

EVAPORADORES



UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS

Targino de Araújo Filho

Reitor

Pedro Manoel Galetti Junior

Vice-Reitor

Oswaldo Mário Serra Truzzi

Diretor da EdUFSCar

EdUFSCar - Editora da Universidade Federal de São Carlos

Conselho Editorial

José Eduardo dos Santos

José Renato Coury

Nivaldo Nale

Paulo Reali Nunes

Oswaldo Mário Serra Truzzi (Presidente)

Fernanda do Nascimento

Secretária Executiva

Universidade Federal de São Carlos
Editora da Universidade Federal de São Carlos
Via Washington Luís, km 235 - 13565-905
São Carlos, SP, Brasil
Telefax [16] 3351-8137
E-mail edufscar@ufscar.br
<http://www.editora.ufscar.br>
Twitter: @EdUFSCar
Facebook: [facebook.com/edufscar](https://www.facebook.com/edufscar)

Everaldo Cesar da Costa Araujo

EVAPORADORES

São Carlos



Gláucia Lucas Ramiros
Ingrid Pereira de Souza Favoretto

Luís Gustavo Sousa Sguissardi

Vítor Massola Gonzales Lopes
Denise Schmidt

Departamento de Produção Gráfica da Universidade Federal de São Carlos

CDD - 660.28426 (20^a)
CDU - 66.047.3

SUMÁRIO

PREFÁCIO	7
1 INTRODUÇÃO	8
2 TIPOS DE EVAPORADORES.....	11
2.1 Evaporadores de circulação natural.....	11
2.2 Evaporadores de circulação forçada	13
2.3 Evaporadores de película.....	14
3 FUNDAMENTOS	20
3.1 Elevação do ponto de ebulição (epe)	20
3.2 Diagrama de Dühring	21
3.3 Balanço de massa e energia	21
3.4 Diagrama entalpia–concentração.....	26
3.5 Desempenho de evaporadores.....	27
3.6 Diferença de temperatura no evaporador.....	29
3.7 Condições de pressão.....	30
3.8 Coeficiente global de troca de calor.....	31
3.9 Balanço de entalpia quando o calor de diluição é desprezível	32
4 CONDENSADORES ACOPLADOS AOS EVAPORADORES	34
5 SELEÇÃO DE EVAPORADORES.....	37
5.1 Materiais de construção.....	37
5.2 Normas	37
5.3 Critérios para a seleção do tipo	38
5.4 Instrumentação e controle	40
6 EVAPORADORES DE MÚLTIPLOS EFEITOS	42
6.1 Balanço de massa e energia.....	46

6.2 Economia.....	47
6.3 Capacidade	47
6.4 Número de efeitos ótimo	48
6.5 Efeito da elevação do ponto de ebulição na diferença de temperatura.....	49
6.6 Retirada de vapor (Sangria).....	51
6.7 Métodos de alimentação	52
6.8 Cálculo de um evaporador de múltiplos efeitos.....	53
7 O ESPAÇO-VAPOR	63
8 EVAPORADORES COM RECOMPRESSÃO DO VAPOR	66
9 APLICAÇÕES PARA A INDÚSTRIA AÇUCAREIRA.....	68
10 EXERCÍCIOS	70
11 FONTES CONSULTADAS	74
ANEXO 1	
FIGURAS REFERENTES AOS TIPOS DE EVAPORADORES	75
ANEXO 2	
PROPRIEDADES TERMODINÂMICAS	84
ANEXO 3	
DIAGRAMA DE DÜHRING PARA CLORETO DE SÓDIO	87
ANEXO 4	
BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA PARA O ESTADO NÃO-ESTACIONÁRIO.....	88

PREFÁCIO

Este livro foi fundamentado em notas de aula sobre o tópico Evaporadores, contido na ementa da disciplina Operações Unitárias da Indústria Química 2, oferecida ao curso de graduação em Engenharia Química da UFSCar.

Objetiva-se apresentar os principais tipos de evaporadores utilizados em processos químicos, bem como os fundamentos necessários para dimensionar e avaliar evaporadores.

1 INTRODUÇÃO

Evaporação é a remoção do solvente, em forma de vapor, de uma solução. Esta operação ocorre em um equipamento adequado, denominado evaporador, e é utilizada para concentrar uma solução composta por um soluto não-volátil e um solvente volátil. A concentração ocorre por meio da ebulição da solução com a retirada do vapor gerado. Na maioria das aplicações o solvente é a água, o soluto é um sólido com pressão de vapor muito baixa e o produto que se pretende obter é a solução concentrada. Porém, em algumas situações, como a produção de água potável a partir de água do mar, o produto principal é o vapor gerado, e não a solução concentrada. Há situações em que as soluções podem ser compostas por dois líquidos, apresentando um deles pressão de vapor muito baixa.

Para que a evaporação ocorra deverá ser fornecido o calor latente para a vaporização do solvente. No evaporador há um fluido frio que recebe calor, entra em ebulição, gera vapor e se concentra, e um outro fluido quente que fornece calor. Se esse fluido quente for vapor d'água saturado, e na maioria das aplicações industriais é isto o que ocorre, ele se condensará, saindo, então, líquido. O fornecimento de calor é indireto, isto é, a troca ocorre através de uma parede quase sempre metálica. O evaporador é, então, um tipo particular de trocador de calor, em que de um lado tem-se uma solução em ebulição e, de outro, vapor de aquecimento condensando. Todo evaporador é composto por uma região de aquecimento (área de troca de calor) e um espaço ou acessório para que ocorra a separação entre o líquido em ebulição e o vapor gerado. Como em todo trocador, aplica-se a seguinte equação:

$$q = U A \Delta t \quad (1)$$

em que q é a quantidade de calor trocada por tempo; U é o coeficiente global de troca de calor; A é a área de troca de calor e Δt é a diferença de temperatura.

A operação unitária de evaporação é utilizada para concentrar soluções em inúmeros processos, como:

- na indústria de alimentos: concentração de sucos, de caldo de cana para a produção de açúcar, de leite para a produção de leite condensado e em pó etc.;
- na indústria de papel e celulose: concentração de resíduos etc.;
- na indústria de processos inorgânicos: produção de hidróxido de sódio, nitrato de amônio, cloreto de cálcio etc.

Podem ser encontradas algumas explicações e alguns exemplos de concentração de soluções, suspensões ou emulsões na internet.¹

As soluções ou suspensões concentradas apresentam diferentes características. Estas, por sua vez, afetam a operação dos evaporadores. As principais propriedades ou características dessas soluções são (MINTON, 1986):

¹ Ver: <http://www.gea-wiegand.com/ndk_website/geawiegand/cmsdoc.nsf/WebDoc/crl15r4cu7>.

Concentração

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

Sensibilidade à temperatura

Muitos produtos são sensíveis ao calor ou à temperatura e, para concentrá-los, é necessário utilizar baixas temperaturas e/ou reduzir o tempo de exposição ao calor. Para que isto ocorra, pode ser necessária a utilização de equipamentos que reduzam o volume de produto no evaporador e o tempo de residência e que operem sob vácuo para diminuir o ponto de ebulição.

Formação de espuma

É relativamente comum a formação de espuma durante a ebulição, entretanto isto pode causar o arraste de líquido. Dependendo da substância, a espuma pode ser desde um tipo instável que se dissolve facilmente até um tipo muito estável e de difícil quebra. Há situações em que a espuma passa a ocupar todo o espaço do evaporador, sendo arrastada pelo vapor. A espuma pode ser causada por gases dissolvidos no licor, por vazamento de ar abaixo do nível do líquido e pela presença de agentes tensoativos ou por partículas finamente divididas existentes no licor. O problema pode ser resolvido com projetos especiais, por exemplo, acessórios ou espaços destinados à separação, ou pela redução da intensidade de ebulição e pela redução do nível de líquido. Quando necessário e possível, pode-se utilizar antiespumantes.

Incrustações

Há vários tipos de incrustações:

- material que se desenvolve na superfície do evaporador e cuja solubilidade aumenta com o aumento da temperatura;
- material insolúvel ou material cuja solubilidade diminui com o aumento da temperatura; e
- material depositado por causa de corrosão, matéria sólida da alimentação ou depósito formado ao lado do fluido de aquecimento.

A incrustação resulta em diminuição contínua das taxas de transferência de calor até que se faça uma limpeza. Para alguns depósitos a remoção pode ser difícil e cara.

Qualidade do produto

Pode requerer baixo *holdup* (quantidade retida dentro do equipamento) e baixa temperatura. Baixo tempo de retenção pode eliminar o uso de alguns evaporadores. A qualidade do produto pode definir o tipo de material de construção.

Os evaporadores industriais operam continuamente na maioria das aplicações; as áreas de troca de calor costumam ser grandes, e a ebulição, violenta, e a saída de vapor, rápida. Em suas operações é possível: formação de espuma, incrustação, necessidade de temperaturas e tempo de permanência baixos, corrosão, limitação de espaço físico etc. Para resolver ou evitar estes problemas foram desenvolvidos diferentes tipos de evaporadores.

2 TIPOS DE EVAPORADORES

Todos os evaporadores possuem uma superfície de aquecimento para a troca de calor e um espaço e/ou acessório para que o vapor gerado seja separado da solução em ebulição, evitando que o vapor arraste a solução. A maneira como esta troca e separação são realizadas permite a classificação dos evaporadores. Como o movimento do líquido sobre a superfície aquecedora tem grande influência sobre a velocidade de transferência de calor, Coulson & Richardson (1981) dividem os evaporadores em três categorias:

- evaporadores de circulação natural;
- evaporadores de circulação forçada; e
- evaporadores de película.

Na maioria dos casos, estes equipamentos foram desenvolvidos em indústrias cujo custo da evaporação representa um valor muito elevado. As figuras referentes aos diferentes tipos de evaporadores estão apresentadas no Anexo 1.

2.1 EVAPORADORES DE CIRCULAÇÃO NATURAL

Evaporador de tubos horizontais

É o tipo de evaporador mais antigo, possuindo, atualmente, apenas interesse histórico, exceto como refeedor para coluna de destilação (Figura A1.1 do Anexo 1).

É o único tipo em que o fluido de aquecimento escoar pelo interior dos tubos e a solução a ser concentrada, por fora dos tubos. O feixe normalmente não é removível; modificações incluem feixe com tubos em U com o objetivo de facilitar a remoção para inspeção e limpeza, e esses tubos podem ter grandes espaçamentos para facilitar a limpeza.

Esses evaporadores são relativamente baratos, requerem pouca altura e são de fácil instalação, entretanto, só podem ser utilizados para soluções não-incrustantes e não são adequados para líquidos viscosos. Apresentam valores de U moderados, de 200 a 400 Btu/(h ft² °F) [1.000 a 2.000 kcal/(h m² °C)], e as seguintes dimensões características: de 0,9 m a 3,6 m de diâmetro, altura de 2,4 m a 3,9 m e tubos de 22 mm a 38 mm de diâmetro.

Evaporador de tubos verticais curtos tipo calandra, padrão ou Roberts

É um dos tipos de evaporador mais antigos ainda em operação, sendo principalmente utilizado na produção de açúcar. Sua superfície de aquecimento é chamada de calandra, e o vapor de aquecimento escoar por fora dos tubos e a solução a ser concentrada, geralmente mais incrustante, por dentro dos tubos. Os tubos são fixos ao espelho por mandrilagem ou soldagem (Figuras A1.2a e A1.2b).

A movimentação da solução é feita por circulação natural, que é eficiente (1 ft/s a 3 ft/s) com líquidos pouco viscosos. Dessa forma, a solução é aquecida, sobe pelo interior dos tubos e desce

pelo duto central. Nos casos de suspensões muito viscosas, pode haver um impelidor ou rotor para que ocorra a circulação forçada. A área do duto central varia de 40% a mais de 100% da área da seção transversal dos tubos. As posições da alimentação e da retirada de produto podem variar. A transferência de calor e a circulação são bastante afetadas pelo nível da solução dentro do evaporador.

A circulação é causada pela diferença de densidade, resultante do aquecimento e do vapor gerado no interior dos tubos. Quando o nível de solução fica abaixo do espelho superior, atingem-se os maiores coeficientes de troca de calor. Entretanto, quando o nível fica muito baixo, o resultado é um tubo não totalmente molhado, o que acarreta a formação de incrustação. O nível ótimo corresponde a, aproximadamente, metade da altura dos tubos. O coeficiente global (U) pode variar de 1.100 a 2.800 W/(m² K), dependendo da viscosidade da solução, e a separação da espuma formada pode não ser eficiente. Por causa do tempo de residência elevado não é adequado para operar com substâncias termosensíveis. Suas dimensões são: tubo de 37 mm a 75 mm de diâmetro, podendo chegar a 100 mm e L/d de 20 a 40.²

No Brasil, este tipo de evaporador ainda é o mais utilizado para concentrar caldo de cana na produção de açúcar. Hugot (1986) apresenta inúmeras características construtivas desse evaporador para aplicações na indústria açucareira, como:

Calandra

Composta por tubos de aço ou latão cujos diâmetros externos mais comuns são de 32, 35, 45 e 50 mm e espessura de parede de 1,5 mm a 2,5 mm. Atualmente, os comprimentos mais usados desses tubos são de 2,25 m a 4 m, havendo uma relação entre o diâmetro e o comprimento dos tubos, de acordo com a Tabela 1. Conforme os tubos vão se tornando mais finos, permitem uma melhor película ascendente de caldo, e o efeito desta película depende da relação entre a superfície de aquecimento do tubo e sua seção transversal interior.

Tabela 1 Máximo comprimento dos tubos do evaporador calandra (HUGOT, 1986).

Diâmetro (mm)	Máximo comprimento (m)
50	2,5
38	3,5
35	4,0
30	4,5

Antigamente, havia indicações operacionais para que o nível da solução ficasse no espelho superior da calandra; hoje, há referências indicando que esse nível pode chegar apenas a 1/3 da altura dos tubos. Entretanto, muitas usinas utilizam níveis maiores por causa dos problemas de incrustação.

Os tubos são dispostos de acordo com um arranjo triangular, e a relação entre o *pitch* e o diâmetro externo do tubo é de cerca de 1,35.

² Ver: <<http://www.swensontechnology.com/calandria.html>> ou catálogo da Swenson.

Espaço-vapor

É o cilindro acima da calandra, com o mesmo diâmetro desta, que não é ocupado pela solução e corresponde à maior parte do evaporador. Sua função é evitar que gotas de caldo sejam arrastadas pelo vapor gerado pela ebulição. A altura do espaço-vapor deve ser de aproximadamente 2,5 vezes a altura da calandra. O diâmetro do espaço-vapor tem grande efeito no arraste de líquido. Em função de dados experimentais, a área da seção transversal do espaço-vapor deve fornecer $1 \text{ m}^2/400 \text{ m}^3/\text{h}$ de vapor produzido. A velocidade do vapor que deixa a superfície da solução deve, então, ser de aproximadamente 10 m/s , indicando que é necessário fornecer um maior espaço-vapor nos casos em que o volume específico do vapor produzido for maior, ou seja, quando a pressão é menor. O duto central da calandra, por onde retorna o concentrado, possui diâmetro que varia de $1/4$ a $1/8$ do diâmetro interno da calandra.

Na Figura A1.2b do Anexo 1 é apresentado um esquema típico desse evaporador utilizado na indústria açucareira. De acordo com essa figura, na parte superior do corpo, após o espaço-vapor, há um separador para impedir que o caldo seja arrastado com o vapor gerado. É apresentado, também, o detalhe da parte interna da calandra por onde escoam o vapor de aquecimento. Para facilitar o acesso do vapor de aquecimento às partes mais afastadas da entrada, são retiradas algumas linhas de tubos.

Evaporador de tubos verticais tipo cesto

Este tipo de evaporador é semelhante ao tipo calandra, possuindo as mesmas características e aplicações, exceto com relação ao canal de retorno que não é central (Figura A1.3, do Anexo 1). O elemento aquecedor é retirado facilmente e não apresenta problemas de expansão diferencial.

2.2 EVAPORADORES DE CIRCULAÇÃO FORÇADA

O aumento da velocidade de escoamento da solução no interior dos tubos aumenta seu coeficiente de transmissão de calor por convecção; por isso, quando as soluções são muito viscosas ou apresentam tendência à incrustação, instala-se uma bomba no conduto de descida da solução. A circulação forçada faz com que estas unidades sejam insensíveis às vazões ou variações nas propriedades físicas, tornando-as adequadas às operações de cristalização ou com lamas viscosas. A velocidade pode ser de 2 m/s a 6 m/s e, além de aumentar o coeficiente de troca de calor h , reduz a incrustação. Na maioria das unidades, a solução não entra em ebulição dentro dos tubos por causa da carga estática, ocorrendo somente na câmara de separação. Às vezes é permitido que o fluido bombeado entre em ebulição no interior dos tubos, o que aumenta as taxas de troca de calor; porém, a possibilidade de incrustação também aumenta. Isto só será viável quando houver limitação de altura no local de instalação ou se o líquido não for incrustante.

A superfície de troca de calor pode ser interna ou externa, vertical ou horizontal (Figuras A1.4 e A1.5). Sendo horizontal externa, o evaporador é mais compacto. Com a superfície externa, a manutenção e a limpeza são mais fáceis. Este tipo de evaporador também é chamado de tubos submersos, pois o elemento de aquecimento é colocado abaixo do nível do líquido e utiliza a altura

hidrostática para evitar a ebulição. Se o elemento de aquecimento for vertical, normalmente é utilizada uma passagem no lado tubo, se for horizontal, utilizam-se duas passagens.

Os coeficientes globais (U) podem variar de 200 a 1.200 Btu/(h ft²°F) [~ 1.000 a 5.900 kcal/(h m²°C)], mesmo com soluções viscosas. Por isso, é o tipo de evaporador mais versátil.³

A escolha da circulação forçada pode ser feita apenas após um balanço entre os custos de bombeamento, que é alto, e o aumento da velocidade de transferência de calor ou diminuição dos custos de manutenção.

Minton (1986, p. 86) faz os seguintes comentários sobre a bomba para a circulação forçada:

a bomba deve ser selecionada de modo que a carga desenvolvida seja dissipada como perda de carga através do sistema. O fluido está sempre próximo do ponto de ebulição e o NPSH requerido pode ser crítico. A bomba deve operar no ponto ou nível de projeto. Se ela desenvolve carga excessiva, bombeará maior volume para menor altura. Neste novo ponto de operação o NPSH requerido pode ser maior que o disponível e ocorrerá cavitação. Se é desenvolvida carga insuficiente, as velocidades podem ser baixas para evitar cavitação, resultando menores taxas de transferências de calor, ou o fluido pode entrar em ebulição no elemento aquecedor formando incrustação.

2.3 EVAPORADORES DE PELÍCULA

Evaporador de tubos verticais longos ou de película ascendente

Atualmente, este é um dos evaporadores mais comuns. Alguns autores o classificam como de circulação natural, chamando-o de evaporador de tubos verticais longos.

Na maioria dos evaporadores anteriormente citados a solução permanece um tempo considerável dentro do evaporador, o que pode causar, mesmo com operações a vácuo, a decomposição ou a modificação térmica de algumas substâncias, como é caso do suco de laranja. Uma maneira de evitar que isto ocorra é utilizar evaporadores com tempo de residência de somente alguns segundos. Esta foi a idéia básica do evaporador com tubos verticais longos (Kestner), apresentado na Figura A1.6 do Anexo 1. São tubos de 19 mm a 50 mm de diâmetro e comprimento de 3,5 m a 11 m (12 ft a 36 ft) montados em uma caixa de vapor. A solução entra pelo fundo, saindo por cima uma mistura de vapor e líquido que penetra em uma câmara de separação de vapor normalmente do tipo tangencial. Antes deste separador, pode-se ter uma chicana ou placa de impacto que, com o choque, realiza a separação entre o líquido e o vapor. Pode ser utilizado com soluções que tendem a formar espuma, pois a placa de impacto e o separador impedem que a espuma seja arrastada. A altura do espaço-vapor é relativamente pequena.

Nos primeiros modelos, o líquido concentrado era recirculado, mas, atualmente, também se utiliza com passagem única. É chamado de película ascendente, pois, ao longo do tubo formam-se um espaço anular com vapor e uma película de líquido junto à parede. Essa película é altamente turbulenta, apresentando valores elevados de h , e é mantida graças ao atrito induzido pelo núcleo

3 Ver catálogos da Swenson, Dedert Evaporation Systems e Buflovak. Ver também: <<http://www.swensontechnology.com/fc-evap.htm>> e <<http://www.buflovak.com/pdf/Evaporator%20-%20Forced%20Circulation.pdf>>.

de vapor que se desloca em alta velocidade em relação ao líquido. Estima-se que U varie de 200 a 800 Btu/(h ft² °F) [~ 1.000 a 3.900 kcal/(h m² °C)], e este evaporador não é adequado para operar com líquidos viscosos. É válido lembrar que a superfície de aquecimento pode ser externa e que esse evaporador também é utilizado na indústria de papel e celulose para concentrar lixívia negra. Ver catálogo da Swenson, Dedert Evaporation Systems, Buflovak.⁴

Evaporador de película descendente

Outro tipo de evaporador é o de película descendente, empregado para materiais mais viscosos que não podem ser concentrados com êxito na unidade de película ascendente (Figura A1.7 do Anexo 1). A solução é alimentada no topo, em um distribuidor adequadamente projetado para que escorra pela parede interna dos tubos, como um filme ou uma película. Do lado casco está o vapor de aquecimento que fornece calor para a película. A evaporação ocorre na superfície da película altamente turbulenta, e não na superfície do tubo. O vapor gerado escoar para baixo paralelamente à película. Vapor e líquido são separados na saída dos tubos, e o separador pode ser externo ao corpo do evaporador. O tempo de residência é baixo, cerca de 30 segundos, permitindo sua utilização com substâncias termicamente sensíveis. Pode ser usado com fluidos incrustantes, pois a ebulição ocorre na superfície do filme e não sobre a parede do tubo, dificultando a formação de incrustação. O distribuidor deve ser cuidadosamente projetado para que os tubos não fiquem secos, pois, se o produto seca sobre a parede do tubo, podem ocorrer sérios problemas de incrustação.

A distribuição da alimentação pelos tubos e a garantia de que a película formada permanecerá estável ao longo do comprimento do tubo são os principais problemas desse evaporador. Muitas vezes, para que a superfície de troca (ao lado da solução) fique sempre molhada, é necessário utilizar a recirculação do produto, somente possível por meio de bombeamento, exceto se a razão alimentação/evaporação for elevada. A distribuição da alimentação pode ser feita por meio de distribuidores individuais para os tubos, com placas de orifício acima dos tubos e espelho ou *spray*.

Como os tubos não operam cheios, não há aumento do ponto de ebulição em decorrência da carga hidrostática. Este equipamento é particularmente útil em aplicações em que a diferença de temperatura entre fluido quente e frio é pequena ($< 10^\circ\text{C}$). Operar com pequena diferença de temperatura, ter um volume pequeno de produto retido e apresentar tempo de residência baixo faz desse equipamento uma boa opção para fluidos termosensíveis. Graças a seus tubos longos pode proporcionar áreas de troca de calor de cerca de 8.000 m² com diâmetro de casco de 4 m a 4,5 m, ocupando uma pequena área física. O diâmetro dos tubos utilizados costuma ser de 2 a 4 polegadas (50 mm a 100 mm), e os coeficientes globais (U) podem ser de 800 a 1.500 Btu/(h ft² °F) [~ 3.900 a 7.300 kcal/(h m² °C)].

Para os diferentes tipos de distribuidores de alimentação, consultar catálogos como o da GEA-Wiegand. Para o equipamento, ver catálogos da Swenson, Buflovak e Dedert Evaporation Systems.

⁴ Ver também: <<http://www.buflovak.com/pdf/Evaporator%20-%20Rising%20Film.pdf>>.

Na internet há inúmeras páginas de fabricantes e usuários deste tipo de evaporador, que constam figuras, dimensões e aplicações.⁵

Evaporador de película ascendente–descendente

Um evaporador com película ascendente e descendente pode ser combinado em uma única unidade. Quando é requerida uma alta razão evaporação/alimentação e o líquido concentrado é viscoso, um feixe de tubos pode ser dividido em duas passagens. A primeira operando como uma película ascendente, e a segunda, como descendente (Figura A1.8 do Anexo 1).

A alimentação entra na parte inferior e, conforme o líquido vai subindo, começa a ocorrer ebulição. Uma mistura líquido–vapor é descarregada e redistribuída pelos tubos da passagem descendente. O vapor gerado na passagem ascendente ajuda a distribuir o líquido pelos tubos, aumentando a velocidade e, conseqüentemente, o coeficiente de troca de calor. O líquido mais concentrado é formado na passagem para baixo, e a mistura líquido–vapor é separada em um separador externo.

Este equipamento possui tubos mais curtos, cerca de metade, em relação aos de película ascendente ou descendente, e tem a vantagem de apresentar a mesma facilidade de distribuição da alimentação daquele de película ascendente. No catálogo do fabricante Buflovak há esquemas ilustrativos.

Evaporador de película agitada

Nas Figuras A1.9 e A1.10 do Anexo 1 são apresentados esquemas deste evaporador; o catálogo da Turba-Film Evaporator mostra figuras interessantes.

Esse evaporador consiste em um tubo com camisa de aquecimento e rotor interno cujas lâminas chegam quase à parede interna do tubo, que é aquecida. A parte do tubo com camisa corresponde a cerca de 2/3 do comprimento total, e a parte sem aquecimento tem diâmetro maior. A alimentação é feita na parte superior, e a ação do rotor faz com que a alimentação seja jogada contra a parede aquecida, escorrendo e recebendo calor. O rotor impede que se formem depósitos e que a película fique muito larga, sendo continuamente agitada. A distância entre as lâminas do rotor e a parede pode variar dependendo do material processado (um valor típico é de cerca de 1,5 mm). Há situações em que o rotor raspa na parede: são os rotores com abertura zero. Estes equipamentos também são conhecidos como evaporadores ou trocadores de calor de superfície raspada (*scraped heat exchanger*).

Apenas uma pequena quantidade do fluido fica a qualquer instante no evaporador. Os tempos de residência são baixos, e gases ou vapores são facilmente separados do líquido. As pás do rotor também atuam como quebradoras de espuma.

5 Ver: <www.niroinc.com, <http://www.buflovak.com/pdf/Evaporator%20-%20Falling%20Film.pdf>>. Para ver fotos, consultar: <<http://www.aquatech.com/pictures.htm>>.

Os vários tipos de rotores com abertura fixa ou abertura zero são apresentados na Figura A1.11 do Anexo 1 e no catálogo Turba-Film Evaporator.⁶

Minton (1986, p. 96) apresenta uma figura, que merece ser observada, em que o tipo de evaporador é relacionado ao valor da viscosidade do concentrado. A viscosidade do produto costuma determinar o tipo de evaporador a ser utilizado, a menos que outras considerações sejam importantes, como estabilidade térmica e tendências à incrustação. Na maioria das aplicações de evaporadores os fluidos são pouco viscosos (menos de 100 cP). Evaporadores com agitação mecânica, por sua vez, costumam operar com fluidos cujas viscosidades assumem valores superiores a 1.000 cP ou com substâncias com menores viscosidades que incrustam, formam espuma e são termicamente sensíveis.

Conforme Minton (1986, p. 97), as aplicações para os evaporadores de película fina podem ser divididas em quatro categorias:

- a) *Produtos sensíveis ao calor*: sob alto vácuo e temperaturas moderadas, o tempo de residência médio pode estar entre 2 e 100 segundos; a distribuição do tempo de residência é muito estreita.
- b) *Materiais que tendem a incrustar*: por causa da alta turbulência imposta pelo rotor, a incrustação não é um problema nestes evaporadores. A cada segundo, cerca de 10 lâminas de rotor passam em cada ponto da superfície de troca, limpando-a a cada vez.
- c) *Líquidos viscosos*: fluidos com viscosidade de até 50.000 cP podem ser processados em uma unidade padrão de película fina. Os rotores com abertura zero não apresentam a mesma aplicação, em termos de intervalo de viscosidade, em relação àqueles com abertura fixa. Algumas empresas fabricam “extrusores verticais de película fina” para viscosidades de 50.000 a 20.000.000 cP, intervalo em que os fluidos param de escoar sob a influência da gravidade.
- d) *Aplicações diversas*: vários problemas especiais têm sido resolvidos com este tipo de evaporador; evaporação e reação química; escoamento em duas fases (fluidos imiscíveis, lamas, suspensões); evaporação concorrente; múltiplos efeitos.

Ainda de acordo com Minton (1986, p. 97)

a maioria dos evaporadores de película fina são utilizados em processos químicos complexos onde vários evaporadores são utilizados para realizar a separação necessária; um pré-concentrador que pode ser um evaporador relativamente barato ou talvez algum outro equipamento para separação, e um evaporador de película fina como equipamento final para atingir a concentração desejada. Em outras aplicações um pré-aquecedor é utilizado e o material é “flasheado” em um evaporador de película fina. As áreas de troca destes evaporadores são por volta de 450 ft² (~ 40 m²) e é importante utilizá-la adequadamente devido ao seu elevado custo (20 a 30 vezes mais caro que um evaporador tubular).

Os fabricantes destes equipamentos mantêm plantas piloto para testes a fim de obter dados (ver catálogo da Turba-Film Evaporator). A operação desses equipamentos, em escala piloto, no período de 1 a 2 dias, permite ampliar para escala industrial.

⁶ Ver: <<http://www.turbafilm.com/repair.html>> e <<http://www.goochthermal.com/hvethinfilm.html>> .

Esses evaporadores têm grande flexibilidade, podendo ser projetados para processar diferentes produtos em uma mesma unidade e com diferentes condições operacionais. Normalmente opera sob pressão reduzida no intervalo de 2 a 250 mm Hg.

