1	255.3	2356.2	2611.4	0.8435	7.0513	7.8948
62	335.15	21.84	1.018	7042.7	7043.7	259.4	2199.9	2459.4	259.5	2353.7	2613.2	0.8560	7.0230	7.8790
63	336.15	22.86	1.019	6748.2	6749.3	263.6	2197.0	2460.7	263.6	2351.3	2614.9	0.8685	6.9948	7.8633
64	337.15	23.91	1.019	6468.0	6469.0	267.8	2194.1	2462.0	267.8	2348.8	2616.6	0.8809	6.9667	7.8477
65	338.15	25.01	1.020	6201.3	6202.3	272.0	2191.2	2463.2	272.0	2346.3	2618.4	0.8933	6.9388	7.8322
66	339.15	26.15	1.020	5947.2	5948.2	276.2	2188.3	2464.5	276.2	2343.9	2620.1	0.9057	6.9111	7.8168
67	340.15	27.33	1.021	5705.2	5706.2	280.4	2185.4	2465.8	280.4	2341.4	2621.8	0.9180	6.8835	7.8015
68	341.15	28.56	1.022	5474.6	5475.6	284.6	2182.5	2467.1	284.6	2338.9	2623.5	0.9303	6.8561	7.7864
69	342.15	29.84	1.022	5254.8	5255.8	288.8	2179.6	2468.4	288.8	2336.4	2625.2	0.9426	6.8288	7.7714