Conforme Glover (1994), os evaporadores de película agitada são utilizados nas seguintes aplicações:

- purificação de produtos orgânicos sensíveis, tais como óleos naturais, ácidos graxos, isocianatos, herbicidas e inseticidas;
- concentração de produtos farmacêuticos e alimentos, como lecitina, enzimas, purês de frutas e vegetais, soluções biológicas, extratos vegetais e caldo de fermentação;
- recuperação de correntes valiosas de resíduos, tais como solventes de tintas, purificação de óleos usados em motor, glicerina e redução de volume de correntes de sais inorgânicos;
- devolatilização de termoplásticos, resinas acrílicas, resinas fenólicas, polímeros de silicone, poliéster e *nylon*; e
- minimização e resíduos perigosos para descarte.

Há disponíveis na internet inúmeras páginas de fabricantes e usuários deste tipo de evaporador, contendo figuras, dimensões e aplicações.⁷ Alguns *sites* apresentam relações de equipamentos que podem ser utilizados em teste de centros de pesquisa, além de discussões com relação às vantagens e aos processos em que são utilizados;⁸ outros, descrevem o equipamento e os tipos de agitadores.⁹ Há, ainda, os que apresentam históricos, tipos de equipamentos, condições de operação, principais características, centro de testes,¹⁰ e os que apresentam publicações sobre aplicações desses evaporadores, esquemas e figuras mostrando detalhes do rotor e do equipamento em geral.¹¹

Evaporadores de placas

Os evaporadores de placas são semelhantes aos trocadores de calor de placas, mas com grandes passagens para o escoamento do vapor gerado. Da mesma forma que no trocador de placas, têm-se os canais alternados com escoamento do produto e do vapor de aquecimento. São equipamentos compactos, com o separador conectado ao conjunto de placas, ocupam pequeno espaço e a altura é inferior a 4 m. São equipamentos versáteis, uma vez que a superfície de troca pode ser facilmente inspecionada e alterada. Podem operar como evaporadores de película ascendente, descendente ou, ainda, ascendente–descendente (Figura A1.12 do Anexo 1).¹²

7 Ver: <<http://www.3vmabo.com/producti.htm>> e <<http://www.gowcb.com/sites/wcb/products/heatex.asp>> acessar *scraped heat exchanger*.

8 Ver: <http://www.pfaunder.com/wiped_film_evaporators.php>.

9 Ver: <www.goochthermal.com>.

10 Ver: <http://www.sms-vt.com/Thin_Film_Evaporator.25.0.html?&L=1>.

11 Ver: <http://www.lcicorp.com/evap/thin_film_evaporators.html>.

12 Ver: <http://www.niroinc.com/html/evaporator/plate_evaporators.html>.

Podem ser obtidas altas velocidades de escoamento, as quais reduzem a incrustação. O volume retido dentro do evaporador é muito pequeno se comparado a outros tipos. Outros detalhes com relação a este e a outros tipos de evaporadores podem ser obtidos por meio da internet.¹³

Há outro tipo de evaporador, designado como híbrido de placas de fluxo descendente. O nome tem origem na mistura entre evaporador de placas e evaporador de feixe tubular de fluxo descendente. No evaporador híbrido, a calandra é composta por um conjunto de placas soldadas, e uma característica interessante apresentada pelo fabricante é a possibilidade de transformar um evaporador Roberts já existente em um híbrido. Desta forma, a calandra original é substituída pelo conjunto de placas e pelo distribuidor da alimentação.¹⁴

Além dos endereços na internet já citados, há outros que apresentam aspectos gerais de evaporação e diagramas ou figuras de evaporadores¹⁵ e que discutem, também, a necessidade de evaporadores, alguns tipos existentes e suas condições de operação, além de abordar a questão evaporador *versus* secador.¹⁶ Na página da internet da Swenson tem-se acesso a todo o catálogo desse fabricante.

Alguns *sites* apresentam inúmeras animações com equipamentos utilizados na indústria de alimentos, inclusive trocadores de calor, pasteurizadores, evaporadores, liofilizadores e a utilização de carta psicrométrica.¹⁷ Há, ainda, comparações entre os principais tipos de evaporadores, considerando inclusive o tempo de residência da solução.¹⁸

Como já foi dito, a grande maioria dos evaporadores opera de forma contínua, entretanto em alguns processos é possível observar evaporadores descontínuos. Estes consistem, muitas vezes, em um recipiente encamisado, com vapor ou outro fluido quente escoando pela camisa. A solução a ser concentrada é alimentada no recipiente até determinado nível, e, então, a carga do evaporador é aquecida, e gera-se vapor pela ebulição da solução, produzindo a solução concentrada que, ao atingir a concentração desejada, é descarregada do evaporador. Normalmente, na operação descontínua, o tempo de residência é alto e o coeficiente global de troca de calor é baixo.

13 Ver: <<http://www.anhydro.com/composite-114.htm>> e <http://www.bufllovak.com/pdf_downloads.html> (acessar *Evaporator plate processing*, pois há outras opções quanto ao tipo de evaporador).

14 Ver: <http://www.gea-ecoflex.de/EVAP_plus.1169.0.html?&L=1>; <<http://www.gea-ecoflex.de/Sugar.1181.0.html?&L=1>> e <http://www.senior.com.au/thermal_film.htm>.

15 Ver: <www.dupps.com/evapsyst.html>.

16 Ver: <<http://www.niroinc.com/html/evaporator/evpdfs/evapor%20brochure%20FFF.pdf>>.

17 Ver: <<http://www.rpaulsingh.com/animated%20figures/animationlist.htm>>.

18 Ver: <<http://www.greenbusinesscentre.com/documents/Evaporator.pdf>>.

3 FUNDAMENTOS

3.1 ELEVAÇÃO DO PONTO DE EBULIÇÃO (EPE)

Considerar um solvente puro, por exemplo, água, em um recipiente à pressão p , com temperatura de ebulição t_{solv} . Considerar, agora, uma solução com este solvente e um soluto não-volátil, como água e sal, na mesma pressão p anterior e com temperatura de ebulição t_e .

Define-se elevação do ponto de ebulição da solução como a diferença entre o ponto de ebulição da solução (t_e) e o ponto de ebulição do solvente puro (t_{solv}) na mesma pressão.

$$\text{epe} = t_e - t_{\text{solv}} \quad (2)$$

Esta definição é bastante simples e será utilizada em muitas aplicações que envolvam a concentração de soluções. Outros conceitos serão lembrados com o objetivo de facilitar o entendimento para as futuras aplicações. Algumas questões são apresentadas a seguir:

Quando um líquido entra em ebulição?

Quando a pressão de vapor do líquido se igualar à pressão ambiente.

Se a um líquido puro, com temperatura de ebulição t , for acrescentado um soluto, o que ocorre com a temperatura de ebulição da solução formada?

A temperatura de ebulição da solução será maior que a do solvente puro. A pressão de vapor do solvente na solução é menor que a pressão de vapor do solvente puro. Por exemplo, a pressão de vapor de água pura a 40°C é 55,324 mm Hg (ver Tabelas A2.1 e A2.2 do Anexo 2, as quais demonstram a pressão de vapor de água líquida e as propriedades do vapor de água saturado). A pressão de vapor de água a 40°C em uma solução de NaOH com concentração de 30 (g NaOH/100 g H₂O) é de 36,6 mm Hg (ver Tabela A2.3 do Anexo 2).

Considerar a seguinte situação: submetida à pressão ambiente de 100 mm Hg, a água pura entra em ebulição a 51,3°C. A esta mesma pressão, uma solução de NaOH com 50% (em massa de soluto) entra em ebulição a 98°C. Assim:

Qual a elevação do ponto de ebulição da solução?

$$\text{epe} = 98 - 51,3 = 46,7^\circ\text{C}$$

O vapor gerado pela ebulição da solução de NaOH 50% está saturado ou superaquecido? E qual a temperatura de condensação deste vapor?

A solução está em ebulição a 98°C, e o vapor está sendo gerado a 98°C. Desta forma, este vapor está a 98°C e à pressão de 100 mm Hg. A temperatura de saturação do vapor de água a 100 mm Hg é de 51,3°C, estando, portanto, superaquecido. O superaquecimento é de $98 - 51,3 = 46,7^\circ\text{C}$, ou seja, é a própria **epe**.

Para que ocorra a condensação deste vapor, o calor sensível deve ser retirado, reduzindo sua temperatura de 98°C até 51,3°C. Neste ponto o vapor está saturado e, em seguida, retira-se o calor latente. Desta forma, o vapor condensará a 51,3°C.

Por meio das tabelas de pressão de vapor do solvente puro (normalmente água em operações com evaporadores) e do solvente na solução considerada, é possível calcular a epe, conforme feito na aplicação anterior com NaOH. No Anexo 2, são apresentadas as Tabelas A2.1 e A2.2, com as propriedades do vapor de água saturado, e a Tabela A2.3, demonstrando a pressão de vapor de água em soluções de NaOH.

3.2 DIAGRAMA DE DÜHRING

Normalmente, a epe é pequena tanto para soluções diluídas quanto para soluções de coloides orgânicos, mas pode ser grande para soluções concentradas de sais inorgânicos. As epe são encontradas a partir de uma lei empírica, conhecida como regra de Dühring: O ponto de ebulição de determinada solução é uma função linear do ponto de ebulição do solvente puro. Isto quer dizer que, se for construído um gráfico do ponto de ebulição de uma solução, com determinada concentração, em função do ponto de ebulição do solvente puro, será obtida uma reta.

Com os dados apresentados na Tabela A2.3 do Anexo 2, e com os dados de pressão de vapor de água pura, construir uma linha do diagrama de Dühring para soluções de NaOH.

De acordo com Hougen et al. (1973), embora diversos sistemas mostrem este comportamento, não é possível considerar isto como geral, e o fato de as linhas de Dühring para o NaOH serem praticamente paralelas (variando a concentração) é simplesmente uma característica deste sistema, já que, normalmente, a epe aumenta de acordo com o aumento da temperatura.

Encontra-se facilmente na literatura o diagrama de Dühring para soluções de NaOH (Figura 1). Na Figura A3.1 do Anexo 3 o diagrama é apresentado para cloreto de sódio. Perry & Chilton (1980) apresentam um gráfico que permite obter a epe desde que se conheça o ponto de ebulição e a concentração da solução.

3.3 BALANÇO DE MASSA E ENERGIA

Na maioria dos evaporadores, o fluido de aquecimento que fornece energia para a evaporação é o vapor de água submetido a pressões relativamente baixas, cerca de 3 atm. Para que seja determinado o consumo de energia no evaporador é preciso realizar um balanço de massa e energia.

Para simplificar, um evaporador será sempre representado por uma das formas apresentadas na Figura 2.

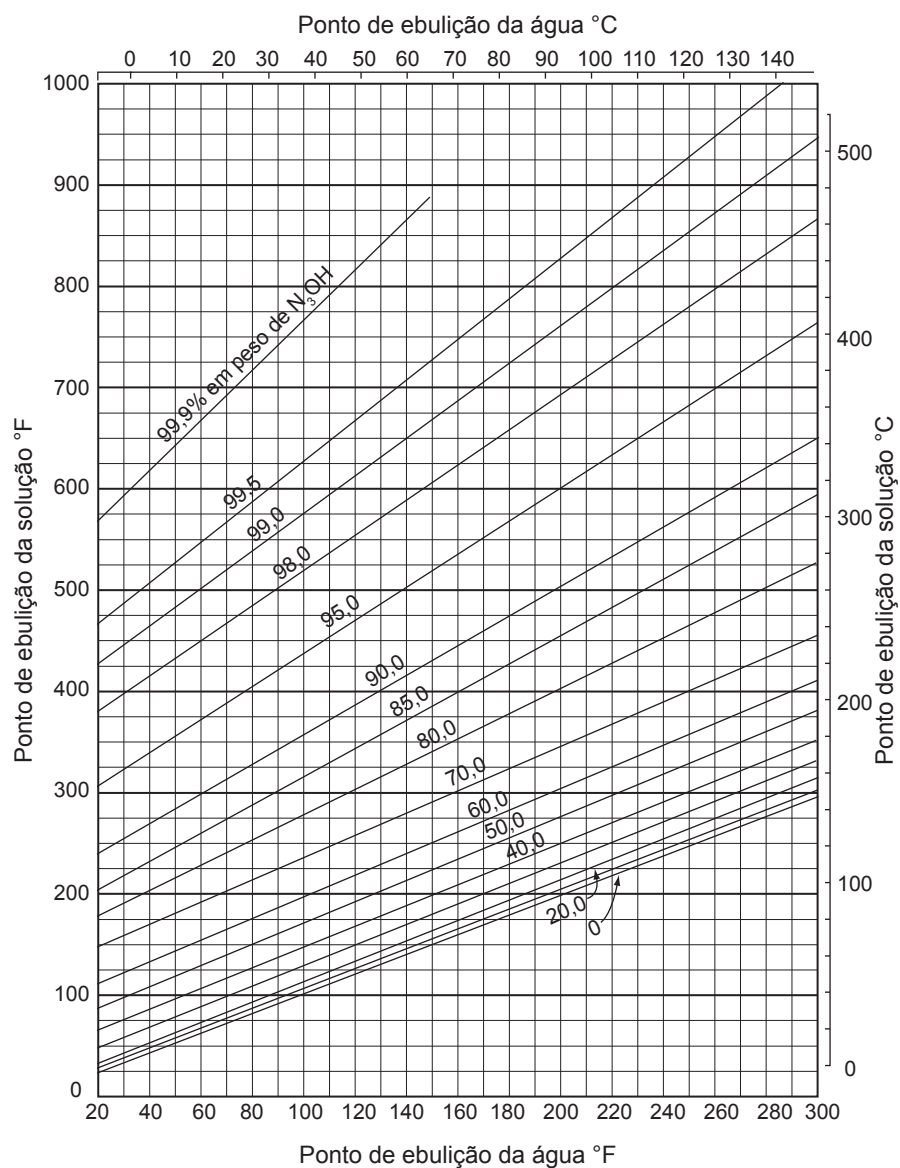


Figura 1 Diagrama de Dühring para soluções de NaOH (BROWN, 1955).

Têm-se:

Vazões mássicas (por exemplo, kg/h):

- F – vazão mássica de alimentação da solução diluída;
- L – vazão mássica de solução concentrada produzida no evaporador;
- S – vazão mássica de vapor de aquecimento (*Observação: steam* produzido em uma caldeira, considerado normalmente saturado); e
- V – vazão mássica de vapor produzido no evaporador pela ebulição da solução.

Concentrações na forma de frações mássicas de sólidos:

x_F – fração mássica de sólidos na alimentação;

x_L – fração mássica de sólidos na solução concentrada; e

y – fração mássica de sólidos no vapor produzido; é desejável que seja sempre zero e não deve haver arraste de sólido ou solução com o vapor, $y = 0$.

Temperaturas ($^{\circ}\text{C}$):

t_F – temperatura da solução diluída (alimentação);

t_L – temperatura da solução concentrada produzida no evaporador (temperatura de ebulição da solução concentrada na pressão do evaporador);

t_s – temperatura de saturação do vapor de aquecimento; e

t_v – temperatura do vapor produzido no evaporador.

Observação: se a solução a ser concentrada tiver $epe = 0$, o vapor gerado no evaporador será saturado, mas se apresentar $epe \neq 0$, o vapor estará superaquecido.

Entalpias específicas (energia/massa):

h_F – entalpia da solução diluída alimentada no evaporador;

h_L – entalpia da solução concentrada produzida no evaporador;

H_s – entalpia do vapor saturado alimentado no evaporador;

h_s – entalpia do condensado (água líquida) que sai da câmara de vapor de aquecimento; e

H_v – entalpia do vapor produzido no evaporador (podendo ser saturado ou superaquecido).

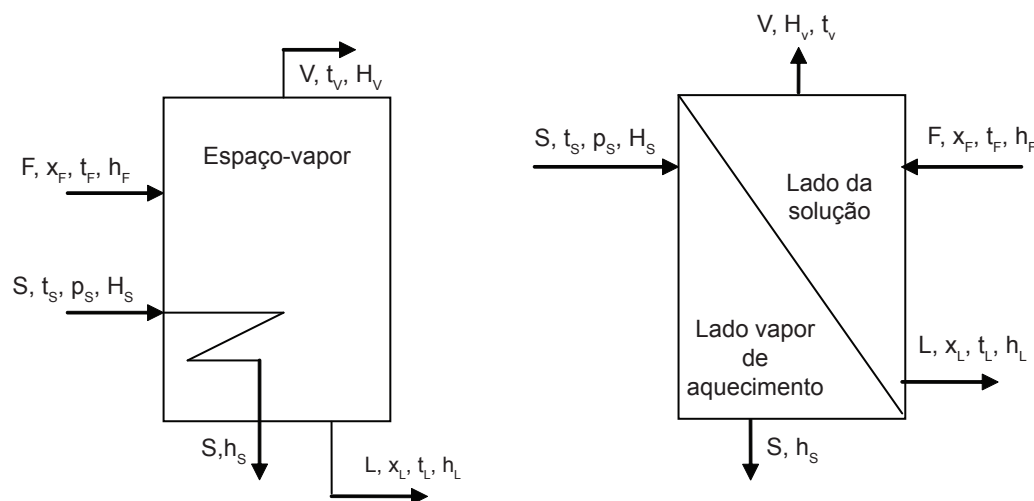


Figura 2 Representações de um evaporador.

Se o vapor de aquecimento (S) fornecer energia suficiente para que ocorra a concentração da solução diluída (F) e a produção da solução concentrada (L), deve-se ter:

$$t_s > t_L \quad (3)$$

E, lembrando que, se t é a temperatura de saturação do vapor produzido,

$$t_L = t + e_{pe} \quad (4)$$

Para um evaporador contínuo operando no estado estacionário, o balanço de massa para o soluto é:

$$F x_F = L x_L \quad (5)$$

E o balanço de massa global:

$$F = L + V \quad (6)$$

Desta forma, a quantidade de vapor (V) produzida no evaporador, normalmente desconhecida, seria de (6) e (5):

$$V = F - L = F - F x_F / x_L = F (1 - x_F / x_L) \quad (7)$$

O balanço de energia do mesmo evaporador operando no estado estacionário seria:

$$F h_F + S H_S = S h_s + V H_V + L h_L + Q_p \quad (8)$$

em que Q_p se refere às perdas de energia para o ambiente por meio do evaporador.

No caso de o vapor de aquecimento (S) estar saturado, a diferença entre as entalpias do vapor e de seu condensado, também saturado, é o calor latente de vaporização de água na temperatura de saturação (λ_s). Com isto, a Equação 8 passa a ser:

$$\begin{aligned} F h_F + S H_S - S h_s &= V H_V + L h_L + Q_p \\ e \\ F h_F + S \lambda_s &= V H_V + L h_L + Q_p \end{aligned} \quad (9)$$

O calor fornecido pelo vapor de aquecimento (q_s) é:

$$q_s = S (H_S - h_s) \quad (10)$$

Assim, junto à Equação 8, tem-se:

$$q_s = S (H_S - h_s) = V H_V + L h_L - F h_F + Q_p \quad (11)$$

Introduzindo o L da Equação 6 na Equação 11, tem-se:

$$q_s = S (H_S - h_s) = V H_V + (F - V) h_L - F h_F + Q_p =$$

$$= V (H_V - h_L) + F (h_L - h_F) + Q_p \quad (12)$$

Normalmente, em problemas com evaporadores são conhecidas as condições de alimentação (t_F , x_F e F), a concentração do que se quer produzir (x_L), a condição do vapor de aquecimento e a pressão do espaço-vapor do evaporador, ficando como incógnita a vazão do vapor de aquecimento (S), que pode ser obtida por meio da expressão de balanço de energia, Equação 8, ou por uma modificação. No Anexo 4 são apresentadas as equações dos balanços de massa e energia para o estado não-estacionário.

Para a utilizar o balanço de energia é necessário conhecer ou calcular as entalpias de todas as correntes do evaporador, como:

Vapor de aquecimento

O vapor de aquecimento utilizado nos evaporadores normalmente é vapor de água saturado. As entalpias podem ser obtidas por meio de tabelas de vapor de água saturado, encontradas facilmente na literatura e em livros-texto (Tabelas A2.1 e A2.2. do Anexo 2). Nessas tabelas, obtêm-se valores para o líquido saturado e para o calor latente de condensação, em que, normalmente, o estado de referência, cuja entalpia é zero, é água líquida a 0°C.

Se o condensado do vapor de aquecimento sai do evaporador como líquido saturado, é preciso lembrar que:

$$H_S - h_S = \lambda_s \quad (13)$$

Se o condensado sai resfriado, isto é, com temperatura t_C abaixo da temperatura de saturação, sua entalpia pode ser obtida por meio de :

$$h_S = c_p (t_C - 0) \quad (14)$$

em que c_p é o calor específico da água líquida $\approx 1,0 \text{ kcal}/(\text{kg } ^\circ\text{C})$.

Alimentação e produto

O calor de solução é igual a zero se as soluções se comportarem como ideais, e as entalpias podem ser obtidas por:

$$h_F = c_{pF} (t_F - t_{ref}) = c_{pF} (t_F - 0) \quad (15)$$

$$h_L = c_{pL} (t_L - t_{ref}) = c_{pL} (t_L - 0) \quad (16)$$

em que t_{ref} é a temperatura do estado de referência e c_{pF} e c_{pL} são o calor específico das soluções de alimentação e de produto. No caso de soluções aquosas deve-se usar, para a água, o mesmo estado de referência das tabelas de vapor de água saturado, normalmente água líquida a 0°C.

Não se comportando como soluções ideais, as entalpias devem ser calculadas considerando o calor de solução ou utilizando diagramas de entalpia–concentração disponíveis na literatura. A Figura 3, a seguir, apresenta um exemplo desse diagrama.

Vapor produzido

Se a elevação do ponto de ebulição (epe) da solução for igual a zero, o vapor produzido no evaporador estará saturado. No caso de soluções aquosas, tendo a pressão ou a temperatura do espaço-vapor, é possível obter as entalpias por meio das tabelas de propriedade de vapor de água saturado.

Se a epe for diferente de zero, o vapor produzido no evaporador estará superaquecido. Conhecendo a temperatura e a pressão, é possível obter a entalpia por meio das tabelas de vapor superaquecido; entretanto, como os intervalos de pressão e temperatura apresentados neles são grandes, torna-se difícil obter os valores necessários com precisão. Pode-se, alternativamente, calcular a entalpia do vapor superaquecido por meio da expressão:

$$H_V = H_{v \text{ sat}} + c_{pv} (t_L - t_{\text{sat}}) = H_{v \text{ sat}} + c_{pv} \text{ epe} \quad (17)$$

em que c_{pv} é o calor específico do vapor de água e pode ser considerado em aplicações de evaporadores, como 0,46 kcal/(kg °C).

Uma forma aproximada para se obter H_V é entrar nas tabelas de vapor saturado diretamente com a temperatura de superaquecimento t_L . Será evitado, aqui, o uso desta aproximação.

3.4 DIAGRAMA ENTALPIA–CONCENTRAÇÃO

Considerar a soda cáustica sólida a uma temperatura t , dissolvida em determinada quantidade de água na mesma temperatura t . Ao realizar esta dissolução, é liberada certa quantidade de calor, denominado *calor de solução*. A quantidade de calor varia de acordo com a quantidade de água utilizada. Analogamente, se uma solução concentrada é diluída com água, há um calor liberado, denominado *calor de diluição*. Por outro lado, se a solução diluída é concentrada, o calor deve ser fornecido.

Para muitas dessas soluções que apresentam calores de solução e diluição consideráveis, existem na literatura os diagramas entalpia–concentração específicos (a construção desses diagramas é tratada nas disciplinas de Termodinâmica). Para sua construção, são necessários: os calores específicos da solução a diferentes concentrações e temperaturas, o calor de diluição e o ponto de ebulição. Para determinar a entalpia deve ser adotado um estado de referência para cada substância. No caso de soluções de NaOH, em que a água é um dos componentes, é adequado que se adote a mesma referência das tabelas de vapor de água saturado, isto é, para a água, o estado de referência é a água líquida a 0°C. Para NaOH, qualquer estado de referência pode ser adotado (no estado de referência, o valor da entalpia de uma substância é uma constante e, por isso, normalmente adota-se zero). Para os diagramas apresentados nos livros de Operações Unitárias, o estado de referência utilizado para a solução de NaOH é a solução infinitamente diluída a 20°C. Na Figura 3 está representado o diagrama entalpia–concentração para a solução de NaOH.

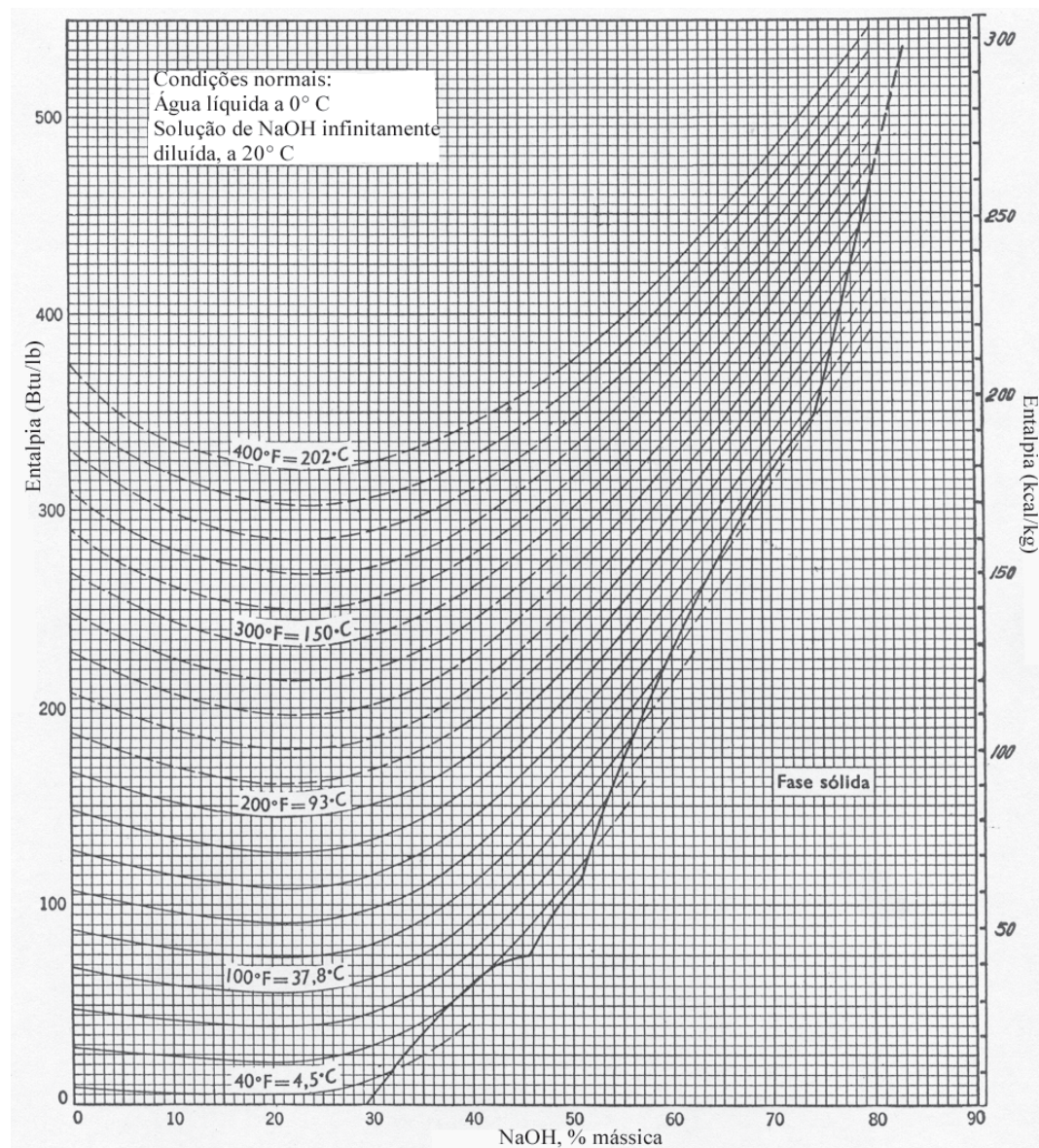


Figura 3 Diagrama entalpia–concentração para a solução de NaOH (adaptada de BROWN, 1955).

3.5 DESEMPENHO DE EVAPORADORES

As principais maneiras de se avaliar o desempenho de um evaporador que utiliza vapor como fonte de energia são: capacidade e economia.

Capacidade

É definida como a quantidade de vapor produzida por hora no evaporador, expressa normalmente em kg/h. Refere-se ao termo V do balanço de massa no evaporador.

Como já dito, o evaporador é um tipo particular de trocador de calor, em que é possível, também, aplicar a seguinte equação:

$$q = S (H_g - h_g) = U A \Delta t \quad (18)$$

em que U é o coeficiente global de troca de calor, A é a área de troca de calor e Δt , a diferença de temperatura no evaporador.

Se a alimentação do evaporador estiver na temperatura correspondente ao ponto de ebulição da solução concentrada na pressão absoluta do espaço-vapor, todo calor q trocado no evaporador será utilizado para a evaporação, e a capacidade do evaporador será proporcional a q . Se a alimentação estiver fria, o calor necessário para aquecê-la até o ponto de ebulição pode ser considerável e a capacidade para determinado valor de q será reduzida (para o mesmo calor trocado, menos água será evaporada). Por outro lado, se a alimentação estiver em uma temperatura acima do ponto de ebulição do produto, correspondente à pressão do espaço-vapor, uma parte da alimentação vaporizará espontaneamente pelo equilíbrio adiabático com a pressão do espaço-vapor, e a capacidade será maior que aquela correspondente a q . Este processo é chamado de evaporação *flash*.

Economia

É definida pela relação entre a quantidade de vapor produzida no evaporador e a quantidade de vapor de aquecimento alimentada ao evaporador (kg de água evaporada por kg de vapor alimentado), ou seja:

$$E = V/S \quad (19)$$

A economia é bastante influenciada pelo número de efeitos do evaporador (o significado será apresentado posteriormente). Outro fator que influencia a economia é a temperatura da alimentação (t_F).

Considerando o seguinte exemplo simplificado: um evaporador opera com vapor de aquecimento saturado a $2,5 \text{ kgf/cm}^2$, um vácuo de 650 mm Hg no espaço-vapor, e supõe-se que a solução que está sendo concentrada se comportará como água pura.

Qual o valor esperado para a economia do evaporador?

O vapor de aquecimento saturado a $2,5 \text{ kgf/cm}^2$ está a $126,8^\circ\text{C}$ e possui calor latente de condensação $\lambda_s = 521,0 \text{ kcal/kg}$ (Tabela de vapor de água saturado).

A solução que se comporta como água está sob pressão absoluta de :

$$p_{\text{abs}} = p_{\text{atm}} - \text{vácuo} \quad (20)$$

Vácuo de 650 mm Hg significa que a pressão absoluta está 650 mm Hg abaixo da pressão atmosférica. Portanto, a pressão no espaço-vapor do evaporador é $760 - 650 = 110 \text{ mm Hg} = 0,15 \text{ kgf/cm}^2$. Água líquida nesta pressão entra em ebulição a $53,6^\circ\text{C}$ e possui um calor latente de vaporização de $566,9 \text{ kcal/kg}$.

Pergunta: Se a alimentação do evaporador estiver a $53,6^\circ\text{C}$, 1 kg de vapor de aquecimento é capaz de evaporar quantos kg de água no evaporador?

Na condensação, 1 kg de vapor de aquecimento libera 521,0 kcal/kg.

Para ser evaporada, 1 kg de água pura saturada a 53,6°C necessita de 566,9 kcal/kg.

O vapor de aquecimento será capaz de vaporizar 521,0/566,9 kg de água, que é igual a 0,919 kg de água.

Se a temperatura da alimentação for menor, parte do vapor de aquecimento será utilizada apenas para aquecer a solução até o ponto de ebulição, não gerando vapor. Isso significa que, se a temperatura da alimentação for reduzida, a economia do evaporador também o será.

Desta forma, a economia de um evaporador de efeito simples é menor que 1, mas, dependendo da temperatura da alimentação, o valor 1 pode ser uma boa estimativa preliminar. Esses valores e os comentários apresentados só se aplicam se o fluido de aquecimento for vapor de água e se a solução for aquosa.

3.6 DIFERENÇA DE TEMPERATURA NO EVAPORADOR

Considerando um evaporador do tipo calandra, o diagrama da Figura 4 representa a diferença de temperatura (Δt) neste evaporador.

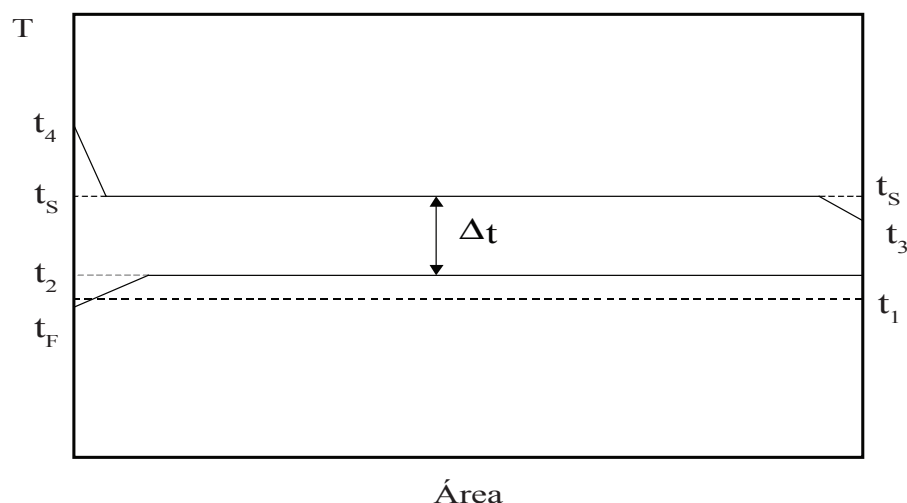


Figura 4 Representação da diferença de temperatura (Δt) em um evaporador.

A alimentação à temperatura t_F é rapidamente misturada à solução em ebulição dentro do evaporador, e apenas uma pequena parte da superfície de aquecimento entra em contato com o líquido frio.

Para uma solução que apresente considerável epe, sendo t_2 sua temperatura de ebulição e t_1 , a temperatura de saturação deste vapor produzido, supõe-se que o vapor de aquecimento esteja superaquecido à temperatura t_4 e sua temperatura de saturação seja t_s . Considera-se, ainda, que o condensado sai do evaporador resfriado, abaixo de sua temperatura de saturação, com temperatura t_3 . Mesmo com todas essas considerações juntas, o Δt no evaporador será:

$$\Delta t = t_s - t_2 = t_s - t_L \quad (21)$$

Os pequenos triângulos no diagrama da Figura 3 correspondem a quantidades de calor e à área de troca de calor desprezíveis. O que se destaca é um trocador de calor particular, em que as temperaturas dos dois fluidos são constantes: de um lado tem-se vapor condensando, e, do outro, um líquido ou solução em ebulição.

Na realidade, dependendo do tipo de evaporador, a temperatura da solução em ebulição pode variar, por exemplo, por causa da carga hidrostática da solução. Mesmo assim, costuma-se utilizar a diferença de temperatura apresentada na Equação 21. Desta forma, o valor do coeficiente global experimental estará acoplado a esta forma de representar a diferença de temperatura.

Às vezes, encontra-se na literatura o termo diferença de temperatura aparente, que é:

$$\Delta t = t_s - t_l \quad (22)$$

Ou seja, despreza-se a epe por desconhecimento, descuido ou aproximação. Para muitas soluções diluídas este erro pode ser pequeno, entretanto para soluções concentradas como NaOH, por exemplo, o erro pode ser maior que 40°C. O termo aparente indica que está sendo considerada a temperatura de ebulição do solvente puro, e não a da solução. Com relação a projeto de equipamentos, deve-se evitar a utilização do Δt aparente.

Se no lugar de vapor de água for utilizado outro fluido sem mudança de fase e com variação de temperatura, como um óleo térmico, por exemplo, a diferença de temperatura no evaporador passa a ser a média logarítmica das diferenças de temperatura (MLDT).

3.7 CONDIÇÕES DE PRESSÃO

Pressão do vapor de aquecimento

A princípio pode parecer vantajoso utilizar altas pressões para o vapor de aquecimento, pois, com isto, a temperatura do vapor e o Δt no evaporador aumentam e a área de troca de calor necessária diminui. A seguir, compara-se a situação de vapor de água saturado em duas pressões diferentes.

$$P_s = 30 \text{ kgf/cm}^2 \Rightarrow t_s = 232,8^\circ\text{C} \Rightarrow \lambda_s = 430,6 \text{ kcal/kg}$$

$$P_s = 2 \text{ kgf/cm}^2 \Rightarrow t_s = 119,6^\circ\text{C} \Rightarrow \lambda_s = 525,9 \text{ kcal/kg}$$

À baixa pressão, 1kg de vapor, quando condensa, libera mais energia que vapor à alta pressão. Além disso, vapor à pressão muito alta exigiria paredes mais grossas para a troca de calor. Tendo disponível vapor à alta pressão, é mais conveniente gerar energia expandindo-o em uma turbina e utilizar o vapor de exaustão dessa turbina como fornecedor de calor latente na condensação. A grande maioria dos evaporadores opera com vapor de aquecimento a baixas pressões, cerca de 3 a 4 kgf/cm² (absoluta).

Pressão no espaço-vapor do evaporador

Em qualquer equipamento de troca de calor, quanto maior o Δt , menor será a área de troca necessária. Isso vale também para os evaporadores, já que é possível reduzir o custo do equipamento por meio disto.

A utilização de vácuo no espaço-vapor dos evaporadores é uma prática comum, mesmo quando as soluções não são sensíveis a altas temperaturas. Isto porque, operando o espaço-vapor sob vácuo, o ponto de ebulição da solução é reduzido, e, conseqüentemente, a diferença de temperatura (Δt) no evaporador aumenta, reduzindo, assim, a área de troca necessária. É por esta razão que, na maioria dos casos, os evaporadores operam sob vácuo.

3.8 COEFICIENTE GLOBAL DE TROCA DE CALOR

No caso de evaporadores que utilizam vapor como fonte de energia, tem-se de um lado o vapor condensando e, de outro, um líquido em ebulição. Neste processo, analogamente ao que ocorre nos trocadores de calor, estão envolvidas as seguintes resistências à transmissão de calor: a do vapor condensando, incrustação do lado do vapor, incrustação do lado da ebulição, resistência da parede do tubo e resistência do líquido em ebulição. Normalmente, a resistência, em razão da incrustação do vapor condensando e da parede do tubo, é muito pequena e pode ser desprezada.

Os coeficientes referentes à condensação em película assumem valores elevados, cerca de $8.500 \text{ W/m}^2\text{°C}$. A presença de gases não-condensáveis junto ao vapor tende a reduzir bastante esse valor, por isso acessórios são importantes para sua retirada (Figura A1.2b do Anexo 1), e é preciso ter cuidado para que não entre ar no sistema à baixa pressão.

O coeficiente do lado do líquido (em ebulição) normalmente controla o processo. Para evaporadores de circulação natural operando com soluções aquosas diluídas, o valor do coeficiente h é de 1.500 a $3.000 \text{ W/(m}^2\text{°C)}$ (comparar com a condensação).

Os evaporadores com circulação forçada tendem a apresentar valores de h maiores, mesmo na situação em que a ebulição é evitada pela altura estática. Nesta situação, o coeficiente de transferência de calor pode ser calculado por meio das equações empíricas para escoamento no interior de tubos, e uma das indicadas é:

$$Nu = 0,028 (Re)^{0,8} (Pr)^{1/3} (\mu/\mu_w)^{0,14}$$

Na prática, o coeficiente global para evaporadores não é obtido a partir de coeficientes individuais, já que as correlações disponíveis não são válidas para as condições operacionais, principalmente para o fluido em ebulição. Desta forma, é mais adequada a determinação experimental do coeficiente global (U), fundamentado na diferença de temperatura que considera a epe (Equação 21) e na pressão do espaço-vapor, aplicando-se a Equação 1.

O coeficiente global é influenciado pelos mesmos fatores que afetam os coeficientes individuais h , mas, se uma resistência é a controladora, grandes mudanças em outras resistências praticamente não afetam o coeficiente global, conforme já visto nos trocadores de calor. Billet (1989) apresenta algumas correlações à estimativa do coeficiente de troca de calor h para fluidos em ebuli-

ção para diferentes tipos de evaporadores. Valores típicos de coeficientes globais, para vários tipos de evaporadores, são apresentados na Tabela 2. Estes coeficientes aplicam-se às condições sob as quais estes evaporadores operam.

Tabela 2 Valores de coeficientes globais (U) para evaporadores (adaptada de McCABE et al., 1993).

Tipo de evaporador	U (W/m ² °C)
película ascendente	1.000-2.500
circulação forçada	2.000-5.000
película agitada, com viscosidade de:	
1cP	2.000
1 P	1.500
100 P	600

3.9 BALANÇO DE ENTALPIA QUANDO O CALOR DE DILUIÇÃO É DESPREZÍVEL

Na Equação 8 foi apresentado o balanço de energia geral para um evaporador:

$$F h_F + S H_S = S h_s + V H_v + L h_L + Q_p \quad (8)$$

Considerar o caso particular de uma solução que está sendo concentrada e que apresente calor de diluição desprezível. Isto significa que suas entalpias podem ser calculadas simplesmente por:

$$h = c_p (t - t_{ref}) \quad (23)$$

O calor q transferido no evaporador pode ser representado como o calor necessário para:

- Aquecer a solução da temperatura t_F até a temperatura de ebulição no evaporador, $t_L \Rightarrow q_F$.
- Evaporar a água para mudar a concentração, na temperatura $t_L \Rightarrow q_V$

$$q = q_F + q_V \quad (24)$$

Se o calor específico da solução diluída for constante, entre t_F e t_L , ou se for utilizado um valor médio c_{pF} , tem-se:

$$q_F = F c_{pF} (t_L - t_F) \quad (25)$$

$$q_V = V \lambda_v \quad (26)$$

em que λ_v é o calor latente de vaporização de água na solução concentrada.

Se a epe for zero, $\lambda_v = \lambda$ = calor latente de vaporização de água na pressão do espaço-vapor. Se a solução tiver epe considerável, o vapor produzido estará superaquecido por uma quantidade de

(epe)°C, em que λ_v difere de λ . Entretanto, esta diferença é muito pequena, devendo-se considerar $\lambda_v = \lambda$. Voltando para a Equação 24 e juntando-a a 25 e 26, tem-se:

$$q = q_F + q_V = F c_{pF} (t_L - t_F) + V \lambda_v \quad (27)$$

Lembrando que:

$$q = S (H_S - h_C) \quad (28)$$

Tem-se:

$$S (H_S - h_C) = F c_{pF} (t_L - t_F) + V \lambda_v \quad (29)$$

Outra forma de se chegar ao mesmo resultado é partir direto da equação do balanço de energia (Equação 8) e, com as mesmas hipóteses, calcular as entalpias mudando o estado de referência para a água. Considerando, agora, a referência como água líquida na temperatura t_L , como ficam as entalpias? Inicialmente, para a solução diluída:

$$h_F = c_{pF} (t_F - t_L) \quad (30)$$

Nota-se que h_F pode ter valor negativo.

$$h_L = c_{pL} (t_L - t_L) = 0 \quad (31)$$

O valor de H_V não poderá ser obtido direto das tabelas de propriedades do vapor, pois agora a referência não é mais água líquida a 0°C.

$$H_V = 0 - c_p (epe) + \lambda + c_{pV} (epe) = -1,0 (epe) + 0,46 (epe) + \lambda \quad (32)$$

Considera-se que $c_p = 1 \text{ kcal}/(\text{kg } ^\circ\text{C})$ e $c_{pV} = 0,46 \text{ kcal}/(\text{kg } ^\circ\text{C})$.

Igualmente ao caso anterior, se o superaquecimento for desprezado (por meio da Equação 32, vê-se que isto pouco representa em termos de energia), tem-se:

$$H_V = \lambda \quad (33)$$

Portanto, o balanço ficará:

$$S (H_S - h_C) + F c_{pF} (t_F - t_L) = 0 + V \lambda_v \quad (34)$$

$L h_L \leftarrow$

ou:

$$S (H_S - h_C) = F c_{pF} (t_L - t_F) + V \lambda_v \quad (35)$$

4 CONDENSADORES ACOPLADOS AOS EVAPORADORES

O vapor gerado no evaporador deve ser condensado e retirado do sistema. Como já discutido, os evaporadores costumam operar sob vácuo; assim, esse vapor gerado fica na maioria dos casos sob pressão abaixo da atmosfera, e o condensado deve ser descarregado como líquido na pressão atmosférica. O fluido freqüentemente utilizado como refrigerante é a água.

Os condensadores costumam ser classificados em duas categorias:

- condensador de superfície e
- condensador de contato.

O *condensador de superfície* pode ser um trocador de calor, como, por exemplo, um Casco e Tubo, com vapor escoando de um lado e água, de outro. Como já foi visto na parte referente aos trocadores de calor, os fluidos não se misturam, e a troca de calor ocorre através de uma parede, geralmente metálica. No caso Casco e Tubo, é possível operar na horizontal ou na vertical, com o vapor no casco ou no tubo.

Quando o vapor está à pressão abaixo da atmosférica, o condensado deve ser retirado com uma bomba, e os gases incondensáveis, como ar, CO_2 , N_2 , normalmente presentes com o vapor, são retirados pelo sistema a vácuo.

Os condensadores de superfície são mais caros e utilizam mais água que os de contato, devendo ser empregados quando a mistura entre condensado e fluido refrigerante não for desejada. No entanto, apresentam algumas vantagens, como: não contaminam a água de resfriamento; o vapor condensado pode retornar para a caldeira; necessitam de menor altura para instalação.

O *condensador de contato*, bem como diz o nome, coloca o vapor e o fluido refrigerante em contato direto, não havendo uma parede separando os dois meios. Não há, assim, uma superfície de troca de calor, o que pode admitir maiores temperaturas de saída de água. Além disso, a perda de carga para o vapor é menor quando comparada ao condensador de superfície. Há algumas formas de tornar este contato eficiente, como a utilização de enchimento, *sprays* ou escoamento em cascata.

É muito comum ter acoplada à parte inferior do condensador de contato uma coluna barométrica, daí o nome condensador barométrico, em que o condensado e a água de resfriamento são descarregados na atmosfera por meio da gravidade. A coluna barométrica é um tubo vertical com cerca de 10 m de comprimento, selado em sua extremidade inferior pelo nível de água de um reservatório e aberto para atmosfera para recebimento de condensado. Durante a operação, o nível de água na coluna ajusta-se automaticamente, de modo que a pressão no condensador mais a pressão exercida pela altura de líquido na coluna seja igual à pressão atmosférica. Como a coluna deve ter cerca de 10 m de comprimento, é válido lembrar que o condensador deve ficar sempre em local elevado e que 10 m de coluna de água correspondem, aproximadamente, à pressão atmosférica. Minton (1986) apresenta detalhes sobre o reservatório e a selagem da coluna. Na Figura 5 é apresentado um esquema de um condensador barométrico.

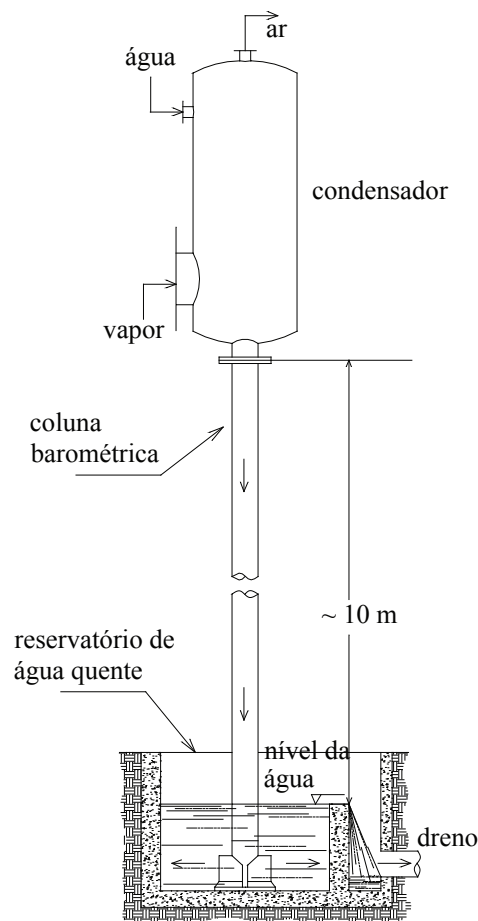


Figura 5 Condensador barométrico.

O condensador de contato geralmente é mais barato e necessita de menos água. No entanto, sua escolha passa por critérios ambientais e de custo. No caso de a água utilizada necessitar de tratamento, por causa do contato direto com o vapor e possíveis contaminantes, o custo deste tratamento poderá inviabilizar seu uso, tornando o condensador de superfície mais vantajoso.

De acordo com Billet (1989), nem sempre as dimensões do condensador de contato podem ser calculadas com precisão, e, no projeto, freqüentemente são utilizados dados empíricos. O autor apresenta uma correlação empírica para calcular o coeficiente global de troca de calor (U) e uma aplicação para o dimensionamento (altura e diâmetro) deste condensador com enchimento ou com cascata.

Primeira aplicação: (solução com $epe = 0$)

A água bruta com 0,12% de sólidos (massa) deve ser evaporada em um evaporador de efeito simples sob pressão atmosférica, com vazão de alimentação de 20.000 kg/h até uma concentração de 1,2%. É utilizado vapor de aquecimento saturado a 3,5 bar. Quanto da vazão de água deve ser evaporada e qual a quantidade de vapor de aquecimento necessária se a temperatura de alimentação for:

a) 90°C

(Resp. $S = 19.317$ kg/h; $E = 0,93$;

b) 20°C

$S = 22.048$ kg/h; $E = 0,82$)

Segunda aplicação: (solução de NaOH)

Um evaporador de efeito simples deve concentrar 11 t/h de uma solução de NaOH de 20% a 50% de sólidos (em massa), estando a alimentação a 38°C. A pressão do vapor de aquecimento é de 2,35 atm (abs), e no espaço-vapor deve ser mantido um vácuo de 66 cm de Hg. O coeficiente global de transmissão de calor (U) é de 1.250 kcal/(h m² °C). Calcular o consumo de vapor, a economia e a área da superfície de aquecimento. Calcular o consumo de água no condensador de superfície se a temperatura de entrada da água de resfriamento for de 20°C e se o Δt na saída do condensador for 10°C (diferença entre a temperatura de condensação do vapor e a temperatura de saída da água).

(Resp. $S = 8.477$ kg/h; $E = 0,78$; $A = 122$ m² e $M_{ag} = 180.747$ kg/h)

Terceira aplicação: (solução de NaOH)

Um evaporador de efeito simples é usado para concentrar 9.000 kg/h de uma solução de NaOH de 50% a 70% (em massa). A operação será realizada sob vácuo de 684 mm Hg. É usado vapor saturado à pressão relativa de 4,76 atm no aquecimento. O coeficiente global de transmissão de calor (U) é de 1.000 kcal/(h m² °C), a temperatura de alimentação é de 93°C e a temperatura de ebulição da solução de soda 70% é de 117°C. Calcular a área de troca de calor e a economia do evaporador. Qual a vazão de água de resfriamento usada em um condensador de contato para condensar todo vapor? A água de resfriamento está disponível a 20°C.

(Resp. $S = 3.770$ kg/h; $E = 0,68$; $A = 46,42$ m² e $M_{ag} = 59.700$ kg/h)

Quarta aplicação: (solução com epe)

Um evaporador é alimentado com uma solução aquosa contendo 5% em massa de sólidos. A vazão de alimentação da solução é de 20.000 kg/h e sua temperatura é de 40°C. O produto concentrado deixa o evaporador com concentração de 45% em massa e temperatura de 65°C. A temperatura de saturação do vapor produzido no evaporador é de 50°C. O vapor saturado a 120°C condensa e sai do evaporador nesta mesma temperatura. Assumindo os calores específicos de todas as soluções iguais a 1 kcal/(kg°C) e $U = 3.100$ kcal/(h m² °C), calcular a área de troca térmica e a economia do evaporador.

(Resp. $S = 19.931$ kg/h; $E = 0,89$ e $A = 61,4$ m²)

5 SELEÇÃO DE EVAPORADORES

5.1 MATERIAIS DE CONSTRUÇÃO

Os evaporadores podem ser construídos por diferentes tipos de materiais, metálicos ou não-metálicos, como: grafite, vidro, plástico ou cerâmica. O material adequado depende dos fluidos que serão processados, das condições do processo, do tipo de equipamento e de um balanço de custo inicial *versus* tempo de vida esperado e custo de manutenção.

A escolha depende dos seguintes fatores:

- corrosão ou erosão causada pelo fluido do processo;
- aplicação industrial, em que a contaminação do produto ou a necessidade de higiene determinam o uso de materiais nobres (exemplo: indústria farmacêutica ou de alimentos);
- economia; e
- preferência do usuário.

Além de afetar a metalurgia da unidade, a escolha do material também pode definir o tipo, ou seja, quando são necessários materiais caros, os evaporadores de placa ou de circulação forçada ganham preferência, pois são capazes de fornecer elevados coeficientes de troca, necessitando, assim, de áreas menores.

A Tabela 3 fornece exemplos de aplicações desses materiais em alguns processos, podendo ser um guia parcial.

Tabela 3 Materiais utilizados nos evaporadores (MHERA, 1986).

Produto	Material de construção
Nitrato de amônia	Aço inox 304 ou 304 L
Sulfato de amônia	Aço inox 316
Soda cáustica	Aço carbono (<i>stress-relieved</i>), Monel ou ligas de Ni, dependendo da concentração e de contaminantes.
Medicamentos	Aço inox 304 e 316, Monel ou titânio
Ácido fosfórico, uréia	Aço inox 316
Alimentos, suco de frutas, laticínios	Aço inox 304 e 316
Cloreto de sódio	Aço inox 316 L
Ácido sulfúrico	Borracha ou aço carbono (<i>lead-lined</i>), chumbo, grafite etc., dependendo da concentração

5.2 NORMAS

Não há uma norma seguida pelos fabricantes de evaporadores e, conseqüentemente, não há padrões típicos industriais como para os trocadores de calor. As normas e os padrões são aplicados para

componentes dos evaporadores, a fim de assegurar a integridade mecânica, variando de usuário para usuário. A Tabela 4 apresenta uma lista com as normas e os padrões sugeridos para vários componentes.

Tabela 4 Normas e padrões para projeto, construção e teste de evaporadores (MHERA, 1986).

Componente	Norma ou padrão
Partes com pressão	ASME Scc. VIII, Div. 1
Materiais de construção	Padrões da ASTM
Bocais, flanges, conexões, gaxetas etc.	Padrões da ANSI
Superfícies de troca de calor	Padrões do TEMA
Tubos ou placas de troca de calor	Padrões dos fabricantes
Procedimentos de teste para evaporadores	AICHE. Equipment Testing Procedures. 2 ed. 1978
Teste de desempenho (para produzir água para usos em reposição em caldeira, potável e processo).	ASME. Performance Test Code-Evaporator, 1970

ASME – Ame. Soc. of Mechanical Engineers; ASTM – Amer. Soc. for Testing and Materials.
 ANSI – Amer. National Standards Inst.; TEMA – Tubular Exchanger Manufacturer Assoc.
 AICHE – Amer. Inst. of Chem. Engineers.

5.3 CRITÉRIOS PARA A SELEÇÃO DO TIPO

Os fatores apresentados a seguir têm um papel importante na seleção do tipo de evaporador, já que vários deles estão inter-relacionados e devem ser ponderados cuidadosamente. Alguns desses fatores estão relacionados ao processo, como as características física e química dos fluidos; outros estão relacionados às características mecânicas.

Viscosidade

A viscosidade é muito importante na seleção e no projeto do evaporador, pois está diretamente ligada aos cálculos dos coeficientes de troca de calor e, portanto, afeta a área de troca. Para viscosidades baixas e médias (até 1.000 cP), deve ser selecionada uma unidade de película descendente, e, para viscosidades maiores, a opção é a película agitada.

Incrustação

Normalmente a incrustação é afetada pelas condições operacionais. A velocidade do fluido é um fator importante, e as altas velocidades tendem a reduzir a incrustação. Para incrustações moderadas, prefere-se um evaporador de película descendente. No caso de altas incrustações, os evaporadores de circulação forçada ou de película agitada devem ser considerados, dependendo da sensibilidade térmica das substâncias.

Salting

Ocorrendo principalmente em cristalizadores, *salting* pode ser minimizada mantendo-se os sólidos e os líquidos sempre em contato íntimo, conseguido apenas nos evaporadores de circulação forçada.

Cristalização

Para evaporadores que combinam concentração e cristalização, a necessidade de crescimento uniforme dos cristais limita a escolha a unidades de circulação forçada, prevenindo a sedimentação dos sólidos.

Sensibilidade térmica

Produtos farmacêuticos, alimentícios, laticínios e bebidas não podem ser expostos a altas temperaturas, pois podem sofrer algum tipo de degradação. Para estes produtos são necessários baixos tempos de contato, baixo *holdup* e baixas temperaturas. Para satisfazer estas necessidades, o evaporador mais adequado é o de película operando sob vácuo. Além disso, em razão das características dos produtos, os materiais desses evaporadores são mais nobres, como aço inoxidável ou outras ligas. A necessidade de baixo *holdup* e metais caros pode induzir à escolha de evaporadores de placas.

Coefficientes de transferência de calor

Em muitas aplicações, exceto para fluidos muito viscosos, a formação de uma camada de incrustação do lado do fluido do processo é a resistência controladora. O coeficiente de troca de calor está em função de: viscosidade, velocidade de escoamento, densidade, calor específico e condutividade térmica. Para os fluidos viscosos, a circulação forçada pode aumentar os valores de h , mas os custos de bombeamento também podem ser altos. Neste caso, um evaporador de película fina é atrativo desde que esta película ofereça baixa resistência térmica.

Diferença de temperatura

Para os evaporadores que usam vapor como meio de aquecimento, o Δt é a diferença entre a temperatura de condensação do vapor de aquecimento (saturação) e a temperatura de ebulição do produto. Quando se usa um óleo térmico, o Δt passa a ser a MLDT. A elevação do ponto de ebulição (epe) e a altura de líquido no evaporador afetam o ponto de ebulição da solução. Como já foi visto, para soluções concentradas de sais inorgânicos, a epe pode ultrapassar 50°C, reduzindo, assim, o Δt no evaporador.

A altura estática do líquido no evaporador, bem como a perda de carga por causa do atrito, aumenta a pressão média de operação no espaço-vapor, aumentando o ponto de ebulição médio da solução. Desta forma, em qualquer evaporador, o ponto de ebulição médio da solução será maior que aquele correspondente à pressão do espaço-vapor, o que diminui o Δt disponível no evaporador. Em evaporadores de película descendente não há epe por causa da carga hidrostática, já que esta não existe, pois os tubos não operam cheios.

Por causa da altura estática e da perda de carga, pode ser difícil avaliar o aumento do ponto de ebulição, pois há uma mistura de líquido em ebulição (líquido e vapor) no interior dos tubos do evaporador, e não somente líquido escoando. Conforme McCabe et al. (1993), utiliza-se, então, a própria temperatura de ebulição referente à pressão do espaço-vapor. Para isso, deve-se ter sempre em mente que, na realidade, o Δt disponível será menor que o utilizado.

Separação vapor-líquido

Este é um fator importante em razão da perda de produto, da poluição ambiental e da contaminação do vapor condensado, em que esta última pode causar incrustação e corrosão no condensador. A separação do líquido arrastado é realizada no espaço-vapor (vapor *head*), que pode ser ou não integral com a superfície de aquecimento. O espaço-vapor é escolhido de acordo com as características do produto. O uso de separadores tipo peneira deve ser evitado, especialmente para cristalizadores e quando os sólidos estão presentes com o líquido.

Formação de espuma

Uma espuma estável pode causar grande perda de material por arraste. Algumas providências devem ser tomadas para separar o líquido do vapor, quando não for possível utilizar agentes antiespumantes. Quando a estabilidade térmica não for um problema, é possível suprimir a ebulição (evaporadores com circulação forçada), embora às custas de um aumento de área, por causa da redução do h .

5.4 INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE

Os parâmetros que necessitam ser controlados são: temperatura, pressão, densidade, vazões de alimentação e produto.

O controle de temperatura e velocidade de evaporação é feito, normalmente, variando a vazão do meio de aquecimento (vapor). Um estrangulamento no vapor afeta não apenas a vazão, mas também a temperatura, resultando em um Δt menor. Em evaporadores de circulação natural, o controle do nível é crítico.

A concentração do produto é monitorada por meio das propriedades físicas, da própria concentração, da densidade ou, ainda, da epe. O controle final é realizado pela regulagem das vazões de alimentação e de produto e do meio de aquecimento. Nas Tabelas 5 e 6 há indicações referentes à seleção do tipo de evaporador.

Tabela 5 Condições do fluido e viscosidade para seleção de evaporadores (adaptada de MHERA, 1986).

Viscosidade do fluido	Condições do fluido	Tipo de evaporador
Baixa (até 20 cP)	incrustação moderada, sem cristalização, elevado <i>salting</i>	circulação natural
Baixa à moderada (> 20 cP até 150 cP)	cristalização, <i>salting</i> , incrustação moderada à alta	circulação forçada, com ou sem inibição da ebulição, de película
Moderada (> 150 cP a 1.000 cP)	incrustação moderada, sem cristalização, sem <i>salting</i>	de película
Alta (> 1.000 cP)	todos os tipos de condições	película fina agitada

Tabela 6 Seleção do evaporador com base nas características do produto (adaptada de GLOVER, 2004).

Tipo de evaporador	Limpo	Alta capacidade	Sólidos ou cristais	Incrustação	Espuma	Sensível à temperatura	Viscoso
Descontínuo	X						X
Tubo horizontal	X						
Calandra	X						
Película ascendente	X	X			X		
Película descendente	X	X	X		X	X	
Circulação forçada	X	X	X	X	X		
Placas	X	X	X	X	X	X	X
Película agitada	X	X	X	X	X	X	X

6 EVAPORADORES DE MÚLTIPLOS EFEITOS

A evaporação em múltiplos efeitos é utilizada em inúmeros processos, como, por exemplo, produção de açúcar, leite condensado, sais etc. Sua invenção, cuja patente é de 1846, é atribuída a Norbert Rillieux, que a implantou na indústria açucareira da Louisiana, nos Estados Unidos.

Considerar como exemplo a Segunda aplicação (página 34), com os seguintes dados:

Vapor de aquecimento a $t_s = 126^\circ\text{C}$ e $H_s = 648$ kcal/kg.

Vapor produzido, superaquecido a 97°C (saturação a 51°C) e $H_v = 640,3$ kcal/kg.

Este vapor produzido possui uma entalpia elevada que pode ser utilizada, e enviá-lo simplesmente para o condensador é um desperdício de energia. Entretanto, para utilizar esse vapor, cuja maior quantidade de energia disponível é na forma de calor latente, é preciso que a troca de calor ocorra com algo que esteja a uma temperatura abaixo de 51°C (temperatura de saturação do vapor).

Para evitar essa perda e, portanto, para economizar energia, foram desenvolvidos os evaporadores de múltiplos efeitos. Cada efeito ou corpo de um evaporador de múltiplos efeitos é análogo a um evaporador de efeito simples. Um evaporador 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. A solução produzida no primeiro efeito também pode ser alimentada no seguinte. Ocorrendo isso, nota-se que a solução produzida no segundo efeito estará mais concentrada que a do primeiro e, portanto, se ambas estivessem sob a mesma pressão, a do segundo efeito teria um ponto de ebulição maior. Assim, seria impossível concentrar esta solução ($>$ temperatura de ebulição) utilizando o vapor do efeito anterior ($<$ temperatura). O uso desse vapor só será possível se o segundo efeito estiver a uma pressão inferior à pressão do primeiro efeito, de modo que a temperatura de ebulição da solução mais concentrada seja inferior à temperatura de ebulição menos concentrada. Esta condição se estabelece automaticamente a partir das temperaturas do último efeito, do vapor de aquecimento do primeiro efeito e das trocas de calor em cada efeito.

A numeração dos efeitos, por convenção, é feita a partir do efeito onde entra o vapor de aquecimento (S) e no sentido do caminho do vapor. Nas unidades de evaporação, normalmente o maior custo é referente ao vapor de aquecimento, por isso a necessidade de um melhor aproveitamento do vapor. Na indústria que emprega evaporadores, o método mais comum para economizar energia é utilizando os evaporadores de múltiplos efeitos. É muito comum encontrar evaporadores de dois, três, quatro e cinco efeitos.

Uma maneira bastante didática para entender o funcionamento dos evaporadores de múltiplos efeitos é apresentada por Badger & Banchero (1954) em *Introduction to chemical engineering*. Os autores explicam o início da operação de um evaporador de três efeitos. Este evaporador é apresentado na Figura 6, em que são colocados três evaporadores do tipo calandra, conectados em série, formando um evaporador de três efeitos. As correntes do processo também estão indicadas.

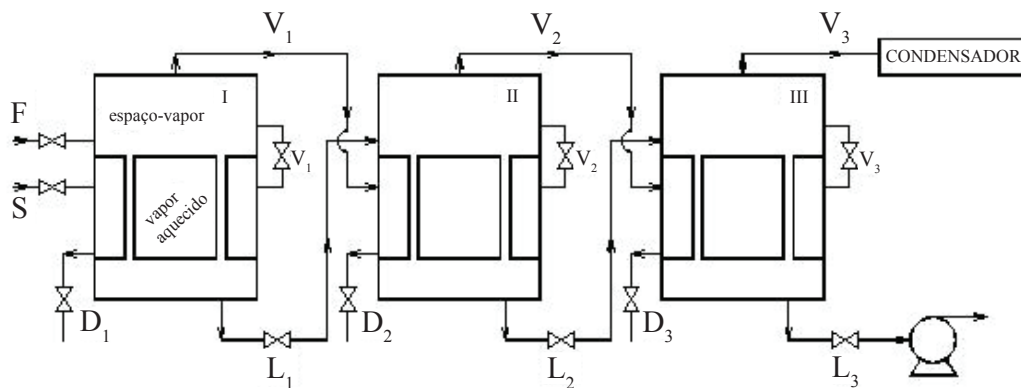


Figura 6 Evaporador de múltiplos efeitos

Começo da operação

No início, todo sistema está frio e submetido à pressão atmosférica, e cada corpo é preenchido com a solução a ser concentrada até um nível predeterminado. O sistema de vácuo acoplado ao condensador começa a funcionar, e as válvulas v_1 , v_2 e v_3 (nas linhas de incondensáveis) são abertas. Essas válvulas permitem a ligação do espaço-vapor com a região do vapor de aquecimento, possibilitando a retirada de incondensáveis de todo o sistema com apenas um sistema de vácuo. Todas as outras válvulas estão fechadas. Como exemplo, considerar que o vácuo a ser operado no último efeito seja de 66 cm de Hg (temperatura de saturação de 52°C).

Com o sistema de vácuo operando por algum tempo, todas as diferentes regiões dos três evaporadores estarão, aproximadamente, sob este mesmo vácuo. Considerando que as válvulas v_i estão abertas e que nas tubulações de vapor gerado não há válvulas, todos os espaços-vapor e regiões de aquecimento estão ligados e, portanto, pelo menos neste início, aproximadamente na mesma pressão.

Começa-se a injetar vapor vivo abrindo a válvula para a entrada de S e, em seguida, a válvula do condensado para a saída de D_1 . Ajusta-se a vazão de modo que se estabeleça uma pressão p_0 (na região de aquecimento do primeiro efeito); nesta pressão, a temperatura de saturação do vapor é t_0 . O vapor de aquecimento (S) tenderá a deslocar o ar e qualquer gás não-condensável presente no cesto de vapor, saindo pela válvula v_1 . Quando praticamente todo o ar for deslocado, essa válvula será fechada quase totalmente.

A solução diluída no primeiro efeito recebe o calor por causa da condensação do vapor (S), e o condensado D_1 sai do sistema pela tubulação e válvula correspondentes (não é necessário que se tenha exatamente uma válvula, mas um acessório que impeça que o vapor sem condensar saia do equipamento, como um purgador). A solução diluída começa a se aquecer e atinge a temperatura de ebulição correspondente ao vácuo de 66 cm de Hg (que ainda é o vácuo do espaço-vapor do primeiro efeito). Para simplificar, considera-se que esta solução tenha $epe = 0$; portanto, entrará em ebulição a 52°C. O vapor gerado no primeiro efeito vai, através da tubulação, para o evaporador II (cesto de aquecimento). Esse vapor tende a expulsar o ar ali contido, e, quando isto ocorrer, a válvula v_2 será quase totalmente fechada.

O vapor que está saindo do evaporador I transmite seu calor latente para a solução no evaporador II, e esta se aquece. Conforme a solução é aquecida, o Δt no evaporador II vai diminuindo (diferença entre a temperatura do vapor condensando e a temperatura da solução). Se esse Δt começa a diminuir, a quantidade de vapor condensando no cesto de aquecimento do evaporador II também diminui e, conseqüentemente, a pressão aumenta. O espaço-vapor do primeiro efeito está ligado ao cesto de aquecimento do segundo, sem válvula entre eles. Aumentada a pressão nesse cesto, aumenta também no espaço-vapor do efeito I. Se a pressão aumenta, o ponto de ebulição da solução no efeito I também aumenta e, portanto, o Δt no primeiro efeito diminui. Isso vai ocorrendo gradativamente até que o ponto de ebulição no segundo efeito seja atingido, isto é, 52°C para este exemplo (vácuo de 66 cm Hg).

O mesmo processo se repete no evaporador III. A solução vai sendo aquecida, e o Δt vai diminuindo; até começar a ferver, menos vapor é condensado, a pressão sobe no espaço-vapor do evaporador II, a temperatura de ebulição da solução nesse evaporador aumenta e, conseqüentemente, o Δt deste corpo diminui. Isto faz com que a taxa de condensação no cesto do evaporador II diminua, que a pressão também suba no espaço-vapor do evaporador I, até que o evaporador atinja um estado estacionário. Desta forma, a pressão no espaço-vapor do primeiro efeito fica maior que a do segundo efeito; a do segundo, maior que a do terceiro, e assim sucessivamente.

Como resultado da ebulição, o nível começa a baixar no evaporador I, e a válvula de alimentação deve ser aberta, permitindo a entrada de F para manter o nível constante. O mesmo deve ser feito com L_1 e L_2 para manter este nível constante nos três evaporadores. Qualquer mudança em uma das válvulas implica nova regulação nas outras.

A solução no evaporador III torna-se mais concentrada e, quando atingida a concentração desejada, a válvula de retirada de produto é aberta e a bomba para retirar o produto L_3 é acionada (a pressão está abaixo da atmosférica). O evaporador está operando de forma contínua: a alimentação entrando e o produto sendo retirado.

Referente ao modo como se inicia a operação do evaporador de múltiplos efeitos, pode-se notar que as temperaturas t_1 e t_2 foram atingidas como resultado do alcance automático do equilíbrio do evaporador. A partir do momento em que t_s e t_3 estão fixos, Δt_1 , Δt_2 e Δt_3 são obtidos automaticamente. Em outras palavras, o equilíbrio descrito pelas equações apresentadas é contínuo e automaticamente mantido, não podendo ser regulado ou controlado, exceto pela alteração dos U_i .

Foust et al. (1982) procuram explicar este estabelecimento automático das pressões e temperaturas nos efeitos da seguinte forma: cada efeito de um evaporador de múltiplos efeitos pode ser visto como um vaporizador e um condensador de superfície operando com um mesmo fluido. A Figura 7, a seguir, procura representar um efeito no evaporador de múltiplos efeitos, com o condensado retornando para o líquido em ebulição.

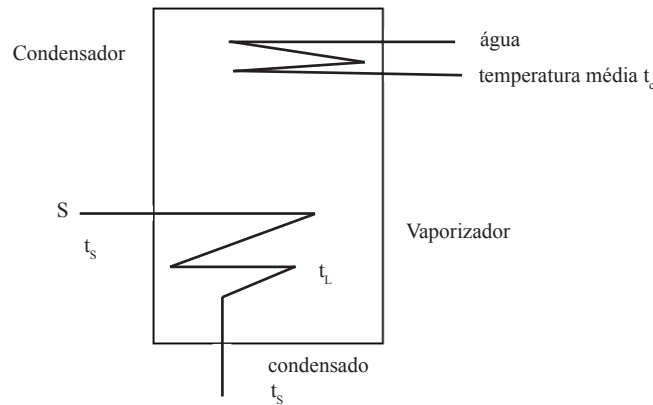


Figura 7 Esquematização de um efeito no evaporador de múltiplos efeitos.

Se o fluido que estiver sendo vaporizado for puro ($epe = 0$), a temperatura no vaporizador será a mesma do condensador (t_L). Sejam A , A_c as áreas do vaporizador e condensador, respectivamente, e U e U_c os respectivos coeficientes globais. Se a epe for diferente de zero, a temperatura no vaporizador será maior que a do condensador. Supõe-se aqui que o fluido que está sendo vaporizado é puro ou é uma solução com $epe = 0$.

O calor trocado no vaporizador e no condensador é obtido pelas Equações 36 e 37. Supondo que o vapor de aquecimento esteja a temperatura t_s e a água no condensador tenha temperatura média t_c :

$$q_v = U A (t_s - t_L) \quad (36)$$

$$q_c = U_c A_c (t_L - t_c) \quad (37)$$

Não havendo perdas de calor, essas quantidades são iguais. Igualando as Equações 36 e 37 e isolando t_L , chega-se a:

$$t_L = \frac{U_c A_c t_c + U A t_s}{U_c A_c + U A} \quad (38)$$

Nota-se que na Equação 38 não há restrições quanto à pressão, sendo uma função de t_L . Ainda na Equação 38, a temperatura do fluido (t_L) depende apenas das taxas de transferências de calor e das temperaturas terminais. Portanto, se a unidade fosse utilizada com qualquer fluido, a temperatura t_L seria a mesma, desde que os coeficientes globais permanecessem os mesmos. A pressão que seria estabelecida dependeria do fluido utilizado, pois está relacionada a t_L pela curva de pressão de vapor do fluido. Isto controla a pressão em cada efeito do evaporador de múltiplo efeito, exceto no último, em que é determinada pelo equipamento de vácuo. As condições nos outros efeitos ajustam-se automaticamente, de modo que as diferenças de temperaturas resultantes, de acordo com os coeficientes globais existentes, são responsáveis pelas taxas de transferência de calor, que obedecem aos balanços de massa e energia.

A troca de calor no primeiro efeito é:

$$q_1 = U_1 A_1 \Delta t_1 \quad (39)$$

Parte desse calor é utilizada, na realidade, para aquecer a solução até seu ponto de ebulição. Se esta quantidade for desprezada ou se for considerada que a alimentação entre na temperatura de ebulição da solução concentrada referente à pressão do espaço-vapor, segue que todo calor q_1 deverá se transformar em calor latente que sai com o vapor produzido. Assim, todo calor q_1 gasto para produzir o vapor V_1 deverá ser fornecido quando esse vapor se condensar no segundo efeito.

O calor trocado no segundo efeito corresponde a:

$$q_2 = U_2 A_2 \Delta t_2 \quad (40)$$

Considerando as hipóteses anteriores, tem-se que:

$$q_1 \approx q_2 \quad (41)$$

e, estendendo para q_3 , tem-se:

$$q_1 \approx q_2 \approx q_3 \quad (42)$$

ou seja:

$$U_1 A_1 \Delta t_1 = U_2 A_2 \Delta t_2 = U_3 A_3 \Delta t_3 \quad (43)$$

Deve ficar bem claro que estas equações são apenas **aproximadas**, úteis quando é necessária uma estimativa preliminar ou para iniciar um processo iterativo.

Na prática, quando se utilizam múltiplos efeitos, todos os efeitos possuem a mesma área de troca, por economia de construção. Desta forma, a Equação 43 passa a ser:

$$U_1 \Delta t_1 = U_2 \Delta t_2 = U_3 \Delta t_3 \quad (44)$$

Assim, os Δt são aproximadamente proporcionais ao inverso de U .

6.1 BALANÇO DE MASSA E ENERGIA

As equações de balanços de massa e energia desenvolvidas para um evaporador podem ser aplicadas para cada efeito do evaporador de múltiplos efeitos. Portanto, as Equações 5, 6 e 8 aplicam-se para cada efeito, considerando-se naturalmente as vazões e concentrações correspondentes. Além destas, pode-se escrever uma equação para o balanço global de massa e de soluto para o evaporador como um todo. Considerando como exemplo um evaporador de três efeitos, operando em regime permanente, para o soluto tem-se:

$$F x_F = L_3 x_3 \quad (45)$$

em que x_3 é a fração mássica de soluto saindo do terceiro efeito.

Balanço global de massa:

$$F = L_3 + V_1 + V_2 + V_3 \quad (46)$$

6.2 ECONOMIA

Como nos evaporadores de efeito simples, quando a alimentação entra próxima à temperatura de ebulição da solução concentrada, a economia é de aproximadamente 1. Assumindo a aproximação de que 1 kg de vapor de aquecimento gera 1 kg de vapor no espaço-vapor, a economia será 1.

Se aplicado este raciocínio para os evaporadores de múltiplos efeitos, tem-se que 1 kg de vapor de aquecimento gerará 1 kg de vapor no primeiro efeito, e este, por sua vez, ao se condensar, gerará outro 1 kg no próximo efeito. Isso quer dizer que, de forma aproximada, para um evaporador de N efeitos haverá N kg de vapor produzido para cada kg de vapor alimentado ao primeiro efeito. Cabe lembrar novamente que esta é uma relação apenas aproximada.

Do exposto, conclui-se que a razão de se utilizar evaporadores de múltiplos efeitos é assegurar o aumento da economia de vapor.

6.3 CAPACIDADE

Embora a utilização de evaporadores de múltiplos efeitos aumente a economia de vapor, não se deve pensar que não haja desvantagens. A capacidade, como já explicitado, é a quantidade de água (solvente) evaporada na unidade de tempo, e uma maneira de expressá-la é por meio da quantidade de calor trocada. No caso dos múltiplos efeitos, em que aproximadamente os calores latentes envolvidos são iguais (já foi visto que no efeito simples não é exato), a capacidade pode ser expressa por meio do calor trocado em todos os efeitos. Considerando ainda como exemplo um evaporador de três efeitos, tem-se:

$$q_1 = U_1 A_1 \Delta t_1 \quad (47)$$

$$q_2 = U_2 A_2 \Delta t_2 \quad (48)$$

$$q_3 = U_3 A_3 \Delta t_3 \quad (49)$$

A capacidade total é:

$$q = q_1 + q_2 + q_3 = U_1 A_1 \Delta t_1 + U_2 A_2 \Delta t_2 + U_3 A_3 \Delta t_3 \quad (50)$$

Assumindo que todos os efeitos têm a mesma área A e considerando um valor médio de U para os três efeitos, a Equação 50 pode ser escrita como:

$$q = U_{\text{med}} A (\Delta t_1 + \Delta t_2 + \Delta t_3) = U_{\text{med}} A \Delta t \quad (51)$$

Considerando, agora, um evaporador de efeito simples com área igual a de um dos efeitos do múltiplo efeito anterior, que esteja operando com uma diferença de temperatura Δt e que tenha um valor de U igual a U_{med} , qual é a equação da troca de calor que expressa a capacidade?

$$q = U_{med} A \Delta t \quad (52)$$

Esta equação é a mesma da capacidade do evaporador de três efeitos.

Conclusão: se o número de efeitos de um sistema de evaporação varia, e se o Δt total é mantido constante, a capacidade total do sistema não se altera.

Na realidade, a capacidade do múltiplo efeito pode ser menor que a do efeito simples, pois, para as mesmas condições terminais, t_s e pressão do último espaço-vapor, o Δt do múltiplo efeito será menor que o Δt do efeito simples. Por outro lado, o valor de U_{med} do múltiplo efeito pode ser maior que o U do efeito simples (as soluções são pouco viscosas nos primeiros efeitos), e esta diferença no coeficiente pode compensar a redução no Δt .

6.4 NÚMERO DE EFEITOS ÓTIMO

A economia indica que o aumento do número de efeitos reduz o consumo de vapor para determinado serviço, e a capacidade indica que um evaporador de efeito simples, operando nas mesmas condições terminais que um de múltiplo efeito, e tendo uma área igual a um dos efeitos, realiza o serviço.

O problema da escolha do número de efeitos acaba recaindo sobre o balanço de custos, considerando o custo do vapor de aquecimento e os custos do equipamento e da operação. Se o custo de 1 m² de área de aquecimento for constante, independentemente do número de efeitos, o investimento necessário para um evaporador de N efeitos será N vezes o de um evaporador de efeito simples de mesma capacidade. Isso pode ser melhor visualizado por meio do gráfico da Figura 8.

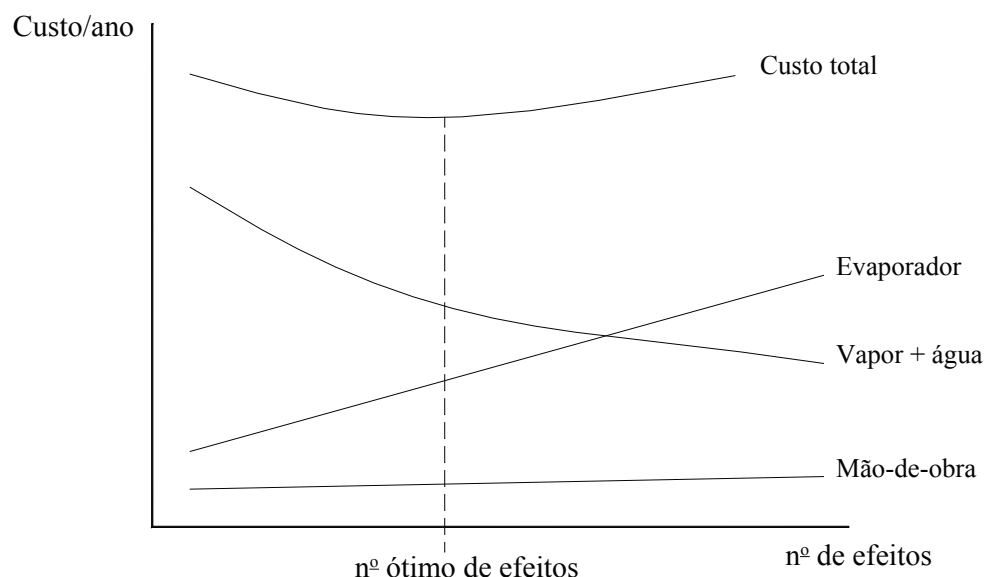


Figura 8 Determinação do número ótimo de efeitos.

Os custos do equipamento (custos fixos) por ano podem ser considerados como uma porcentagem do custo total do equipamento. No início, o custo do vapor cai rapidamente, mas este efeito vai diminuindo. A mão-de-obra pode ser considerada constante, ou seja, praticamente não varia com o número de efeitos. O custo total de operação é a soma de todas estas curvas e apresenta um ponto mínimo, que corresponde ao número de efeitos ótimo.

Quinta aplicação: (cálculo do número de efeitos)

Uma solução contendo 10% de NaOH, com vazão de 180.000 kg/dia, deve ser concentrada até 35%. Um evaporador de efeito simples para fazer este serviço custaria \$ 1.600, e um evaporador de N efeitos custaria \$ 1.600 N. O vapor de aquecimento custa \$ 0,2/1.000 kg, e a quantidade de vapor produzido pode ser assumida como 0,85 N kg/(kg de vapor de aquecimento). Assumindo que o custo anual do equipamento corresponde a 45% do capital envolvido e que o custo de mão-de-obra é constante e independe do número de efeitos, determinar o número de efeitos ótimo. Considerar um ano com 300 dias de trabalho.

(Resposta: quatro efeitos)

6.5 EFEITO DA ELEVAÇÃO DO PONTO DE EBULIÇÃO NA DIFERENÇA DE TEMPERATURA

Sabe-se que nos evaporadores de efeito simples a capacidade é a quantidade de vapor produzida por tempo, podendo ser representada pelo calor trocado no equipamento, isto é:

$$q = U A \Delta t \quad (53)$$

Em relação ao Δt nos evaporadores de múltiplos efeitos, considerar uma solução que está sendo concentrada e que possui epe considerável. Sabe-se que o vapor gerado nesta ebulição é superaquecido e que, para o cálculo da quantidade de calor, o Δt é a diferença entre a temperatura de saturação do vapor de aquecimento e a temperatura de ebulição da solução, ainda que o vapor de aquecimento esteja superaquecido (Figura 4).

Em evaporadores de múltiplos efeitos, o vapor produzido no primeiro efeito é utilizado como vapor de aquecimento no segundo; assim, se a solução possui epe, este vapor está superaquecido. Dessa forma, qual Δt deve ser usado para calcular a quantidade de calor trocada no segundo efeito? A mesma pergunta se coloca para os efeitos seguintes.

Quando a Figura 4 foi apresentada (Δt em evaporador de efeito simples), explicou-se o porquê de se utilizar a temperatura de saturação do vapor de aquecimento, mesmo quando este estiver superaquecido. Para perceber o que isto acarreta nos evaporadores de múltiplos efeitos, deve-se considerar os diagramas apresentados na Figura 9, os quais são representativos de Δt para um evaporador de efeito simples, outro evaporador de dois efeitos e um de três efeitos, todos operando com as mesmas condições terminais, ou seja, com a mesma temperatura do vapor de aquecimento t_s e com o mesmo vácuo no último efeito para produzir a mesma solução concentrada. Como exemplo,

considerar $t_s = 126^\circ\text{C}$ e um vácuo cuja temperatura de saturação do vapor produzido seja 48°C no último efeito.

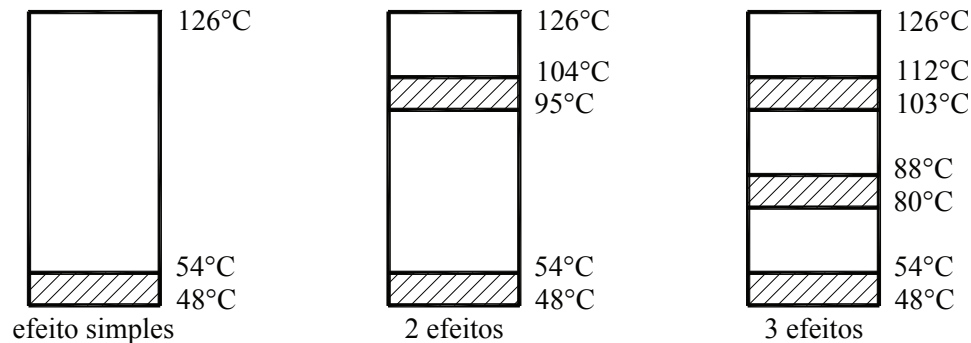


Figura 9 Representações de Δt em evaporadores de efeito simples, de dois efeitos e de três efeitos.

A altura total de cada coluna representa a diferença de temperatura entre o vapor de aquecimento e a temperatura de saturação do vapor produzido no último efeito de cada sistema. Tem-se em cada um dos três casos:

- Evaporador de efeito simples:

Do Δt total, a parte hachurada representa a epe, e, portanto, o Δt efetivo ou real é:

$$\Delta t = 126 - 54 = 72^\circ\text{C}$$

- Evaporador de dois efeitos:

Há duas regiões hachuradas (uma para cada efeito) por causa das duas epe, e o Δt efetivo é a soma dos Δt individuais:

$$\Delta t = \Delta t_1 + \Delta t_2 = (126 - 104) + (95 - 54) = 22 + 41 = 63^\circ\text{C}$$

Este Δt é menor que o Δt de um evaporador de efeito simples operando nas mesmas condições terminais.

- Evaporador de três efeitos:

Há três regiões hachuradas por causa da epe dos três efeitos; por isso, o Δt efetivo é ainda menor.

$$\begin{aligned} \Delta t &= \Delta t_1 + \Delta t_2 + \Delta t_3 = (126 - 112) + (103 - 88) + (80 - 54) = \\ &= 14 + 15 + 26 = 55^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Por meio destes três exemplos é possível obter uma equação geral para o Δt efetivo de um evaporador de múltiplo efeito:

$$\Delta t = t_s - t_{\text{sat},N} - \sum epe \quad (54)$$

em que $t_{\text{sat},N}$ é a temperatura de saturação do vapor produzido no último efeito (N).

Em um evaporador de múltiplos efeitos, em termos de Δt total, as epe de cada efeito são perdidas conforme o vapor passa de um efeito para outro.

A economia dos evaporadores de múltiplos efeitos praticamente não é influenciada pela epe, pois ela depende do balanço de energia, e não da taxa de transferência de calor. Por outro lado, se a solução possui epe, a capacidade de um evaporador de efeito duplo é menor que a metade da capacidade de dois evaporadores de efeito simples, cada um deles operando com as mesmas condições terminais. Já a capacidade de um evaporador de três efeitos é menor que um terço da capacidade de três evaporadores de efeito simples operando nas mesmas condições terminais.

6.6 RETIRADA DE VAPOR (SANGRIA)

Uma maneira de melhorar a recuperação de energia em um determinado processo seria utilizar parte do vapor gerado em um, ou alguns dos efeitos de um evaporador de múltiplos efeitos. Supondo que o segundo efeito de um evaporador de múltiplos efeitos esteja operando com temperatura de ebulição a 88°C ($epe = 0$) e que em outros pontos do processo, no qual o evaporador está inserido, seja necessário aquecer fluidos a temperaturas inferiores a 80°C .

Este aquecimento pode ser feito por meio do vapor retirado do segundo efeito do evaporador, por exemplo. Uma parte do vapor gerado no segundo efeito é desviada para esse aquecimento e o restante segue para o terceiro efeito. Toma-se como base o vapor de aquecimento do primeiro efeito; o vapor que está sendo desviado já evaporou, no evaporador de múltiplos efeitos, duas vezes a sua massa de água. Com isto, a economia de energia do processo como um todo pode ser melhorada, se comparada à situação em que este aquecimento é feito com vapor vivo (idêntico ao utilizado no primeiro efeito do evaporador).

Se essas retiradas de vapor forem pequenas quando comparadas à quantidade total que passa de um efeito para outro, não é necessário tomar providências especiais quando se faz o projeto do evaporador, pois ele atingirá a distribuição de temperatura própria para permitir esta maior geração de vapor no efeito do qual é retirado. Se a quantidade retirada for grande, pode ser necessário aumentar a área de troca em alguns efeitos para preservar uma distribuição de temperatura razoável.

Esta aplicação ocorre nas usinas de açúcar, onde há um pré-evaporador cuja área de troca é bem maior que a dos efeitos seguintes. Com isto, é possível fazer uma sangria de vapor utilizado em outros pontos da usina. Costuma-se dizer que o pré-evaporador é a segunda caldeira da usina, por causa da dimensão da quantidade de vapor que pode ser desviada.

Os resultados numéricos de tais retiradas de vapor só podem ser determinados por meio de cálculos de balanço de energia, com a possibilidade de obter resultados surpreendentes quanto à economia da planta como um todo, embora a economia do evaporador diminua.

6.7 MÉTODOS DE ALIMENTAÇÃO

Alimentação frontal ou de correntes paralelas (*forward feed, cocurrent feed*)

A solução diluída é bombeada para o primeiro efeito do evaporador, passa em seguida por todos os efeitos e sai concentrada no último efeito. A solução e o vapor percorrem o evaporador na mesma direção (Figura A1.13a do Anexo 1).

A solução percorre o evaporador no sentido da diminuição de pressão e sua concentração vai aumentando de efeito para efeito (de 1 para N). Desta forma, a transferência de um efeito para outro pode ser feita sem bombas, as quais são necessárias apenas para alimentar a solução diluída e retirar a concentrada (vácuo), o que é um método bastante comum de operação. É válido observar que a solução que sai do efeito I entra no efeito II com temperatura maior que o ponto de ebulição da solução concentrada no efeito II, gerando uma quantidade extra de vapor por causa da mudança de pressão (*flash*).

A alimentação frontal é vantajosa quando a solução alimentada no primeiro efeito está quente, quando a solução concentrada a ser produzida tem limitação de temperatura ou, ainda, quando a solução se torna mais sensível à temperatura com o aumento da concentração. A solução concentrada é retirada do efeito com temperatura menor, o que pode implicar alta viscosidade. A solução diluída é alimentada no primeiro efeito com temperatura maior.

Alimentar um múltiplo efeito que opere com alimentação frontal com solução diluída fria implica redução da economia, pois parte do vapor de aquecimento é utilizado apenas para aquecer a solução, sem gerar vapor para o efeito seguinte.

Alimentação de retorno (*backward feed, countercurrent feed*)

A solução diluída é alimentada no último efeito, em seguida vai até o primeiro efeito e percorre o evaporador no sentido contrário ao vapor e no sentido do aumento da pressão. Em razão disto são necessárias bombas para transferir a solução de um efeito para outro (Figura A1.13b).

Neste tipo de operação, a solução concentrada é retirada do evaporador no efeito com maior temperatura, o que pode reduzir a viscosidade de soluções concentradas. No caso de a alimentação ser fria, pode ser mais vantajoso utilizar este tipo de operação, pois a solução será aquecida até uma temperatura menor que na alimentação frontal, sendo utilizado o vapor produzido no penúltimo efeito.

Alimentação mista (*mixed feed*)

Esta alimentação é uma combinação das duas anteriores. Por exemplo, para o caso de um evaporador de três efeitos, a alimentação entra no segundo efeito, vai para o terceiro como alimentação frontal e, em seguida, vai para o primeiro como alimentação de retorno. Desta forma, evita-se a utilização de uma bomba entre o segundo e o terceiro efeitos, e a solução mais concentrada é retirada no efeito de maior temperatura (Figura A1.13c do Anexo 1).

A alimentação mista é utilizada apenas para aplicações especiais, por exemplo, se a temperatura de alimentação estiver próxima a uma temperatura intermediária do evaporador, esta forma de operação pode acarretar maior economia.

Alimentação em paralelo ou simultânea (*parallel feed*)

A solução diluída é alimentada, em paralelo, em todos os efeitos (Figura A1.13d do Anexo1). Esta alimentação é utilizada nos evaporadores cristalizadores, especificamente na produção de sal; a alimentação é uma solução saturada e praticamente nenhuma solução é retirada, não havendo, também, transferência de solução de um efeito para outro.

6.8 CÁLCULO DE UM EVAPORADOR DE MÚLTIPLOS EFEITOS

No cálculo de um evaporador de múltiplos efeitos, normalmente as grandezas que se quer calcular são:

- S – vazão do vapor de aquecimento;
- A – área de troca de calor necessária;
- t_{Li} – temperatura em cada efeito; e
- V_N – vazão de vapor que vai para o condensador.

As equações disponíveis são os balanços de massa e energia e a equação de troca de calor. Na maioria das aplicações, as variáveis ou parâmetros conhecidos são:

- F – vazão da solução de alimentação;
- x_F – concentração da solução de alimentação;
- t_F – temperatura da solução de alimentação;
- L_N – vazão da solução concentrada;
- x_N – concentração da solução concentrada;
- p_S ou t_S – pressão ou temperatura de saturação do vapor de aquecimento;
- p_N – pressão no último efeito; e
- U_i – coeficientes globais de troca de calor (costumam ser assumidos).

Tomando como exemplo, mais uma vez, um evaporador de três efeitos, é possível escrever sete equações:

- balanço de energia para cada efeito;
- equação de troca de calor para cada efeito; e
- balanço de massa global (quantidade de vapor produzido nos três efeitos).

Se as áreas de troca de calor forem iguais nos três efeitos, haverá, nestas sete equações, sete incógnitas. São elas:

- S – vazão do vapor de aquecimento do primeiro efeito;
- V_1, V_2, V_3 – vazões de vapor produzido em cada efeito;

t_{L1} , t_{L2} – temperaturas no primeiro e segundo efeitos; e
 A – área de troca de calor de cada efeito, assumidas iguais.

No caso de soluções com considerável epe e conseqüentes efeitos nas entalpias, a solução direta deste sistema de equações pode ser dificultada. Caso não estejam disponíveis as equações que relacionem concentração, pressão, epe e entalpia, a solução poderá ser obtida por tentativa e erro.

A seguir, será apresentado o procedimento de cálculo para o caso de soluções com e sem epe.

1º Caso – epe = 0

As sete equações são:

1. Balanço de energia para o primeiro efeito:

$$F h_F + S (H_S - h_S) = V_1 H_{V1} + L h_{L1} \quad (55)$$

2. Balanço de energia para o segundo efeito:

$$L_1 h_{L1} + V_1 (H_{V1} - h_{V1}) = V_2 H_{V2} + L_2 h_{L2} \quad (56)$$

3. Balanço de energia para o terceiro efeito:

$$L_2 h_{L2} + V_2 (H_{V2} - h_{V2}) = V_3 H_{V3} + L_3 h_{L3} \quad (57)$$

4. Equação de troca de calor para o primeiro efeito:

$$q_1 = U_1 A_1 \Delta t_1 \quad (58)$$

5. Equação de troca de calor para o segundo efeito:

$$q_2 = U_2 A_2 \Delta t_2 \quad (59)$$

6. Equação de troca de calor para o terceiro efeito:

$$q_3 = U_3 A_3 \Delta t_3 \quad (60)$$

7. Quantidade de vapor produzida

$$V_1 + V_2 + V_3 = \text{valor conhecido (balanço de massa)} \quad (61)$$

De acordo com o que foi visto, as sete incógnitas são: S , V_1 , V_2 , V_3 , t_{L1} , t_{L2} , A (lembrando que $A_1 = A_2 = A_3 = A$). Nos livros-texto, a solução é apresentada como um processo iterativo, principalmente por causa da dificuldade que se tinha de resolver este sistema. No entanto, é possível resolvê-lo diretamente, desde que se tenham equações que relacionem entalpia e temperatura. Caso não estejam disponíveis essas relações, é possível resolver por tentativa e erro.

No caso da solução por tentativa e erro, as etapas seriam:

1. Assumir valores para as temperaturas nos efeitos 1 e 2 (ou distribuir o Δt global pelos efeitos e obter as temperaturas).
2. Resolver os balanços de entalpia para os efeitos 2 e 3 (Equações 56 e 57) e, em seguida, obtém-se S da Equação 55.
3. Calcular A_1 , A_2 e A_3 .
4. Se $A_1 \neq A_2 \neq A_3$ deve-se redistribuir Δt .

2º Caso – epe $\neq 0$

Para uma solução direta e rigorosa é necessária uma relação matemática entre concentração, pressão, epe e entalpia, o que normalmente não se tem. Dessa forma, utiliza-se o método de tentativa e erro. As etapas são:

1. Das condições terminais, obter epe₃ e entalpias do terceiro (último) efeito.
2. Assumir V_1 , V_2 e V_3 (do balanço de massa ΣV_i é conhecida). Normalmente $V_1 = V_2 = V_3$ é uma boa opção. Se a alimentação estiver fria, assumir V_1 um pouco menor.
3. Obter as epe do primeiro e segundo efeitos.

Para soluções diluídas, a inclinação das linhas do diagrama de Dühring é 1, as linhas são paralelas à reta de 45° e, portanto, a epe independe da pressão.

Com as epe obtidas, calcular o Δt efetivo por meio de:

$$\Delta t = t_s - t_{\text{sat},3} - \Sigma epe \quad (62)$$

Distribuir o Δt pelos três efeitos. Caso não haja informações, utilizar as Equações 63 e 64.

$$\Delta t = \Delta t_1 + \Delta t_2 + \Delta t_3 \quad (63)$$

$$U_1 \Delta t_1 = U_2 \Delta t_2 = U_3 \Delta t_3 \text{ (relação aproximada)} \quad (64)$$

4. Balanços de entalpia $\Rightarrow$ obter V_1 , V_2 e V_3 e comparar com o assumido em dois.

Nesses balanços, devem-se deixar os L_i em função de dois dos V_i (a ΣV_i é conhecida).

5. Calcular as áreas de troca.
6. Se $A_1 \neq A_2 \neq A_3 \Rightarrow$ redistribuir Δt utilizando:

$$\Delta t_{i,\text{nov}} = \Delta t_i A_i / A_{\text{med}} \quad (65)$$

A A_{med} pode ser a média aritmética ou ponderada pelos Δt :

$$A_{\text{med}} = (A_1 + A_2 + A_3)/3 \quad (66)$$

$$A_{\text{med}} = (A_1 \Delta t_1 + A_2 \Delta t_2 + A_3 \Delta t_3)/\Delta t \quad (67)$$

Retornar à etapa 4.

Na página da empresa Aqua-Chem Inc, Water Technologies Division,¹⁹ há várias aplicações, com fotos, diagramas de fluxo e descrição resumida de empregos de evaporadores de múltiplos efeitos. Por exemplo, evaporadores (película descendente) de dois e três efeitos para concentração de NaOH.

Exemplo 1 – Cálculo de evaporador de múltiplos efeitos (com base no exemplo 5-5 de BADGER & BANCHERO, 1954).

Um evaporador de três efeitos deve concentrar uma solução de NaOH de 10% a 50% de sólidos. A alimentação de 46.000 kg/h de solução diluída está a 40°C, o vapor de aquecimento está disponível a 2,0 kgf/cm², e, no terceiro efeito, deve-se manter um vácuo de 710 mm de Hg. Os coeficientes globais de transferência de calor podem ser assumidos como 5.400, 2.950 e 1.950 kcal/hm²°C, para os efeitos de um a três, respectivamente. Deve-se utilizar alimentação frontal. A perda de energia para o ambiente e o arraste com o vapor gerado podem ser considerados desprezíveis. Considerar que todos os condensados saem como líquidos saturados. Determinar as áreas de troca de calor de cada efeito (todos os efeitos devem ter a mesma área de troca de calor), o consumo de vapor de aquecimento e a economia do evaporador.

Resolução:

Balanços de massa (Equações 45 e 46):

$$F x_F = L_3 x_3 \Rightarrow 46.000 \times 0,1 = L_3 \times 0,5 \Rightarrow L_3 = 9.200 \text{ kg/h}$$

$$F = L_3 + V_1 + V_2 + V_3 \Rightarrow V_1 + V_2 + V_3 = 46.000 - 9.200 = 36.800 \text{ kg/h}$$

Do enunciado pode-se obter:

$$h_F = 37 \text{ kcal/kg (diagrama entalpia-concentração NaOH, Figura 3, com } t_F = 40^\circ\text{C e } x_F = 0,10)$$

Vapor de aquecimento:

$$p_s = 2 \text{ kgf/cm}^2 \Rightarrow t_s = 119,6^\circ\text{C} \Rightarrow \lambda_s = 525,9 \text{ kcal/kg (Tabela de vapor saturado, Anexo 2)}$$

Condições do terceiro efeito:

$$p_3 = 760 - 710 = 50 \text{ mm Hg} = 0,068 \text{ kgf/cm}^2 \Rightarrow \text{a temperatura de saturação no terceiro efeito é de } 38^\circ\text{C} \\ \text{(Tabela de vapor saturado ou de pressão de vapor de água).}$$

Com o diagrama de Dühring para a solução de NaOH (Figura 1), pode-se determinar o ponto de ebulição da solução com 50% de sólidos na pressão do espaço-vapor do terceiro efeito. Nessa pressão, o ponto de ebulição da água é de 38°C; com esta temperatura e a fração mássica de sólidos de 50% obtém-se $t_3 = 77^\circ\text{C}$.

$$\text{A epe no terceiro efeito é: } epe_3 = 77 - 38 = 39^\circ\text{C}.$$

¹⁹ Ver: <www.aqua-chem.com>.

Com a temperatura t_3 e a fração mássica x_3 , pode-se determinar a entalpia da corrente que sai do terceiro efeito por meio do diagrama entalpia–concentração (Figura 3): $h_3 = 113 \text{ kcal/kg}$.

Primeira tentativa

Distribuição de V

Conhecendo-se $V_1 + V_2 + V_3 = 36.800 \text{ kg/h}$, assumir valores para V_1 , V_2 e V_3 . A adoção de valores iguais é sempre uma boa alternativa. $(V_1 + V_2 + V_3)/3 = 12.266 \text{ kg/h}$. Serão adotados, portanto:

$$V_1 = 12.200 \text{ kg/h}; V_2 = 12.300 \text{ kg/h e } V_3 = 12.300 \text{ kg/h}$$

Determinação das frações mássicas de soluto nos efeitos um e dois (balanço de massa)

Efeito 1:

$$F = L_1 + V_1 \Rightarrow 46.000 = L_1 + V_1 \Rightarrow L_1 = 33.800 \text{ kg/h}$$

$$Fx_F = L_1 x_1 \Rightarrow 46.000 \times 0,1 = 33.800x_1 \Rightarrow x_1 = 0,136$$

Efeitos 1 e 2:

$$F = L_2 + V_1 + V_2 \Rightarrow L_2 = 46.000 - 12.200 - 12.300 = 21.500 \text{ kg/h}$$

$$Fx_F = L_2 x_2 \Rightarrow 46.000 \times 0,1 = 21.500x_2 \Rightarrow x_2 = 0,214$$

Por causa das características do diagrama de Dühring é possível determinar epe_1 e epe_2 conhecendo apenas as frações mássicas de soluto, sem conhecer as temperaturas.

Ver o diagrama de Dühring para a solução de NaOH (Figura 1). A primeira linha do diagrama representa a água pura ($x = 0$); portanto, é a reta com inclinação de 45° . As demais retas, principalmente aquelas com frações mássicas de soluto baixas, são aproximadamente paralelas à reta de 45° . No caso em que não se queira determinar o ponto de ebulição da solução, mas sim a epe, basta entrar no diagrama com qualquer valor para o ponto de ebulição do solvente, determinar o ponto de ebulição da solução para a concentração considerada. A epe será a diferença entre os pontos de ebulição da solução e do solvente. Em razão do paralelismo das retas, citado anteriormente, qualquer que seja a temperatura de entrada no diagrama (ponto de ebulição do solvente puro), obtém-se a mesma epe, significando, assim, que esta independe da pressão. Cabe ressaltar que o objetivo é apenas determinar a epe. O valor adotado para o ponto de ebulição da água e o valor obtido para o ponto de ebulição da solução serão utilizados apenas para determinar a epe, e nada mais.

Efeito 1:

Supondo que na pressão do espaço-vapor do efeito 1 a temperatura de ebulição do solvente puro (água) seja 90°C . Por meio do diagrama de Dühring de solução de NaOH com $x_1 = 0,136$, obtém-se a temperatura de ebulição da solução de 95°C . Portanto:

$$e_{pe_1} = 95 - 90 = 5^\circ\text{C}$$

Efeito 2:

Supondo que na pressão do espaço-vapor do efeito 2 a temperatura de ebulição do solvente puro (água) seja 70°C . Por meio do diagrama de Dühring de solução de NaOH com $x_2 = 0,214$, obtém-se a temperatura de ebulição da solução de 79°C . Portanto:

$$e_{pe_2} = 79 - 70 = 9^\circ\text{C}$$

Para o efeito 3 a e_{pe} já é conhecida. Portanto:

$$\Sigma e_{pe_i} = e_{pe_1} + e_{pe_2} + e_{pe_3} = 5 + 9 + 39 = 53^\circ\text{C}$$

Observação: as temperaturas obtidas por meio do diagrama de Dühring (95°C e 79°C) não serão mais utilizadas.

Nesse ponto, como já são conhecidas as e_{pe} nos três efeitos, é possível calcular a diferença de temperatura total do evaporador de múltiplos efeitos (Δt), por meio da Equação 54:

$$\Delta t = t_s - t_{\text{sat},N} - \Sigma e_{pe} = 119,6 - 38 - 53 = 28,6^\circ\text{C}$$

O Δt total ou efetivo é a soma dos Δt de cada efeito. É preciso agora distribuir esse valor total pelos efeitos. Na falta de informação, utilizar a relação aproximada (Equação 42) $q_1 = q_2 = q_3$, que, para a situação de áreas iguais, fica:

$$U_1 \Delta t_1 = U_2 \Delta t_2 = U_3 \Delta t_3; \text{ como os valores de } U \text{ são conhecidos, obtém-se:}$$

$$5.400 \Delta t_1 = 2.950 \Delta t_2 = 1.950 \Delta t_3$$

Sabendo-se que $\Delta t = \Delta t_1 + \Delta t_2 + \Delta t_3$, pode-se obter os Δt_i .

$$\Delta t_1 = 5,1^\circ\text{C}; \Delta t_2 = 9,3^\circ\text{C} \text{ e } \Delta t_3 = 14,2^\circ\text{C}$$

Aplicando-se a definição de Δt para cada efeito, é possível calcular as temperaturas de ebulição da solução nos efeitos um e dois.

Efeito 1:

$$\Delta t_1 = t_s - t_1 \Rightarrow 5,1 = 119,6 - t_1 \Rightarrow t_1 = 114,5^\circ\text{C}$$

Efeito 2 (Atenção: o vapor de aquecimento está superaquecido):

$$\Delta t_2 = (t_1 - e_{pe_1}) - t_2 \Rightarrow 9,3 = (114,5 - 5,0) - t_2 \Rightarrow t_2 = 100,2^\circ\text{C}$$

Efeito 3 (t_3 já conhecido = 77°C):

$$\Delta t_3 = (t_2 - e_{pe_2}) - t_3 \Rightarrow 14,2 = (100,2 - 9) - t_3 \Rightarrow t_3 = 77^\circ\text{C}$$

Neste ponto, todas as temperaturas e concentrações em todos os efeitos estão determinadas (algumas com base em aproximações que devem ser verificadas). Pode-se calcular as entalpias e montar os balanços de energia. Com relação aos balanços de energia, deve-se recalculer os valores de V_1 , V_2 e V_3 que foram adotados no início. Estes, portanto, juntamente a S , devem ficar como incógnitas, e as quantidades L_1 e L_2 devem ficar em função dos V_i .

Balanços de energia:

Efeito 1:

$$F h_F + S \lambda_s = V_1 H_{V1} + (F - V_1) h_{L1} + Q_{p1}$$

Efeito 2:

$$(F - V_1) h_{L1} + V_1 (H_{V1} - h_{V1}) = V_2 H_{V2} + (F - V_1 - V_2) h_{L2} + Q_{p2}$$

Efeito 3:

$$(F - V_1 - V_2) h_{L2} + V_2 (H_{V2} - h_{V2}) = V_3 H_{V3} + L_3 h_{L3} + Q_{p3}$$

Lembrando que $\Sigma V_i = 36.800 \text{ kg/h}$ e que V_3 pode ser expresso em função desta somatória e de V_1 e V_2 :

$$(F - V_1 - V_2) h_{L2} + V_2 (H_{V2} - h_{V2}) = (\Sigma V_i - V_1 - V_2) H_{V3} + L_3 h_{L3} + Q_{p3}$$

Cálculo das entalpias:

Efeito 1:

- $t_1 = 114,5^\circ\text{C}$; $epe_1 = 5^\circ\text{C}$; $x_1 = 0,136$; $t_{sat1} = 109,5^\circ\text{C}$;
- $h_{L1} = 102 \text{ kcal/kg}$ (diagrama entalpia–concentração para solução de NaOH, Figura 3);
- $H_{V1} = H_{V1sat} + c_p epe_1$; $H_{V1sat} = 642,4 \text{ kcal/kg}$ (Tabela de vapor saturado, Anexo 2);
- $H_{V1} = 642,4 + 0,46 \times 5 = 644,7 \text{ kcal/kg}$ (para o vapor de água $c_p = 0,46 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$); e
- $h_{V1} = 109,5 \text{ kcal/kg}$ (entalpia da água líquida saturada na pressão do efeito um).

Efeito 2:

- $t_2 = 100,2^\circ\text{C}$; $epe_2 = 9^\circ\text{C}$; $x_2 = 0,214$; $t_{sat2} = 91,2^\circ\text{C}$;
- $h_{L2} = 86 \text{ kcal/kg}$ (diagrama entalpia–concentração para solução de NaOH, Figura 3);
- $H_{V2} = H_{V2sat} + c_p epe_2$; $H_{V2sat} = 635,6 \text{ kcal/kg}$ (Tabela de vapor saturado, Anexo 2);
- $H_{V2} = 635,6 + 0,46 \times 9 = 639,7 \text{ kcal/kg}$ (para o vapor de água, $c_p = 0,46 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$); e
- $h_{V2} = 91,2 \text{ kcal/kg}$ (entalpia da água líquida saturada na pressão do efeito dois).

Efeito 3:

- $t_3 = 77^\circ\text{C}$; $e_{p3} = 39^\circ\text{C}$; $x_3 = 0,50$; $t_{\text{sat}3} = 38^\circ\text{C}$
- $h_{L3} = 113 \text{ kcal/kg}$ (diagrama entalpia–concentração para solução de NaOH, Figura 3);
- $H_{V3} = H_{V3\text{sat}} + c_p e_{p3}$; $H_{V3\text{sat}} = 614,0 \text{ kcal/kg}$ (Tabela de vapor saturado, Anexo 2); e
- $H_{V3} = 614,0 + 0,46 \times 39 = 631,9 \text{ kcal/kg}$ (para o vapor de água, $c_p = 0,46 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$).

Com esses valores os balanços de energia ficam:

$$46.000 \times 37 + S \times 525,5 = V_1 \times 644,7 + (46.000 - V_1)102$$

$$(46.000 - V_1) 102 + V_1(644,7 - 109,5) = V_2 \times 639,7 + (46.000 - V_1 - V_2) 86$$

$$(46.000 - V_1 - V_2)86 + V_2 (639,7 - 91,2) = (36.800 - V_1 - V_2) 631,4 + 9.200 \times 113$$

Se a resolução desse sistema for manual, observar que nas equações dos efeitos dois e três só há duas incógnitas. Resolvendo:

$$V_1 = 12.011 \text{ kg/h}; V_2 = 12.591 \text{ kg/h}; V_3 = 12.197 \text{ kg/h}; S = 18.080 \text{ kg/h}$$

Comparar com os valores adotados. Há um bom acordo, o desvio é inferior a 5%. É possível continuar o processo de cálculo, e, para isso, são utilizados os valores calculados. Se a diferença fosse muito grande, esses valores calculados seriam o próximo “chute”, retornando ao cálculo das frações mássicas para os efeitos um e dois.

Cálculo das áreas:

Efeito 1:

$$S\lambda_s = U_1 A_1 \Delta t_1 \Rightarrow A_1 = 18.080 \times 525,9 / (5.400 \times 5,1) = 345,2 \text{ m}^2$$

Efeito 2:

$$V_1(H_{V1} - h_{V1}) = U_2 A_2 \Delta t_2 \Rightarrow A_2 = 12.011 \times (644,7 - 109,5) / (29.500 \times 9,3) = 234,3 \text{ m}^2$$

Efeito 3:

$$V_2(H_{V2} - h_{V2}) = U_3 A_3 \Delta t_3 \Rightarrow A_3 = 12.591 \times (639,7 - 91,2) / (19.500 \times 14,2) = 249,4 \text{ m}^2$$

As áreas não são iguais, e por isso é preciso que haja uma alteração. Neste procedimento, foram adotados dois fatores:

- distribuição de V (já verificada); e
- distribuição dos Δt_i (não-verificada).

Portanto, a diferença nas áreas é decorrente da distribuição dos Δt_i , e uma nova distribuição deve ser feita. Uma boa maneira para se corrigir essa distribuição é calcular a área média dos efeitos.

Badger & Banchero (1954) utilizam a média aritmética; Foust et al. (1982) utilizam uma média ponderada pelos Δt_i . Será utilizada, aqui, a média ponderada.

$$A_{\text{med}} = (A_1 \Delta t_1 + A_2 \Delta t_2 + A_3 \Delta t_3) / \Sigma \Delta t_i = 345,2 \times 5,1 + 234,3 \times 9,3 + 249,4 \times 14,2 / 28,6$$

$$A_{\text{med}} = 261,6 \text{ m}^2$$

Os novos Δt_i serão calculados por meio da relação:

$$\Delta t_{i,\text{novo}} = \Delta t_i A_i / A_{\text{med}}$$

A soma dos novos Δt deve permanecer a mesma, pois depende apenas das condições terminais do evaporador.

Segunda tentativa

Com isso, os novos Δt_i passam a ser:

- $\Delta t_1 = 5,1 \times 345,2 / 261,6 = 6,7^\circ\text{C}$;
- $\Delta t_2 = 9,3 \times 234,3 / 261,6 = 8,3^\circ\text{C}$; e
- $\Delta t_3 = 14,2 \times 249,4 / 261,6 = 13,6^\circ\text{C}$.

Estas mudanças alteram as temperaturas nos efeitos um e dois, acarretando novos valores de entalpias. Portanto, estas devem ser recalculadas para a nova resolução dos balanços de energia. Como será visto, as alterações são pequenas em termos de temperaturas, entalpias e vazões, por causa das pequenas alterações nos Δt .

Cálculo das novas temperaturas:

Efeito 1:

$$\Delta t_1 = t_s - t_1 \Rightarrow 6,7 = 119,6 - t_1 \Rightarrow t_1 = 112,9^\circ\text{C}$$

Efeito 2 (Atenção: o vapor de aquecimento está superaquecido):

$$\Delta t_2 = (t_1 - e_{p1}) - t_2 \Rightarrow 8,3 = (112,9 - 5,0) - t_2 \Rightarrow t_2 = 99,6^\circ\text{C}$$

Efeito 3 (t_3 já conhecido = 77°C):

$$\Delta t_3 = (t_2 - e_{p2}) - t_3 \Rightarrow 13,6 = (99,6 - 9) - t_3 \Rightarrow t_3 = 77^\circ\text{C}$$

Novos valores das entalpias deverão ser obtidos.

Efeito 1:

- $t_1 = 112,9^\circ\text{C}$; $e_{p1} = 5^\circ\text{C}$; $x_1 = 0,136$; $t_{\text{sat}1} = 107,9^\circ\text{C}$;
- $h_{L1} = 101 \text{ kcal/kg}$ (diagrama entalpia–concentração para solução de NaOH, Figura 3);
- $H_{V1} = H_{V1\text{sat}} + c_p e_{p1}$; $H_{V1\text{sat}} = 642,3 \text{ kcal/kg}$ (Tabela de vapor saturado, Anexo 2);

- $H_{V1} = 642,3 + 0,46 \times 5 = 644,6$ kcal/kg (para o vapor de água $c_p = 0,46$ kcal/kg°C); e
- $h_{V1} = 107,9$ kcal/kg (entalpia da água líquida saturada na pressão do efeito um).

Efeito 2:

- $t_2 = 99,6^\circ\text{C}$; $e_{pe_2} = 9^\circ\text{C}$; $x_2 = 0,214$; $t_{\text{sat}2} = 90,6^\circ\text{C}$;
- $h_{L2} = 85$ kcal/kg (diagrama entalpia–concentração para solução de NaOH, Figura 3);
- $H_{V2} = H_{V2\text{sat}} + c_p e_{pe_2}$; $H_{V2\text{sat}} = 635,3$ kcal/kg (Tabela de vapor saturado, Anexo 2);
- $H_{V2} = 635,3 + 0,46 \times 9 = 639,4$ kcal/kg (para o vapor de água $c_p = 0,46$ kcal/kg°C); e
- $h_{V2} = 90,6$ kcal/kg (entalpia da água líquida saturada na pressão do efeito dois).

Efeito 3: (não houve alteração)

Com esses novos valores os balanços de energia ficam:

$$46.000 \times 37 + S \times 525,5 = V_1 \times 644,6 + (46.000 - V_1)101$$

$$(46.000 - V_1)101 + V_1(644,6 - 107,9) = V_2 \times 639,4 + (46.000 - V_1 - V_2)85$$

$$(46.000 - V_1 - V_2)85 + V_2(639,4 - 90,6) = (36.800 - V_1 - V_2)631,4 + 9.200 \times 113$$

Resolvendo:

$$V_1 = 12.011 \text{ kg/h}; V_2 = 12.591 \text{ kg/h}; V_3 = 12.197 \text{ kg/h}; S = 18.080 \text{ kg/h}$$

Não houveram alterações nos valores de V e S; portanto, estão de acordo com os valores adotados.

Cálculo das áreas:

Efeito 1:

$$S\lambda_s = U_1 A_1 \Delta t_1 \Rightarrow A_1 = 18.080 \times 525,9 / (5.400 \times 6,7) = 262,8 \text{ m}^2$$

Efeito 2:

$$V_1(H_{V1} - h_{V1}) = U_2 A_2 \Delta t_2 \Rightarrow A_2 = 12.011 \times (644,6 - 107,9) / (29.500 \times 8,3) = 263,3 \text{ m}^2$$

Efeito 3:

$$V_2(H_{V2} - h_{V2}) = U_3 A_3 \Delta t_3 \Rightarrow A_3 = 12.591 \times (639,4 - 90,6) / (19.500 \times 13,6) = 260,6 \text{ m}^2$$

Agora, é possível considerar que $A_1 = A_2 = A_3 = 262 \text{ m}^2$. O cálculo está encerrado.

A economia do evaporador é: $E = (V_1 + V_2 + V_3) / S = 2,04$

7 ESPAÇO-VAPOR

O espaço-vapor existente nos evaporadores tem como função separar o líquido arrastado do vapor. No espaço-vapor, dependendo do tipo de evaporador, há outros acessórios para realizar adequadamente esta separação, como: chicanas de impacto, separadores na forma de telas ou, ainda, separadores centrífugos colocados separadamente do corpo do evaporador.

Há poucas informações nos livros de operações unitárias com relação ao espaço-vapor e suas dimensões; assim, as informações aqui reproduzidas foram organizadas por Billet (1989).

Embora existam muitos tipos de evaporadores, os arranjos do espaço-vapor podem ser agrupados basicamente em três tipos, conforme apresentados na Figura 10.

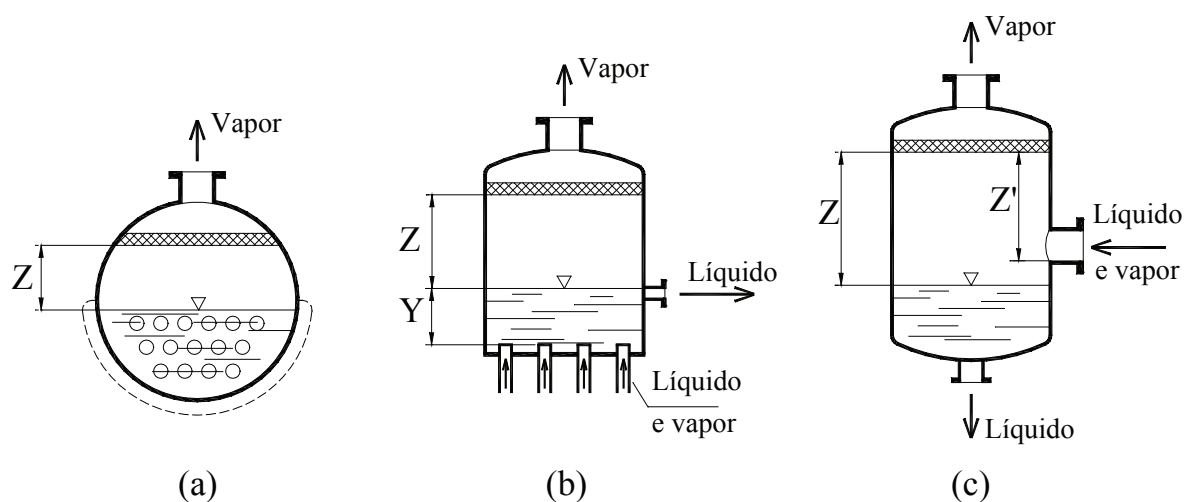


Figura 10 Tipos de espaço-vapor (BILLET, 1989).

O tipo (a) da Figura 10 aplica-se aos evaporadores de tubos horizontais ou submersos, ou àqueles com camisa externa, em que o aquecedor e o espaço-vapor formam uma unidade integral. Atualmente, esses tipos de evaporadores têm pouca aplicação industrial.

O tipo (b) corresponde ao evaporador de circulação natural de tubos curtos (padrão ou calandra ou Roberts e tipo cesto) ou a evaporadores em que a alimentação é feita diretamente pelo líquido retido no evaporador, no início do espaço-vapor.

O tipo (c) corresponde aos evaporadores com superfície externa e de película descendente. Sua característica consiste no fato de que a mistura líquido-vapor é introduzida acima do nível de líquido retido no espaço-vapor. Esse nível pode ser mantido muito baixo.

O espaço-vapor dos evaporadores costuma ter a forma cilíndrica, e o fator básico do projeto é o volume de vapor com o mínimo de conteúdo de líquido por unidade de tempo e de volume do espaço-vapor. Este termo será designado, aqui, por v e terá unidade de $(\text{m}^3/\text{h m}^3)$. As equações utilizadas para v são empíricas, dependem do tipo do espaço-vapor, de acordo com a Figura 10, e são válidas se a pressão no espaço-vapor for de 1 bar. Caso a pressão seja diferente, deve-se utilizar um fator de pressão (f) para a correção.

Tipo (a): Z é a altura, em metros, entre a superfície do líquido e o separador, v_a é expresso por:

$$v_a = 500 + \frac{40}{0,01 + Z^{3/2}} \quad (68)$$

Tipo (b): Y é a altura, em metros, do líquido retido no espaço-vapor, acima dos tubos, v_b é expresso por:

$$v_b = v_a + \frac{(4500 - v_a)}{(1 + 1,1Y)^4} \quad (69)$$

v_a é obtido por meio da Equação 68.

Tipo (c): a carga de vapor mais favorável, v_c ($\text{m}^3/\text{h m}^3$), é um valor constante desde que Z seja maior que Z' , em que Z' é a distância entre a borda inferior da entrada da mistura líquido-vapor e o separador de líquido. Assim, v_c é expresso por:

$$(v_c)_{Z > Z'} = 7300 \quad (70)$$

Os evaporadores de película agitada não apresentam espaço-vapor como aqueles representados na Figura 10, mas possuem acessórios que permitem a separação do líquido arrastado.

O fator de pressão a ser utilizado no caso de a pressão no espaço-vapor ser diferente de 1 bar pode ser obtido por meio do gráfico apresentado na Figura 11. Esse fator deve multiplicar os valores obtidos para v_i por meio das Equações 68, 69 e 70.

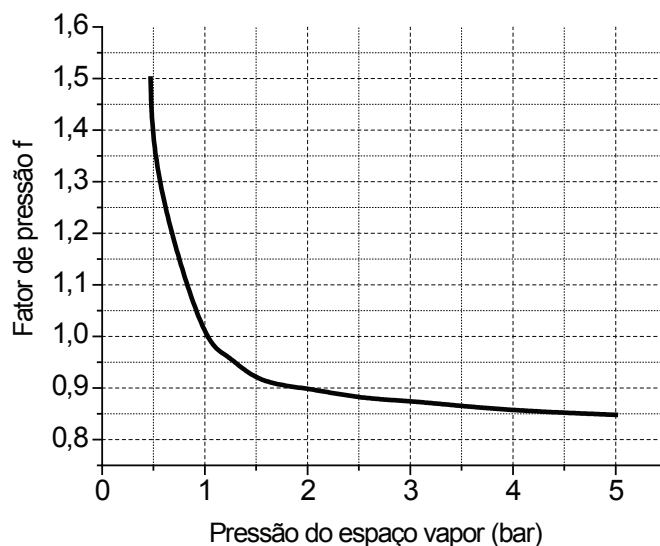


Figura 11 Fator de pressão f (BILLET, 1989).

Conhecendo a vazão de vapor produzida (V) e a densidade desse vapor (ρ_v), a capacidade ou o volume do espaço-vapor (V_v) requerido é:

$$V_v = \frac{V}{\rho_v v_i} \quad (71)$$

Se o espaço-vapor for um cilindro com diâmetro d_v , como nos tipos (a) e (b) da Figura 10, tem-se:

$$V_v = \frac{\pi d_v^2}{4} Z \quad (72)$$

A altura Z pode ser obtida por meio das Equações 71 e 72:

$$Z = \frac{4V}{\pi d_v^2 \rho_v v_i} \quad (73)$$

O arraste de líquido pode ser reduzido quando se utiliza baixas velocidades para o vapor produzido (v_v), comumente padronizada em 1 m/s na pressão atmosférica. Com pressões menores, é possível utilizar velocidades maiores. Por meio da Equação 74 pode-se obter o diâmetro do espaço-vapor.

$$d_v = \sqrt{\frac{4V}{\pi v_v \rho_v}} \quad (74)$$

Caso haja pressões diferentes de 1 bar, a velocidade do vapor (v_v) pode ser determinada por meio da relação:

$$(v_v^2 \rho_v)_{p1} = (v_v^2 \rho_v)_{p2} \quad (75)$$

Sexta aplicação:

Um evaporador cujo espaço-vapor corresponde ao do tipo C (Figura 10) produz 4.000 kg/h de vapor de água e opera sob pressão de 1,2 bar. Quais devem ser as dimensões do espaço-vapor?

8 EVAPORADORES COM RECOMPRESSÃO DO VAPOR

Outra maneira de aumentar a economia de um evaporador é por meio da compressão do vapor produzido, utilizando-o novamente no mesmo evaporador como vapor de aquecimento.

A evaporação com recompressão pode ser explicada como um processo de evaporação, em que todo ou parte do vapor produzido são comprimidos, por meio de um compressor adequado, até um nível de pressão maior e posteriormente condensado. Desta forma, o vapor comprimido fornece todo ou parte do calor necessário para a evaporação. A compressão pode ser realizada por compressores mecânicos ou térmicos (termocompressão).

A compressão térmica utiliza um ejetor a vapor, com alta pressão, para comprimir uma fração do vapor produzido no evaporador. A compressão mecânica utiliza um compressor centrífugo ou de deslocamento positivo para comprimir todo o vapor produzido no evaporador.

A economia obtida por evaporadores de múltiplos efeitos pode ser igualada quando utilizado um evaporador de efeito simples com recompressão do vapor. Para ser viáveis (custo do compressor e energia), os sistemas com recompressão do vapor devem operar com baixos Δt (entre 5°C e 10°C). Isto faz com que as áreas de troca de calor sejam grandes, anulando parcialmente o potencial de economia de vapor.

Uma justificativa para a utilização da recompressão é apresentada por Coulson & Richardson (1981) a partir do seguinte exemplo:

Considerar um evaporador, aquecido com vapor saturado a 114°C, correspondendo a uma pressão de 165 kN/m² ($\approx 1,6$ atm), em que se concentra uma solução que ferve a 100°C à pressão atmosférica. Se o condensado do vapor de aquecimento sai a 104°C, tem-se:

1 kg de vapor vivo a 114°C tem entalpia de 644 kcal.

1 kg de condensado a 104°C tem entalpia de 104 kcal.

Portanto, o calor cedido por 1 kg de vapor de aquecimento é: $644 - 104 = 540$ kcal.

Se este condensado retornar à caldeira que gera vapor vivo, deve-se adicionar, ainda, 540 kcal para produzir 1 kg de vapor vivo para ser alimentado ao evaporador. Na prática, é necessário ainda mais para cada kg de condensado. Por outro lado, 540 kcal evaporam 1 kg de líquido à pressão atmosférica para produzir vapor com entalpia de 639 kcal. Para transformar 1 kg desse vapor sob pressão atmosférica em vapor vivo, necessita-se apenas de: $(644 - 639) = 5$ kcal, ou seja, para transformar o vapor gerado em vapor de aquecimento necessita-se fornecer apenas 5 kcal. Daí a idéia de recompressão de vapor, utilizando o vapor produzido no evaporador e transformando-o nas condições do vapor de aquecimento. Esta idéia oferece vantagens quanto à economia térmica, mas não é fácil adicionar estas 5 kcal a cada 1 kg de vapor de forma econômica.

Na compressão mecânica, o vapor produzido no evaporador passa por um compressor e sua pressão é aumentada de 1,5 para duas vezes. Isso permite que o vapor forneça a energia e a diferença de temperatura requerida para a evaporação. Os fabricantes afirmam que com a recompressão mecânica requer-se menos energia por unidade de evaporação que a maioria dos evaporadores de múltiplos efeitos. Entretanto, os custos da unidade costumam ser maiores que os custos dos múltiplos efeitos,

mas a recuperação de energia pode justificar sua utilização. Outro problema de se usar compressão mecânica está relacionado ao grande volume de vapor a ser comprimido. Os compressores centrífugos de um estágio são os mais utilizados especialmente para grandes capacidades. As aplicações ideais para a recompressão mecânica estão relacionadas a soluções com epe reduzidas, com baixa viscosidade e que não sejam termicamente sensíveis; entretanto, aspectos econômicos podem conduzir a projetos especiais que fujam dessas características.

Na compressão térmica utiliza-se um ejedor (termocompressor) por onde é injetado, através de um bocal, o vapor à alta pressão, e o vapor à baixa pressão é arrastado por meio de uma entrada secundária que forma um ângulo reto com o bocal. O termocompressor é similar a um ejedor utilizado, por exemplo, para manter o vácuo no evaporador. A construção do ejedor é relativamente simples, podendo ser feita com materiais resistentes à corrosão, e, pelo fato de não possuir partes móveis, tem vida longa. Pode ser utilizado em evaporadores de efeito simples ou no primeiro efeito de um múltiplo efeito, com o objetivo de reduzir o consumo de energia. Apresenta vantagens em relação ao compressor mecânico, já que pode manipular grandes volumes de vapor. No entanto, apenas uma parte do vapor gerado no evaporador pode ser comprimida; o vapor restante vai para o efeito seguinte, no caso de evaporadores de múltiplos efeitos com termocompressão, ou para o condensador, se o evaporador for de efeito simples. A principal vantagem é o aumento da economia para um custo moderado, menor que para um efeito adicional. O inconveniente da termocompressão é que o ejedor trabalha em seu rendimento máximo sob condições muito específicas. No trabalho de Coulson & Richardson (1981), há algumas figuras que mostram o desempenho desses ejedores. Tais figuras, construídas para diferentes pressões do vapor de alta pressão, mostram a pressão da mistura (vapor produzido) para diferentes quantidades de vapor comprimido por kg de vapor vivo.

Da mesma forma que a recompressão mecânica, a termocompressão aplica-se melhor às soluções com baixa epe e às diferenças de temperaturas, reduzidas para minimizar a razão de compressão.

Há endereços na internet que apresentam esquemas ilustrativos sobre as recompressões mecânica e térmica,²⁰ exemplos de aplicações de processos com evaporadores de recompressão.²¹ Há também uma revisão sobre evaporadores e uma discussão sobre possíveis falhas que podem liberar líquidos e vapores perigosos ao meio ambiente.²²

20 Ver: <<http://www.swensontechnology.com/>> ou catálogo da empresa Swenson.

21 Ver: <<http://www.cerogers.com>>.

22 Ver: <<http://www.epa.gov/ORD/NRMRL/pubs/625r96008/625r96008.pdf>>.

9 APLICAÇÕES PARA A INDÚSTRIA AÇUCAREIRA

Existem livros e textos específicos para a indústria açucareira, em que a própria notação e os procedimentos são específicos. Talvez a publicação mais conhecida seja a de Hugot (1986). Serão apresentadas, a seguir, algumas equações e alguns procedimentos específicos para evaporadores utilizados na produção de açúcar.

Inicialmente, quanto às propriedades físicas das soluções de açúcar que deverão ser concentradas, são encontrados gráficos sobre elevação do ponto de ebulição e calor específico no livro de Kern (1980). Dados mais completos podem ser encontrados no trabalho de Baloh & Wittwer (1995), como: densidade, calor específico, epe, condutividade térmica, tensão superficial, viscosidade, número de Prandtl e Reynolds, todos na forma de gráficos. As equações empíricas para o coeficiente global, que serão apresentadas a seguir, também foram extraídas dessa mesma referência. Para aplicações rápidas, é possível utilizar as seguintes equações para epe e calor específico (c_p):

$$\text{epe} (^{\circ}\text{C}) = 1,78x + 6,22x^2 \quad (76)$$

em que x é a fração mássica de soluto.

Hugot (1986) recomenda, para epe, a relação:

$$\text{epe} = \frac{2x}{1-x} \quad (77)$$

$$c_p \text{ (kJ/kg}^{\circ}\text{C)} = 4,19 - 2,35x \quad (78)$$

Coefficientes globais de transferência de calor

Não há uma equação geral que possa ser utilizada em qualquer situação. Como a concentração de sólidos aumenta de estágio para estágio e a temperatura diminui, tentou-se, com base em valores experimentais, expressar os coeficientes em função da concentração ou da temperatura da solução, ou, ainda, por meio de ambos, utilizando equações empíricas. As equações a seguir são válidas para o evaporador tipo calandra (ou Roberts):

$$U = \frac{5,23 \cdot 10^6}{x_L^2 (\%) + x_F^2 (\%) + 800} \text{ (W/m}^2\text{K)} \quad (79)$$

em que x_F e x_L são as frações mássicas de soluto, em porcentagem, na alimentação e no produto, respectivamente.

Outra equação empírica seria:

$$U = \frac{502t_L}{x_L (\%)} \text{ (W/m}^2\text{K)} \quad (80)$$

em que t_L é a temperatura da solução no efeito, em $^{\circ}\text{C}$. Com a modificação dessa equação, utiliza-se o valor de 465 no lugar da constante 502.

A equação proposta por Dessin (1924 *apud* Hugot, 1986) é bastante utilizada (Equação 81):

$$U = 0,613 [100 - x_L (\%)] (t_s - 54) \quad (81)$$

em que t_s é a temperatura, em °C, na câmara de vapor de aquecimento do efeito.

A expressão de Dessin foi modificada por Countanceau (as referências originais podem ser encontradas no Capítulo 4 da publicação de Baloh & Wittwer, 1995), que utiliza a concentração média no evaporador, em porcentagem, (x_m) no lugar da concentração na saída. Além disso, a forma de apresentação é diferente, pois o que se obtém é a massa de vapor produzido por unidade de área, tempo e temperatura, conhecido como coeficiente específico de evaporação (C_e).

$$C_e = 0,001(100 - x_m(\%))(t_s - 54)(\text{kg de vapor}/\text{m}^2 \text{ h } ^\circ\text{C}) \quad (82)$$

Conforme Baloh & Wittwer (1995), esta expressão é muito usada na indústria de açúcar derivado da cana, embora não reflita fielmente as leis de transferência de calor (é diferente gerar no primeiro e no quarto efeitos 1 kg de vapor/ $\text{m}^2 \text{ h } ^\circ\text{K}$, por exemplo).

Para evaporadores de tubos verticais longos (ou película ascendente), a companhia fabricante de evaporadores GEA Wiegand propõe uma expressão que é uma função da viscosidade da solução de açúcar, determinada a partir de medidas em equipamentos industriais, fornecendo, assim, valores confiáveis:

$$U = \frac{230}{0,305} (\text{W}/\text{m}^2 \text{ K}) \quad (83)$$

com μ em Pa.s.

É válido recorrer à seção 4.3 do trabalho de Baloh & Wittwer (1995), de onde foram extraídas as equações anteriores, em que são apresentados gráficos para valores de U e comparações entre expressões.

10 EXERCÍCIOS

1. Construir o diagrama de Duhring para soluções de NaBr. Na Tabela E2 são apresentados dados de pressão de vapor de água em soluções de NaBr.

Tabela E2 Pressão de vapor de água em solução e NaBr (mm Hg).

g NaBr/100 g H ₂ O	Temperatura (°C)		
	10	50	80
0	9,2	92,5	355,7
10	8,9	89,7	344,5
40	7,8	77,8	299,0
60	6,9	69,1	265,5

2. Tem-se vapor de água superaquecido nas condições apresentadas abaixo:

- $t = 140^{\circ}\text{C}$ e $p = 1 \text{ kgf/cm}^2$
- $t = 80^{\circ}\text{C}$ e $p = 0,15 \text{ kgf/cm}^2$

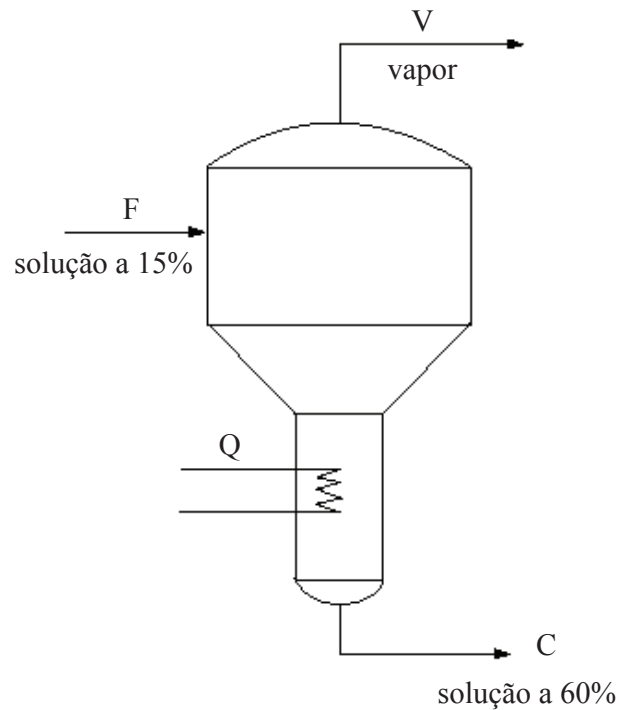
Determinar as temperaturas de condensação e a energia liberada para que o vapor superaquecido se transforme em líquido saturado.

3. Uma solução aquosa é concentrada de 13% a 38% em um evaporador sob vácuo de 600 mm Hg. O consumo de água de resfriamento no condensador de contato é de $40 \text{ m}^3/\text{h}$, a qual é aquecida de 14°C a 30°C . Determinar as vazões das soluções diluída e concentrada do evaporador. Admitir $P = 747 \text{ mm Hg}$ e $e_{pe} = 0$.

4. (PROVÃO - 1998) Um evaporador é alimentado com 5.000 kg h^{-1} de uma solução de açúcar em água, a 15% em massa de açúcar e a 90°C . Sem ocorrer a cristalização, a solução é concentrada até 60% em massa de açúcar, com o sistema operando a $59,7^{\circ}\text{C}$. Supondo que o vapor deixa o evaporador na forma de vapor saturado, determinar a carga térmica de aquecimento da unidade.

Informações adicionais:

- tabela de vapor de água saturado;
- calor específico das soluções de açúcar (constante): solução a 15%: $0,8 \text{ kcal kg}^{-1} ^{\circ}\text{C}^{-1}$; solução a 60%: $0,6 \text{ kcal kg}^{-1} ^{\circ}\text{C}^{-1}$
- supor que a entalpia de diluição do açúcar seja igual a zero.



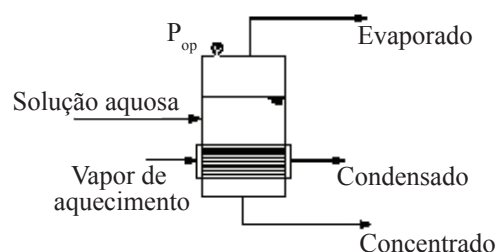
5. Um evaporador deve concentrar uma solução de NaOH de 50% a 70%, com alimentação de 10 t/h e 38°C. O vapor de aquecimento está a 3,4 atm (manométrica), e a temperatura do condensador é de 38°C. O condensado do vapor de aquecimento sai 11°C abaixo de sua temperatura de saturação. A epe da solução 70% é 83°C, e o coeficiente global de transmissão de calor é 1.250 kcal/hm² °C. Calcular o consumo de vapor, a economia e a vazão da água de resfriamento utilizada no condensador de contato, considerando que sua temperatura de entrada no condensador seja de 20°C.

6. Refazer o Exercício 5 considerando as seguintes informações:

- vapor de aquecimento com 2,8 atm (manométrica);
- vapor de aquecimento a 1 atm (manométrica); e
- temperatura da alimentação de 110°C.

7. (PROVÃO - 2001) Considerar o evaporador esquematizado na figura a seguir:

a) A pressão absoluta no interior do evaporador é mantida a $1,3 \times 10^4$ Pa (pressão de operação – P_{op}), correspondendo à temperatura de saturação de água de 51°C. Utilizando os dados correntes apresentados na tabela que se segue, determinar a vazão e a temperatura do evaporado e do concentrado, desprezando a elevação do ponto de ebulição da solução.



Corrente	Vazão(kg s ⁻¹)	% soluto (mássico)	T(°C)
Solução aquosa	2,0	10	30
Evaporado		0	
Concentrado		50	
Vapor de aquecimento	1,8	***	126
Condensado	1,8	***	126

b) Em termos qualitativos, o que aconteceria com a temperatura da corrente de concentrado se a elevação do ponto de ebulição da solução fosse diferente de zero? Considerar mantidas as condições das correntes de solução aquosa e de vapor de aquecimento, bem como a P_{op} . Justificar sua resposta.

c) O desempenho de evaporadores pode ser definido por: $\eta = \text{massa de solvente evaporado} / \text{massa de vapor de aquecimento utilizado}$.

Propor uma modificação no sistema de evaporação em análise que aumente seu desempenho e manter inalteradas as especificações de sua alimentação, do vapor de aquecimento disponível e do concentrado produzido.

8. Um evaporador de dois efeitos opera de tal maneira que a alimentação passa por dois pré-aquecedores antes de entrar no primeiro efeito. No primeiro pré-aquecedor é utilizada parte do vapor produzido no primeiro efeito e, no segundo, parte do vapor produzido no segundo efeito. A temperatura da alimentação, antes dos pré-aquecedores, é de 26°C. Após o primeiro pré-aquecedor, passa a ser 80°C e, após o segundo, 100°C. A temperatura do vapor produzido no primeiro efeito é de 125°C e, no segundo efeito, 110°C. A vazão de alimentação é de 0,35 kg/s, o vapor de aquecimento está saturado a 140°C e a quantidade de água evaporada é de 0,20 kg/s. Determinar a economia da unidade e a vazão de água utilizada em um condensador de contato acoplado ao segundo efeito. Considerar $e_{pe} = 0$ e $c_p = 1,0$ kcal/kg °C para todas as soluções e temperatura da água de resfriamento a 25°C.

9. Uma solução de NaOH 10% com temperatura inicial de 200°C deverá ser evaporada de acordo com o seguinte procedimento:

- a alimentação é enviada para um recipiente (vaso de expansão, *flash*) cuja pressão é de 1 atm. Neste vaso, por causa da diferença de pressão, ocorrerá uma evaporação súbita; e

- em seguida, a solução parcialmente concentrada é enviada para um evaporador cuja fonte de calor é o vapor gerado na expansão anterior. A pressão nesse evaporador é tal que o vapor produzido se condensa a 50°C.

Calcular a concentração da solução que sai do processo. (*Observação:* assumir uma base de cálculo para a alimentação.)

10. Um evaporador de três efeitos é utilizado para concentrar uma solução de açúcar de 18% até 65%. As epe das soluções de açúcar independem da pressão e podem ser estimadas por:

$$e_{pe} (^\circ\text{C}) = 1,78 x + 6,22 x^2; \text{ em que } x \text{ é a fração mássica de sólido.}$$

Emprega-se no aquecimento vapor saturado a 206 k Pa. A pressão no espaço-vapor do terceiro efeito é 13,3 k Pa. A vazão de alimentação é 25.000 kg/h e está a 50°C. O calor específico das soluções pode ser obtido por:

$$c_p \text{ (kJ/kg } ^\circ\text{C)} = 4,19 - 2,35 x; \text{ o calor de solução é desprezível.}$$

Os coeficientes globais U_1 , U_2 e U_3 são: 3.000, 2.000 e 1.000 W/m² °C, respectivamente. Se os efeitos devem ter a mesma área, calcular o consumo de vapor, a área de troca e a economia.

11. Um evaporador de três efeitos é empregado para concentrar uma solução de NaOH de 10% a 55%, cuja vazão de alimentação é 75.000 kg/h e a temperatura é de 40°C. O vapor de aquecimento é utilizado a 2,5 kgf/cm² (manométrica), e no último efeito deve ser mantido um vácuo de 710 mm Hg. Os coeficientes globais de transmissão de calor são: $U_1 = 4.000$, $U_2 = 2.700$ e $U_3 = 1.800$ kcal/h m² °C. Utiliza-se alimentação frontal. Calcular a superfície de aquecimento, o consumo de vapor e a economia, sabendo que os efeitos devem ter a mesma área.

11 FONTES CONSULTADAS

- BADGER, W. L.; BANCHERO, J. T. *Introduction to chemical engineering*. New York: Mc Graw-Hill, 1954.
- BALOH, T.; WITTWER, E. *Energy manual for sugar factories*. Berlim: Bartens, 1995.
- BILLET, R. *Evaporation Technology: principles, applications, economics*. Weinheim: VCH, 1989.
- BROWN, G. et al. *Ingenieria Química*. Barcelona: Editorial Marin, 1955.
- COULSON, J. M.; RICHARDSON, J. F. *Ingeniería química: operaciones básicas*. 3. ed. Barcelona: Editorial Reverté, 1981.
- FOUST, A. S.; WENZEL, L. A.; CLUMP, C. W.; MAUS, L.; ANDERSON, L. B. *Princípios das operações unitárias*. 2. ed. Rio de Janeiro: LTC Editora, 1982.
- GARCIA, J. O.; BARREIRO, G. T. *Problemas de ingeniería química: operaciones básicas*. 2. ed. Madrid: Aguilar, 1977.
- GEANKOPLIS, C. J. *Transport process and separation process principles*. 4. ed. New Jersey: Prentice Hall, 2003.
- GLOVER, W. B. Selecting evaporators for process application. *Chem. Eng. Progr.* Disponível em: <<http://engineeredwriting.com/samples/120426Glover.pdf>> e <http://www.niroinc.com/html/evaporator/plate_evaporators.html>. Acesso em: dezembro de 2004.
- HOUGEN, O. A.; WATSON, K. M.; RAGATZ, R. A. *Princípios dos processos químicos: termodinâmica*. Porto: Lopes da Silva, 1973.
- HUGOT, E. *Handbook of cane sugar engineering*. 3. ed. Amsterdam: Elsevier, 1986.
- KERN, D. Q. *Processos de transmissão de calor*. Rio de Janeiro: Guanabara Dois, 1980.
- MCCABE, W. L.; SMITH, J. C.; HARRIOTT, P. *Unit operation of chemical engineering*. 5. ed. New York: McGraw-Hill, 1993.
- MEHRA, D. K. Selecting evaporators. *Chem. Eng.*, n. 3, pp. 56-72, 1986.
- MINTON, P. E. *Handbook of evaporation technology*. Oxford: Noyes Publications, 1986.
- PERRY, R. H.; CHILTON, C. H. *Manual de Engenharia Química*. 5. ed. Rio de Janeiro: Guanabara Dois, 1980.
- SCHWEITZER, P. A. (Ed.) *Handbook of separations techniques for chemical engineering*. 2. ed. New York: McGraw-Hill, 1988.

ANEXO 1

FIGURAS REFERENTES AOS TIPOS DE EVAPORADORES

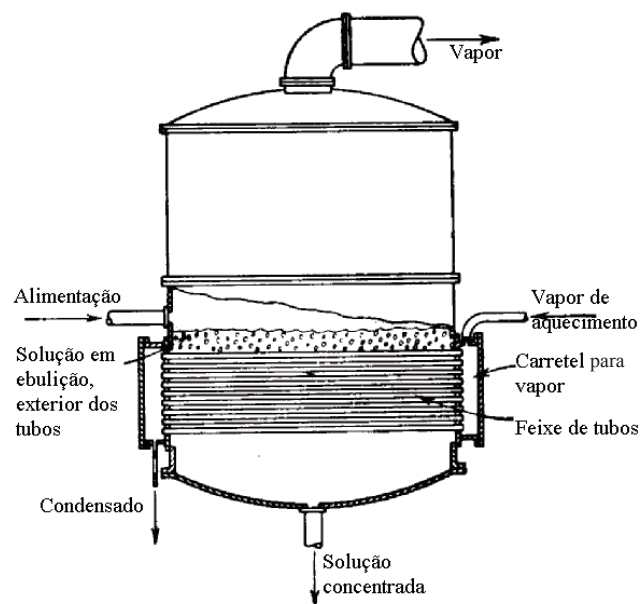


Figura A1.1 Evaporador de tubos horizontais.

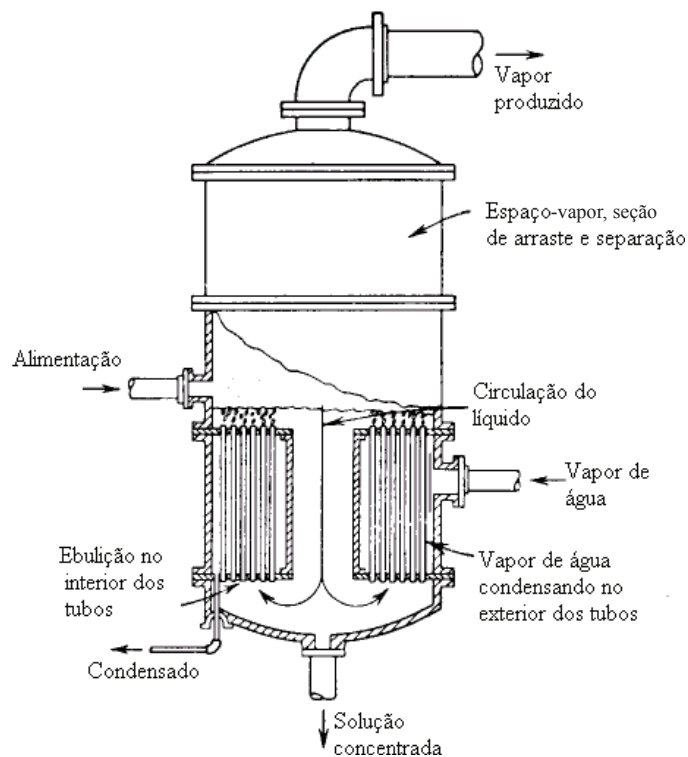


Figura A1.2a Evaporador de tubos verticais curtos, tipo calandra.

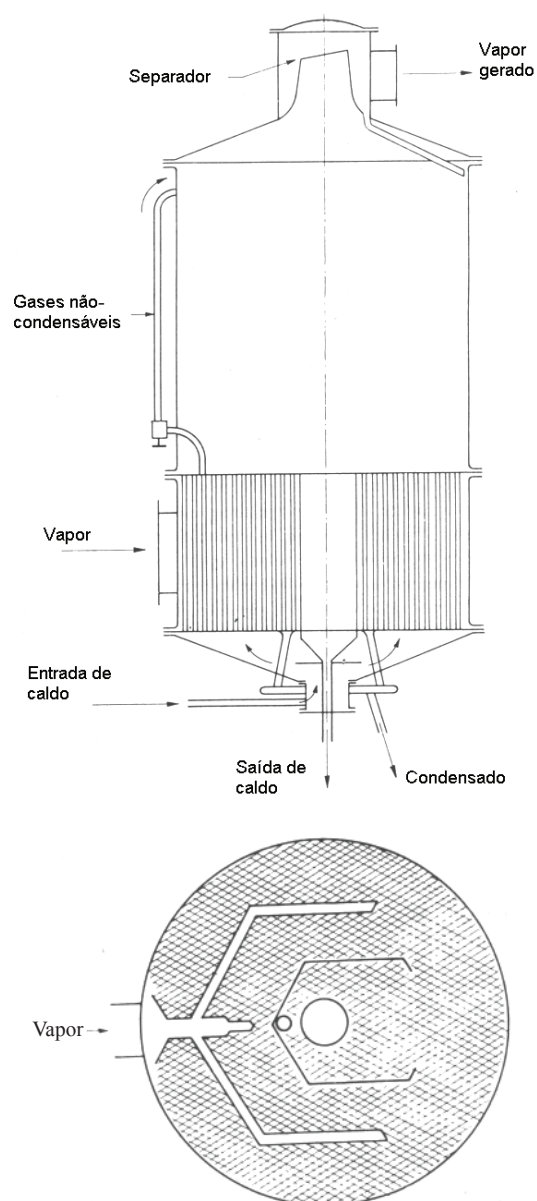


Figura A1.2b Evaporador tipo calandra utilizado na indústria açucareira (adaptada de HUGOT, 1986).

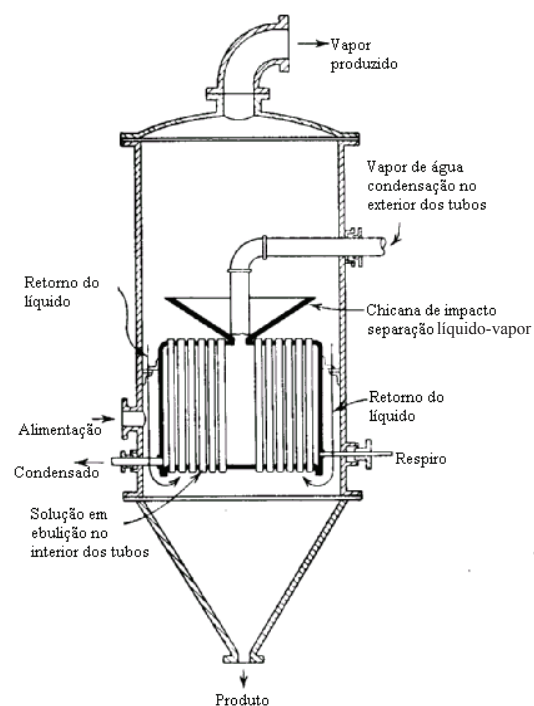


Figura A1.3 Evaporador de tubos verticais curtos, tipo cesto.

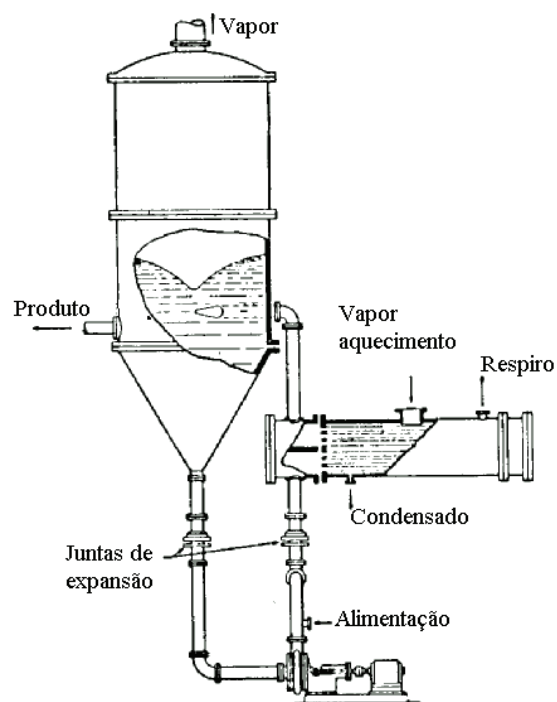


Figura A1.4 Evaporador de circulação forçada horizontal.

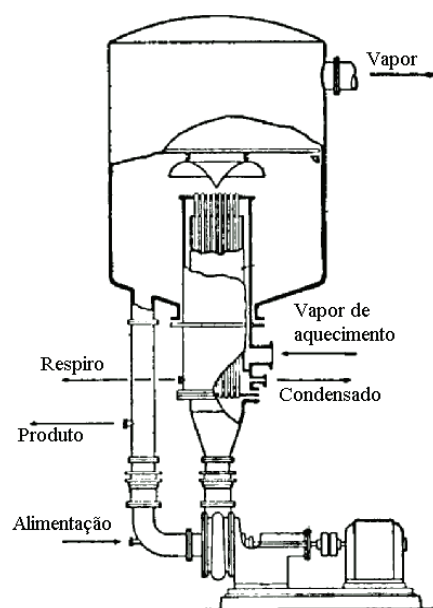


Figura A1.5 Evaporador de circulação forçada vertical com superfície interna.

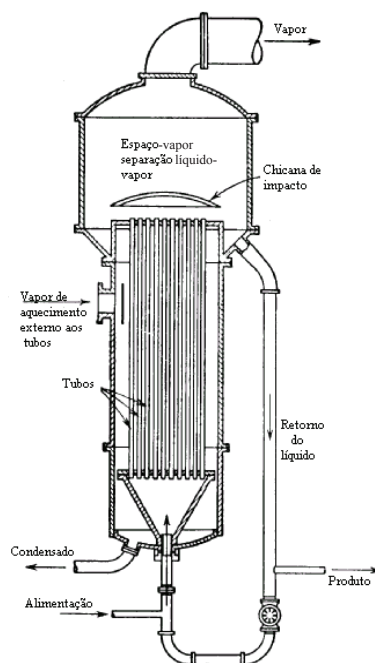


Figura A1.6 Evaporador de tubos verticais longos ou de película ascendente.

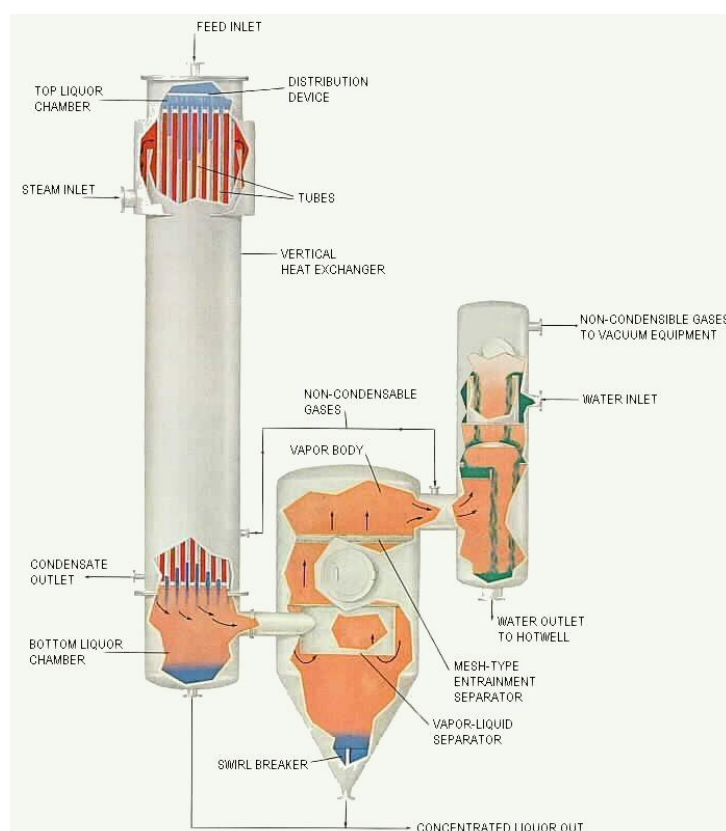
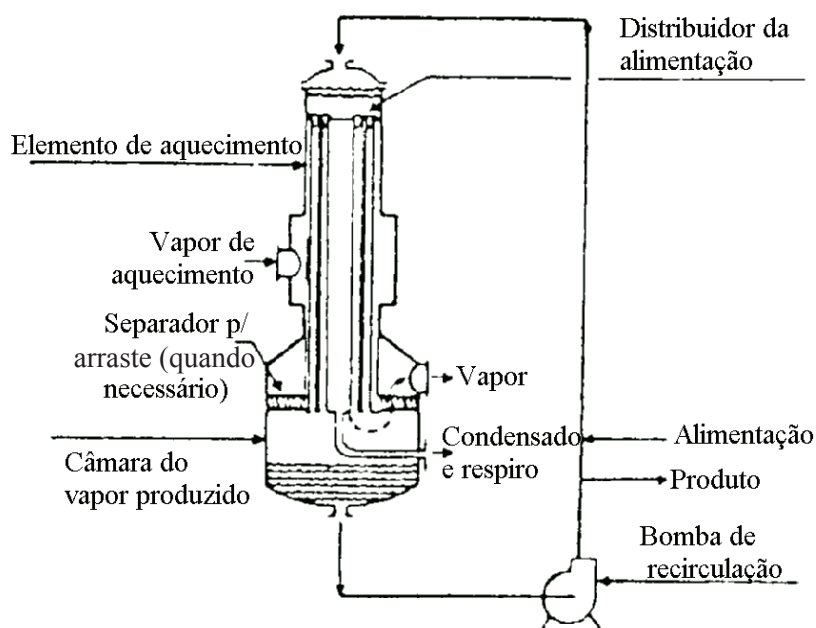


Figura A1.7 Evaporador de película descendente.

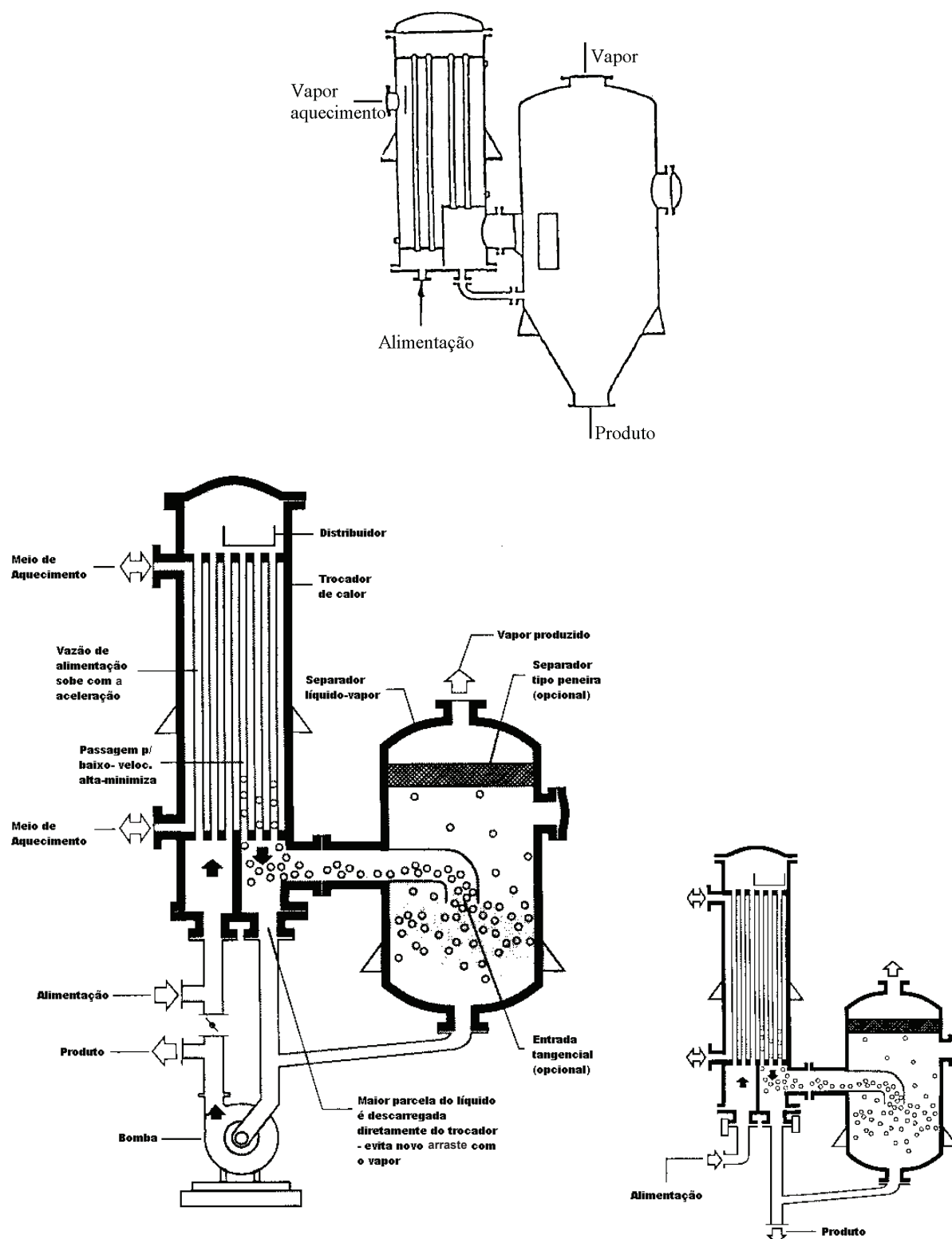


Figura A1.8 Evaporador de película ascendente-descendente (adaptada de BUFLOVAK).

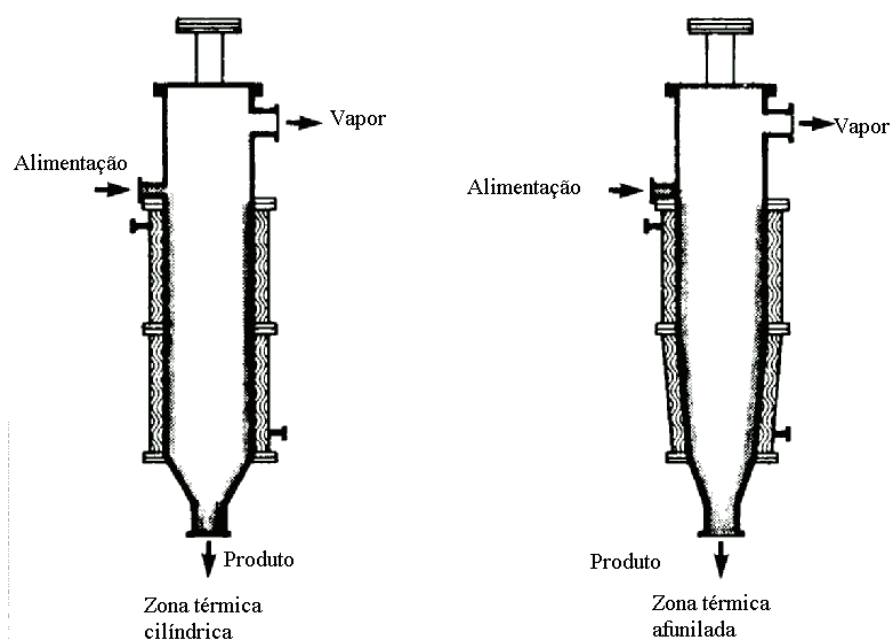


Figura A1.9 Evaporador de película agitada (adaptada de MINTON, 1986).

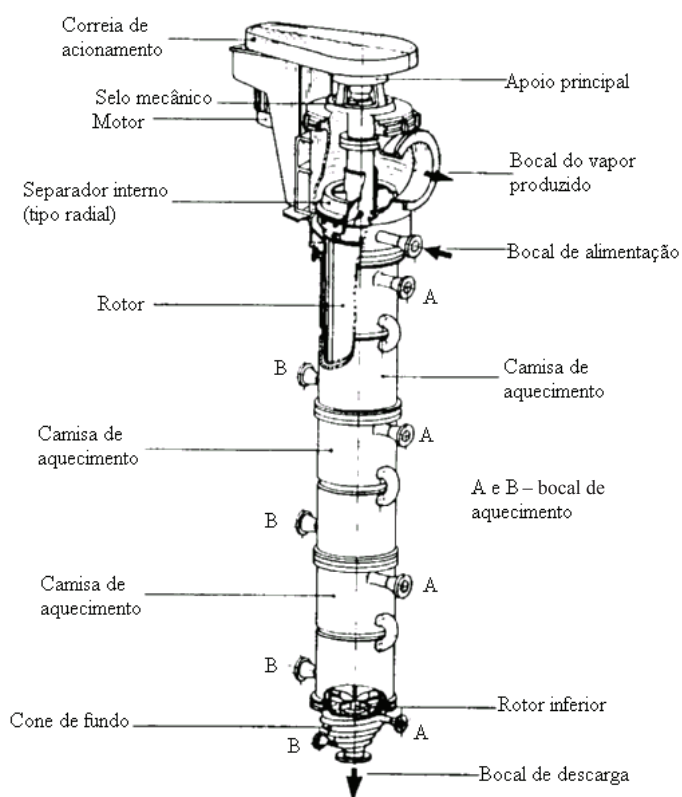


Figura A1.10 Evaporador de película agitada (adaptada de MINTON, 1986).

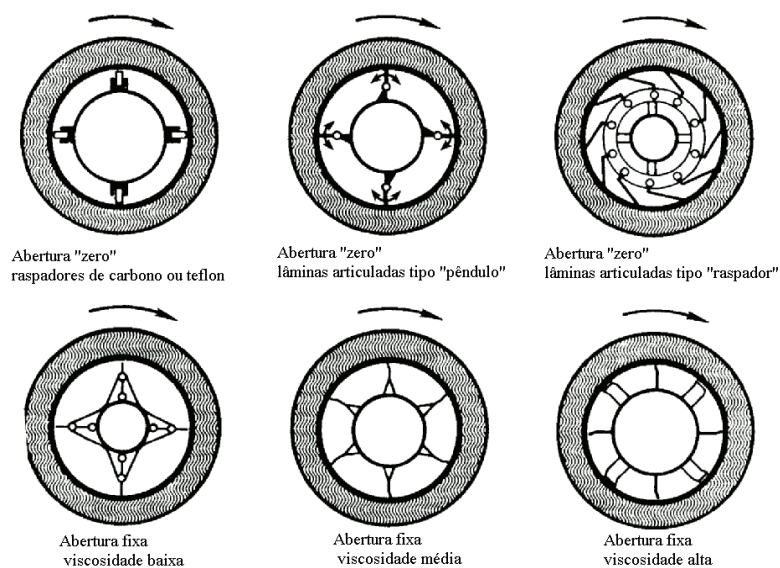
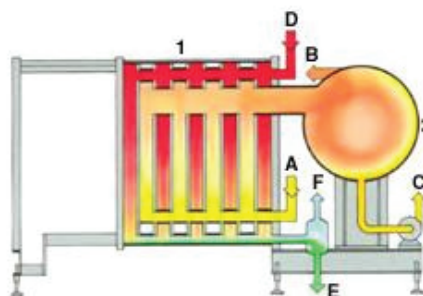


Figura A1.11 Rotores de evaporadores de película agitada (adaptada de MINTON, 1986).



A - alimentação a ser concentrada; B - vapor gerado; C - produto concentrado; D - vapor de aquecimento; E - condensado; 1 - calandra; 2 - separador.

Figura A1.12 Esquema de um evaporador de placas.

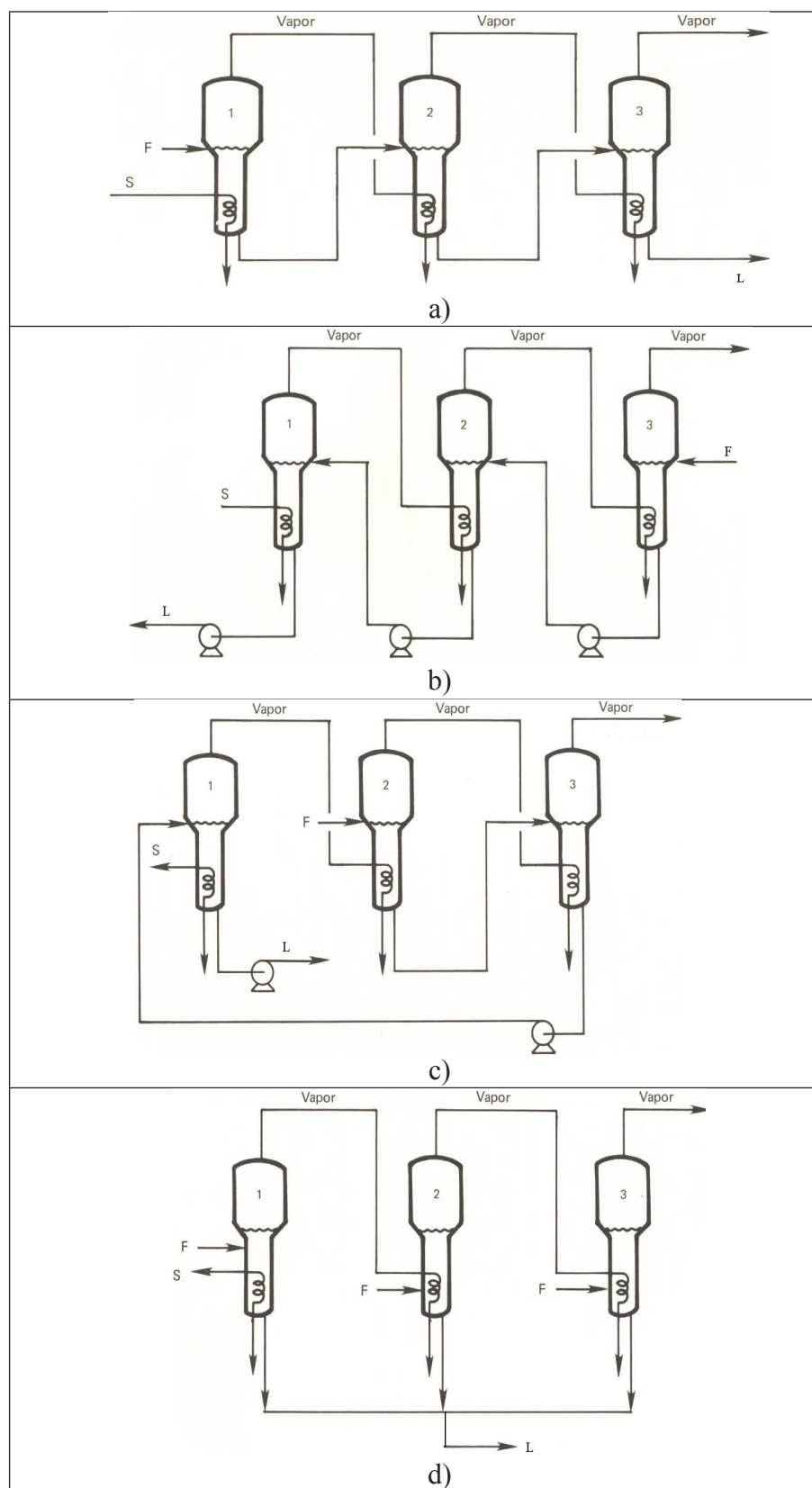


Figura A1.13 Métodos de alimentação: a) frontal; b) de retorno; c) mista; d) em paralelo.

ANEXO 2

PROPRIEDADES TERMODINÂMICAS

Tabela A2.1 Propriedades termodinâmicas do vapor de água saturado – (*Entrada por temperaturas*).

<i>t</i>	<i>p</i>	<i>v'</i>	<i>v''</i>	<i>h'</i>	λ	<i>h''</i>	<i>t</i>	<i>p</i>	<i>v'</i>	<i>v''</i>	<i>h'</i>	λ	<i>h''</i>
°C	Kgf/cm ²	Do líquido L/kg	Do vapor m ³ /kg	Do líquido Kcal/kg	Vaporiza Kcal/kg	Do vapor Kcal/kg	°C	Kgf/cm ²	Do líquido L/kg	Do vapor m ³ /kg	Do líquido Kcal/kg	Vaporiza Kcal/kg	Do vapor Kcal/kg
0	0,006228	1,0002	206,3	0	597,2	597,2	200	15,857	1,1565	0,1273	203,5	463,5	667,0
5	0,008890	1,0000	147,2	5,03	599,4	599,4	205	17,585	1,1645	0,1151	208,9	458,8	667,7
10	0,012513	1,0004	106,4	10,04	591,6	601,6	210	19,456	1,1726	0,1043	214,3	454,0	668,3
15	0,017376	1,0010	77,99	15,04	588,7	603,8	215	21,477	1,1812	0,09472	219,8	454,0	668,8
20	0,02383	1,0018	57,84	20,03	586,0	606,0	220	23,659	1,1900	0,08614	225,3	443,9	669,3
25	0,03229	1,0030	43,41	25,02	583,2	608,2	225	26,007	1,1991	0,07845	230,8	438,7	669,5
30	0,04325	1,0044	32,93	30,00	580,4	610,4	230	28,531	1,2088	0,07153	236,4	433,3	669,7
35	0,05733	1,0061	25,25	34,99	577,5	612,5	235	31,239	1,2186	0,06530	242,1	427,6	669,7
40	0,07520	1,0079	19,55	39,98	574,7	614,7	240	34,140	1,2291	0,05970	247,7	421,9	669,6
45	0,09771	1,0099	15,28	44,96	571,8	616,8	245	37,244	1,2400	0,05465	253,5	415,9	669,4
50	0,12578	1,0121	12,05	49,95	569,0	619,0	250	40,56	1,2512	0,05006	259,2	409,8	669,0
55	0,16051	1,0145	9,584	54,94	566,1	621,0	255	44,10	1,2629	0,04591	265,0	403,4	668,4
60	0,2031	1,0171	7,682	59,94	563,3	623,2	260	47,87	1,2755	0,04213	271,0	396,6	667,8
65	0,2555	1,0199	6,206	64,93	560,6	625,2	265	51,88	1,2888	0,03870	277,0	389,9	666,9
70	0,3177	1,0228	5,049	69,93	557,4	627,3	270	56,14	1,3023	0,03557	283,0	382,9	665,9
75	0,3931	1,0258	4,136	74,94	554,4	629,3	275	60,66	1,3169	0,03272	289,2	375,6	664,8
80	0,4829	1,0290	3,410	79,95	551,3	631,3	280	65,46	1,3321	0,03010	295,3	368,2	663,5
85	0,5894	1,0323	2,830	84,96	548,2	633,2	285	70,54	1,3484	0,02771	301,6	360,3	661,9
90	0,7149	1,0359	2,361	89,98	545,1	635,1	290	75,92	1,3655	0,02552	308,0	352,2	660,2
95	0,8619	1,0396	1,981	95,01	542,0	637,0	295	81,60	1,3837	0,02350	314,4	343,9	658,3
100	1,03323	1,0435	1,673	100,04	538,9	638,9	300	87,61	1,4036	0,02163	321,0	335,1	656,1
105	1,2318	1,0474	1,419	105,08	535,6	640,7	305	93,95	1,425	0,01991	327,7	325,9	653,6
110	1,4609	1,0515	1,210	110,12	532,4	642,5	310	100,64	1,448	0,01830	334,6	316,2	650,8
115	1,7239	1,0558	1,036	115,18	529,1	644,3	315	107,69	1,472	0,01682	341,7	306,1	647,8
120	2,0245	1,0603	0,8914	120,3	525,7	646,0	320	115,13	1,499	0,01544	349,0	295,2	644,2
125	2,3666	1,0650	1,7701	125,3	522,4	647,7	325	122,95	1,529	0,01415	356,5	283,9	640,4
130	2,7544	1,0697	0,6680	130,4	518,9	649,3	330	131,18	1,562	0,01295	364,2	271,8	636,0
135	3,192	1,0746	0,5817	135,5	515,3	650,8	335	139,85	1,598	0,01183	372,3	258,8	631,1
140	3,685	1,0798	0,5084	140,6	511,9	652,5	340	148,96	1,641	0,01076	380,7	244,9	625,6
145	4,237	1,0850	0,4459	145,8	508,2	654,0	345	158,54	1,692	0,009759	389,6	229,7	619,3
150	4,854	1,0906	0,3924	150,9	504,6	655,5	350	168,63	1,747	0,008803	398,9	213,0	611,9
155	5,540	1,0963	1,3464	156,1	500,8	656,9	355	179,24	1,814	0,007875	409,5	193,7	603,2
160	6,302	1,1021	0,3068	161,3	497,0	658,3	360	190,42	1,907	0,006963	420,9	172,2	592,8
165	7,146	1,1082	8,2724	166,5	493,1	659,6	365	202,21	2,03	0,00606	434,2	145,4	579,6
170	8,076	1,1144	0,2426	171,7	489,2	660,9	370	214,68	2,23	0,00500	452,3	106,1	559,3
175	9,101	1,1210	0,2166	176,9	485,2	662,1	371	217,3	2,30	0,00476	457	97	554
180	10,225	1,1275	0,1939	182,2	481,0	663,2	372	219,9	2,38	0,00450	463	84	547
185	11,456	1,1345	0,1739	187,5	476,8	664,3	373	222,5	2,50	0,00418	471	68	539
190	12,800	1,1415	0,1564	192,8	472,5	665,3	374	225,2	2,79	0,00365	488	35	523
195	14,265	1,1490	0,1410	198,1	468,1	666,2	374,1	225,4	3,07	0,00314			502

Tabela A2.2 Propriedades termodinâmicas do vapor de água saturado – (Entrada por pressões).

p	t	v''	s'	h'	λ	h''	p	t	v''	s'	h'	λ	h''
Kgf/ cm ²	°C	Do vapor m ³ /kg	Do líquido Kcal/(kg.K)	Do líquido Kcal/kg	Vaporiza Kcal/kg	Do vapor Kcal/kg	Kgf/ cm ²	°C	Do vapor m ³ /kg	Do líquido Kcal/(kg.K)	Do líquido Kcal/kg	Vaporiza Kcal/kg	Do vapor Kcal/kg
0,01	6,70	131,7	0,0243	6,73	593,3	600,1	8,5	172,11	0,2311	0,4923	173,9	487,5	661,4
0,015	12,74	89,64	0,0457	12,78	590,0	602,8	9,0	174,53	0,2189	0,4980	176,4	485,7	662,0
0,02	17,20	68,27	0,0612	17,24	587,6	604,8	9,5	176,82	0,2080	0,5033	178,9	483,6	662,5
0,025	20,78	55,28	0,0735	20,80	585,6	606,4	10	179,04	0,1981	0,5085	181,2	482,0	663,0
0,03	23,77	46,53	0,0836	23,79	583,9	607,7	11	183,20	0,1808	0,5180	185,6	478,6	663,9
0,04	28,64	35,46	0,0998	28,65	581,1	609,8	12	187,08	0,1664	0,5279	189,7	475,2	664,7
0,05	32,55	28,73	0,1126	32,55	579,0	611,5	13	190,71	0,1541	0,5352	193,5	472,1	665,4
0,06	35,82	24,19	0,1232	35,81	577,1	612,9	14	194,13	0,1435	0,5430	197,1	469,1	666,0
0,08	41,16	18,45	0,1402	41,14	574,1	615,2	15	197,36	0,1343	0,5503	200,6	466,2	666,6
0,10	45,45	14,95	0,1538	45,41	571,6	617,0	16	200,43	0,1262	0,5572	203,9	463,4	667,1
0,12	49,06	12,60	0,1650	49,01	569,5	618,5	17	203,35	0,1190	0,5638	207,1	460,7	667,5
0,15	53,60	10,21	0,1790	53,54	566,9	620,5	18	206,14	0,1126	0,5701	210,1	458,1	667,9
0,20	59,67	7,795	0,1974	59,61	563,4	623,1	19	208,81	0,1068	0,5761	213,0	455,5	667,2
0,25	64,56	6,322	0,2120	64,49	560,5	625,1	20	211,38	0,1016	0,5820	215,8	453,0	668,5
0,30	68,68	5,328	0,2241	68,61	558,0	626,8	22	216,23	0,09251	0,5928	221,2	448,2	668,9
0,35	72,24	4,614	0,2345	72,17	556,0	628,2	24	220,75	0,08492	0,6026	226,1	443,5	669,3
0,40	75,42	4,069	0,2437	75,36	553,9	629,5	26	224,99	0,07846	0,6120	230,8	439,1	669,5
0,50	80,86	3,301	0,2592	80,81	550,7	631,6	28	228,98	0,07288	0,6206	235,2	434,8	669,6
0,60	85,45	2,783	0,2721	85,41	547,9	633,4	30	232,76	0,06802	0,6290	239,5	430,6	669,7
0,70	89,45	2,409	0,2832	89,43	545,5	634,9	32	236,35	0,06375	0,6368	243,6	426,6	669,7
0,80	92,99	2,125	0,2930	92,99	543,2	636,2	34	239,77	0,05995	0,6443	247,5	422,6	669,6
0,90	96,18	1,904	0,3018	96,19	541,2	637,4	36	243,04	0,05658	0,6515	251,2	418,8	669,5
1,0	99,09	1,725	0,3096	99,12	539,3	638,5	38	246,17	0,05353	0,6584	254,8	415,0	669,3
1,1	101,76	1,578	0,3168	101,81	537,6	639,4	40	249,18	0,05078	0,6649	258,2	411,3	669,0
1,2	104,25	1,455	0,3235	104,32	536,0	640,3	42	252,07	0,04828	0,6712	261,6	407,6	668,8
1,3	106,56	1,350	0,3297	106,66	534,5	641,2	44	254,87	0,04601	0,6773	264,9	404,0	668,4
1,4	108,74	1,259	0,3354	108,85	533,0	642,0	46	257,56	0,04393	0,6832	268,0	400,5	668,0
1,5	110,79	1,180	0,3408	110,92	531,8	642,8	48	260,17	0,04201	0,6889	271,2	397,0	667,7
1,6	112,73	1,111	0,3459	112,89	530,5	643,5	50	262,70	0,04024	0,6944	274,2	393,6	667,3
1,8	116,33	0,9952	0,3554	116,54	528,0	644,7	55	268,69	0,03636	0,7075	281,4	385,2	666,2
2,0	119,62	0,9016	0,3638	119,87	525,9	645,8	60	274,29	0,03310	0,7196	288,4	377,0	665,0
2,2	122,65	0,8246	0,3715	122,9	523,9	646,8	65	279,54	0,03033	0,7311	294,8	369,1	663,6
2,4	125,46	0,7601	0,3786	125,8	522,0	647,8	70	284,48	0,02795	0,7420	300,9	361,2	662,1
2,6	128,08	0,7052	0,3853	128,5	520,1	648,7	75	289,17	0,02587	0,7524	307,0	353,8	660,5
2,8	130,55	0,6578	0,3914	131,0	518,4	649,5	80	293,62	0,02404	0,7623	312,6	346,4	658,9
3,0	132,88	0,6166	0,3973	133,4	516,8	650,3	85	297,86	0,02241	0,7718	318,2	339,1	657,0
3,2	135,08	0,5804	0,4028	135,6	515,3	650,9	90	301,92	0,02096	0,7810	323,6	331,9	655,1
3,4	137,18	0,5483	0,4081	137,8	513,8	651,6	95	305,80	0,01964	0,7898	328,8	324,7	653,2
3,6	139,18	0,5196	0,4130	139,8	512,4	652,2	100	309,53	0,01845	0,7983	334,0	317,6	651,1
3,8	141,09	0,4939	0,4176	141,8	511,0	652,8	110	316,58	0,01637	0,8147	344,0	303,7	646,7
4,0	142,92	0,4706	0,4221	143,6	509,8	653,4	120	323,15	0,01462	0,8306	353,9	289,3	641,9
4,5	147,20	0,4213	0,4326	148,0	506,7	654,7	130	329,30	0,01312	0,8458	363,0	274,4	636,6
5,0	151,11	0,3816	0,4422	152,1	503,8	655,8	140	335,09	0,01181	0,8606	372,4	259,2	631,0
5,5	154,71	0,3489	0,4510	155,8	501,1	656,9	150	340,56	0,01065	0,8749	381,7	243,5	624,9
6,0	158,08	0,3213	0,4591	159,3	498,6	657,8	160	345,74	0,009616	0,8892	390,3	227,5	618,3
6,5	161,15	0,2980	0,4666	162,6	496,1	658,7	180	355,35	0,007809	0,9186	410,2	192,8	602,5
7,0	164,17	0,2778	0,4737	165,6	493,9	659,4	200	364,08	0,00620	0,9514	431,5	150,7	582,3
7,5	166,96	0,2602	0,4803	168,5	491,7	660,2	224	373,6	0,00394	1,022	478	54	532
8,0	169,61	0,2448	0,4865	171,3	489,6	660,8	225,4	374,1	0,00311	1,058	505		505

Tabela A2.3 Pressão de vapor de água em soluções de NaOH (mm Hg).

Concentração g NaOH/100 g H ₂ O	Temperatura (°C)							
	20	40	60	80	100	120	160	200
0	17,5	55,3	149,5	355,5	760,0	1489,0	4633,0	11647
5	16,9	53,2	143,5	341,5	730,0	1430,0	4450,0	11200
10	16,0	50,6	137,0	325,5	697,0	1365,0	4260,0	10750
20	13,9	44,2	120,5	288,5	621,0	1225,0	3860,0	9800
30	11,3	36,6	101,0	246,0	537,0	1070,0	3460,0	8950
40	8,7	28,7	81,0	202,0	450,0	920,0	3090,0	8150
50	6,3	20,7	62,5	160,5	368,0	770,0	2690,0	7400
60	4,4	15,5	47,0	124,0	294,0	635,0	2340,0	6750
70	3,0	10,9	34,5	94,0	231,0	515,0	2030,0	6100
80	2,0	7,6	24,5	70,5	179,0	415,0	1740,0	5500
90	1,3	5,2	17,5	53,0	138,0	330,0	1490,0	5000
100	0,9	3,6	12,5	38,5	105,0	262,0	1300,0	4500
120		1,7	6,3	20,5	61,0	164,0	915,0	3650
140			3,0	11,0	35,5	102,0	765,0	2980
160			1,5	6,0	20,5	63,0	470,0	2430
180				3,5	12,0	40,0	340,0	1980
200				2,0	7,0	25,0	245,0	1620
250				0,5	2,0	8,0	110,0	985
300				0,1	0,5	2,7	50,0	610
350						0,9	23,0	380
400								240
500								100

ANEXO 3

DIAGRAMA DE DÜHRING PARA CLORETO DE SÓDIO

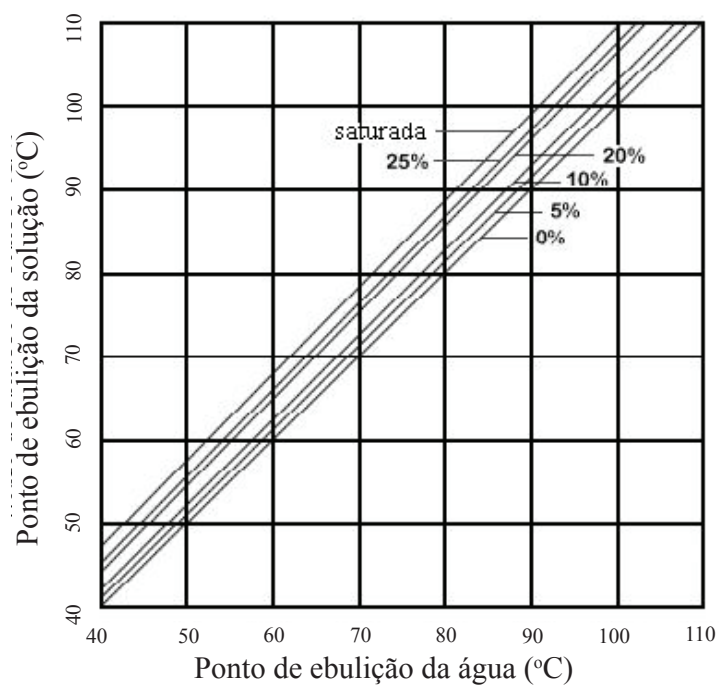


Figura A3.1 Diagrama de Dühring para cloreto de sódio.²³

²³ Ver: <www.nzifst.org.nz/unitoperations/evaporation1.htm>.

ANEXO 4

BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA PARA O ESTADO NÃO-ESTACIONÁRIO

Balanço de massa global:

$$\frac{dM_1}{dt} = F - L_1 - V_1 \quad (\text{A4.1})$$

em que F é a vazão mássica de solução alimentada ao evaporador, M_1 é a massa de solução contida no evaporador, V_1 é a vazão mássica de vapor gerada no evaporador e L_1 é a vazão de solução concentrada produzida no evaporador.

Balanço de massa para o soluto:

$$\frac{d(M_1 x_1)}{dt} = F x_F - L_1 x_1 \quad (\text{A4.2})$$

em que x_F e x_1 são as frações mássica de soluto nas correntes de alimentação e de saída do evaporador.

Balanço de energia:

$$\frac{d(M_1 h_1)}{dt} = F h_F + S \lambda_s - L_1 h_1 - V_1 H_1 - Q_{p1} \quad (\text{A4.3})$$

em que S : vazão de vapor de aquecimento; h_F : entalpia, por unidade de massa, da solução alimentada; h_1 : entalpia, por unidade de massa, da solução produzida no evaporador; H_1 : entalpia do vapor gerado no evaporador; λ_s : calor atente de condensação do vapor de aquecimento e Q_{p1} : perdas de energia para o ambiente.

Pode-se eliminar dM_1/dt das Equações A3.1 e A3.2, lembrando que:

$$\frac{d(M_1 x_1)}{dt} = \frac{dM_1}{dt} x_1 + \frac{dx_1}{dt} M_1 \quad (\text{A4.4})$$

Portanto:

$$\frac{d(M_1 x_1)}{dt} = (F - L_1 - V_1) x_1 + \frac{dx_1}{dt} M_1 = F x_F - L_1 x_1 \quad (\text{A4.5})$$

$$M_1 \frac{dx_1}{dt} = F(x_F - x_1) - V_1 x_1 \quad (\text{A4.6})$$

Fazendo o mesmo procedimento para o balanço de energia, tem-se:

$$\frac{d(M_1 h_1)}{dt} = \frac{dM_1}{dt} h_1 + \frac{dh_1}{dt} M_1 = F h_F + S \lambda_s - L_1 h_1 - V_1 H_1 - Q_{pl} \quad (\text{A4.7})$$

$$(F - L_1 - V) h_1 + \frac{dh_1}{dt} M_1 = F h_F + S \lambda_s - L_1 h_1 - V_1 H_1 - Q_{pl} \quad (\text{A4.8})$$

Portanto:

$$M_1 \frac{dh_1}{dt} = F(h_F - h_1) + S \lambda_s - V_1(H_1 - h_1) - Q_{pl} \quad (\text{A4.9})$$



Série *Apontamentos*



- AÇÕES DEVIDAS AO VENTO EM EDIFICAÇÕES
João Alfredo Azzi Pitta
- ALGUNS QUADROS DE SOFRIMENTO PSÍQUICO
Carmen Lúcia Alves e Sofia C. Iost Pavarini
- CARTILHA DA LÓGICA, A - 2ª EDIÇÃO
Maria do Carmo Nicoletti
- CARTILHA PROLOG, A
Maria do Carmo Nicoletti
- CATÁLOGO DE AVALIAÇÃO DO NÍVEL DE INDEPENDÊNCIA DE CRIANÇAS DE 4 A 8 ANOS NAS ATIVIDADES DE VIDA DIÁRIA
Thelma Simões Matsukura e Edna Maria Marturano
- CONTROLE DIGITAL DE PROCESSOS QUÍMICOS COM MATLAB E SIMULINK
Wu Hong Kwong
- CONTROLE NA FABRICAÇÃO DE ÁLCOOL
Cláudio Hartkopf Lopes e Maria Teresa Mendes Ribeiro Borges
- CUIDANDO DO ADULTO: AÇÕES DE ENFERMAGEM NO ATENDIMENTO DAS NECESSIDADES HUMANAS BÁSICAS
Anamaria Alves Napoleão, Noeli Marchioro Liston Andrade Ferreira, Rosely Moralez de Figueiredo, Juliana Martins, Aline Helena Appoloni, Sêrgia Haddad Mota e Talita Poliana Roveroni Moraes
- CULTURA CORPORAL — ALGUNS SUBSÍDIOS PARA SUA COMPREENSÃO NA CONTEMPORANEIDADE
Luiz Gonçalves Junior
- CURSO DE FÍSICA COMPUTACIONAL 1 PARA FÍSICOS E ENGENHEIROS FÍSICOS
Regiane Aparecida Raqi Pereira
- DESENVOLVIMENTO DE MÉTODOS POR HPLC
Quezia B. Cass e Ana Lúcia Gusmão Degani
- DESENVOLVIMENTO DE NOVOS EMPREENDIMENTOS
Ana Lucia Vitale Torkomian e Edemilson Nogueira
- EDUCAÇÃO FÍSICA ESCOLAR E A QUESTÃO DO GÊNERO NO BRASIL E EM PORTUGAL
Luiz Gonçalves Junior e Glauco Nunes Souto Ramos
- ELETRICIDADE APLICADA À ENGENHARIA
Maria Zanin e Ioshiaqui Shimbo
- ENGENHARIA DE MATERIAIS PARA TODOS
José de Anchieta Rodrigues e Daniel Rodrigo Leiva
- EQUAÇÕES DIFERENCIAIS PARCIAIS COM MAPLE V
José Antonio Salvador
- ESTÁGIOS EM EDUCAÇÃO FÍSICA: EXPERIÊNCIA DE AÇÃO E REFLEXÃO
Glauco Nunes Souto Ramos
- ESTRUTURA E PROPRIEDADES DOS POLÍMEROS
Abigail Salles Lisbão
- ESTUDOS AVANÇADOS DO DESENVOLVIMENTO INFANTIL
Maria Stella Coutinho de Alcântara Gil e Nancy Vinagre Fonseca de Almeida
- EXERCÍCIOS APLICADOS À FÍSICO-QUÍMICA DOS POLÍMEROS
Abigail Salles Lisbão
- FONTES DE INFORMAÇÃO: UM MANUAL PARA CURSOS DE GRADUAÇÃO EM BIBLIOTECONOMIA E CIÊNCIA DA INFORMAÇÃO
Maria Matilde Kronka Dias e Daniela Pires
- FORMAÇÃO E DESENVOLVIMENTO DE COLEÇÕES DE SERVIÇOS DE INFORMAÇÃO
Maria Matilde Kronka Dias e Daniela Pires
- FORMATO MARC 21 BIBLIOGRÁFICO ESTUDO E APLICAÇÕES PARA LIVROS, FOLHETOS, FOLHAS IMPRESSAS E MANUSCRITOS
Zaira Regina Zafalon
- FUNDAMENTOS DA ECOLOGIA PARA O TURISMO
Marcelo Nivert Schlindwein
- FUNDAMENTOS DA LÓGICA APLICADA À RECUPERAÇÃO DA INFORMAÇÃO
Ariadne Chloë Furnival
- FUNDAMENTOS DA TEORIA DE CONJUNTOS FUZZY
Maria do Carmo Nicoletti e Heloisa de Arruda Camargo
- FUNDAMENTOS DA TEORIA DOS GRAFOS PARA COMPUTAÇÃO
Maria do Carmo Nicoletti e Estevam Rafael Hruschka
- HIPERTEXTO DE MÉTODOS DE MATEMÁTICA APLICADA COM MAPLE V
José Antonio Salvador
- INFORMAÇÃO PARA COMPETITIVIDADE EMPRESARIAL (ICE)
Sergio Luis da Silva
- INTRODUÇÃO À BIOFÍSICA ESTRUTURAL
Ignez Caracelli e Julio Zukerman-Schpector
- INTRODUÇÃO À HARMONIA TRADICIONAL E AO CONTRAPONTO — CADERNO DE EXERCÍCIOS
Glauber Santiago
- INTRODUÇÃO À TECNOLOGIA AGROINDUSTRIAL
Cláudio Hartkopf Lopes e Maria Teresa Mendes Ribeiro Borges

Série *Apontamentos*



- INTRODUÇÃO AO CONTROLE DE PROCESSOS QUÍMICOS COM MATLAB – VOLUMES 1 E 2
Wu Hong Kwong
- INTRODUÇÃO AO CONTROLE PREDITIVO COM MATLAB
Wu Hong Kwong
- INTRODUÇÃO ÀS LIGAÇÕES QUÍMICAS
José de Anchieta Rodrigues
- LÓGICA PARA PRINCIPIANTES
Mark J. R. Cass
- MARKETING EM CIÊNCIA E TECNOLOGIA
Maria Matilde Kronka Dias e Maria Cristina Comunian Ferraz
- MATLAB: FUNDAMENTOS E PROGRAMAÇÃO
Carlos Eugenio Vendrametto Junior e Selma Helena de Vasconcelos Arenales
- MECÂNICA DOS SÓLIDOS 1 – VOLUMES 1 E 2
José Sergio Komatsu
- MECÂNICA DOS SÓLIDOS ELEMENTAR
José Sergio Komatsu
- MENTE, CÉREBRO E CONSCIÊNCIA NOS PRIMÓRDIOS DA METAPSICOLOGIA FREUDIANA: UMA ANÁLISE DO PROJETO DE UMA PSICOLOGIA (1895) – VOLUME I
Richard Theisen Simanke
- MODELO DE APRENDIZADO DE MÁQUINA BASEADO EM EXEMPLARES: PRINCIPAIS CARACTERÍSTICAS E ALGORITMOS, O
Maria do Carmo Nicoletti
- MODELOS PROBABILÍSTICOS APLICADOS À ENGENHARIA DE PRODUÇÃO
Reinaldo Morabito
- PATENTES – CONCEITOS E PRINCÍPIOS BÁSICOS PARA A RECUPERAÇÃO DA INFORMAÇÃO
Maria Cristina Comunian Ferraz
- PESQUISANDO E NORMALIZANDO
Maria Angélica Dupas
- PROCEDIMENTOS PARA O BIBLIOTECÁRIO ABRIR SUA PEQUENA EMPRESA DE PRESTAÇÃO DE SERVIÇOS
Elaine de Oliveira Machado
- PROPRIEDADE INTELECTUAL E CONHECIMENTO TRADICIONAL
Maria Cristina Comunian Ferraz
- PSICOFÁRMACOS
Carmen Lúcia Alves Filizola, Sofia Cristina Iost Pavarini e José Fernando Petrilli Filho
- RAIOS X: DIFRAÇÃO E ESPECTROSCOPIA
José de Anchieta Rodrigues
- REDAÇÃO DE RELATÓRIOS PARA QUÍMICOS
André Fernando de Oliveira, Astréa F. de Souza Silva e Mário Alberto Tenan
- RELAÇÃO ENFERMEIRO–PACIENTE E INSTRUMENTOS PARA COLETA DE DADOS
Carmen Lúcia Alves e Sofia C. Iost Pavarini
- RESISTÊNCIA DOS MATERIAIS – VOLUMES 1 E 2
José Sérgio Komatsu
- SISTEMAS NUMÉRICOS E TRATAMENTO DE INTEIROS NO PASCAL
Maria do Carmo Nicoletti e Sandra Abib
- TEMAS DE INTRODUÇÃO À PSICANÁLISE FREUDIANA
Richard Theisen Simanke e Fátima Caropreso
- TROCADORES DE CALOR
Everaldo Cesar da Costa Araujo
- USO DO EXCEL PARA QUÍMICOS
André Fernando de Oliveira, Astréa F. de Souza Silva, Mário Alberto Tenan, Marcos Flores Júnior e Sérgio Lineu Olivo
- USOS E USUÁRIOS DA INFORMAÇÃO
Maria Matilde Kronka Dias e Daniela Pires