

CAPÍTULO 8

EVAPORADORES

Este capítulo é uma introdução ao tema do projeto termo-hidráulico de trocadores de calor envolvendo a vaporização de substâncias puras.

8.1 INTRODUÇÃO

Muitos problemas de engenharia envolvem a ebulição e a condensação. Por exemplo, os dois processos são parte essencial de todos os ciclos de geração de potência ou de refrigeração em circuito fechado. Num ciclo de potência, o líquido pressurizado se converte em vapor na caldeira. Depois da expansão na turbina, o vapor retorna à fase líquida, no condensador, e depois é bombeado para a caldeira a fim de repetir o ciclo. Os evaporadores, nos quais ocorre a ebulição, e os condensadores são também componentes essenciais nos ciclos de refrigeração com compressão de vapor.

O vaporizador é um equipamento que cede calor ao fluido de processo vaporizando-o total ou parcialmente através de circulação natural ou forçada. O termo refulvedor aplica-se ao vaporizador que opera conectado a uma torre de destilação, vaporizando parte do produto do fundo no caso de processamento de uma refinaria de petróleo.

A transferência de calor é o fator mais importante no projeto de evaporadores, pois a superfície de aquecimento constitui a maior parte do custo do evaporador. Em igualdade de condições, o tipo de evaporador escolhido é o que tem o *coeficiente* de transferência de calor mais elevado, nas circunstâncias de operação, e expresso em unidade de potência por unidade de diferença de temperatura e por unidade monetária de custo do equipamento instalado ($W/^\circ C.R\$$). Quando é necessária energia para induzir a circulação do fluido sobre a superfície de aquecimento, o *coeficiente* deve ser ainda mais elevado para equilibrar o custo da energia gasta na circulação.

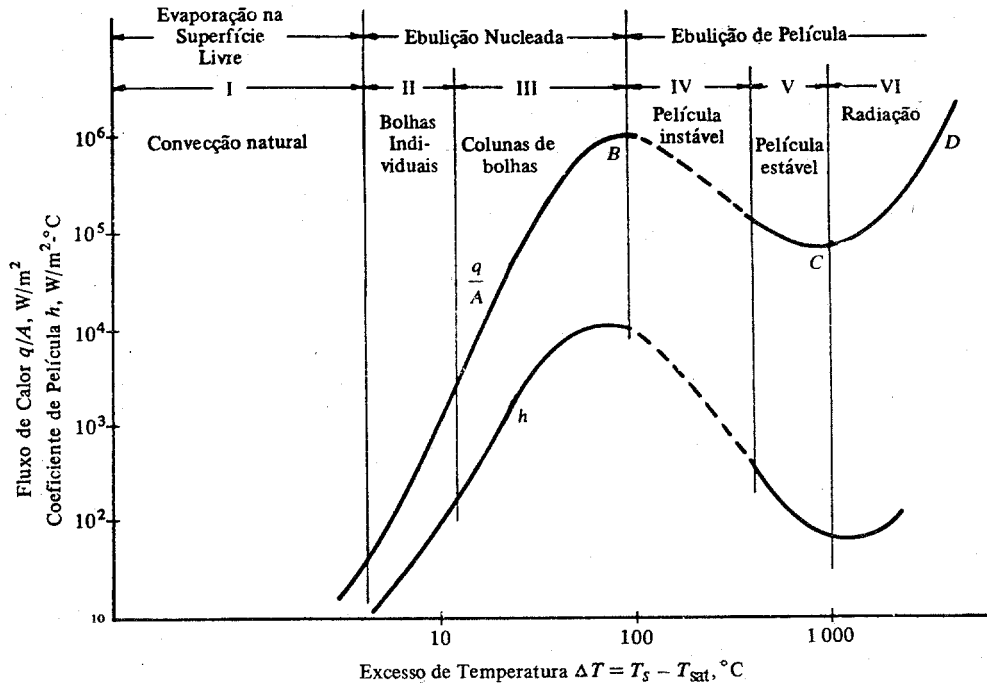
O projeto racional destes componentes exige que os processos de mudança de fase sejam bem compreendidos.

8.2. TRANSFERÊNCIA DE CALOR NA EBULIÇÃO

Quando uma superfície, exposta a um líquido é mantida a uma temperatura maior que a de saturação deste líquido, pode ocorrer a ebulição e o fluxo de calor dependerá da diferença entre a temperatura da superfície e a de saturação.

Quando uma superfície é imersa abaixo da superfície livre do líquido, o processo é conhecido como ebulição em piscina. Se a temperatura do líquido for menor que a temperatura de saturação o processo é conhecido como ebulição sub-resfriada ou local. Se o líquido for mantido a temperatura de saturação, o processo é conhecido como ebulição saturada ou de mistura.

Os diferentes regimes de ebulição são mostrados na Figura 8.1, onde estão representados os coeficientes de transferência de calor e o fluxo de calor por unidade de área em função do excesso de temperatura ($T_p - T_{sat}$), para um fio submerso em um reservatório de água a pressão atmosférica



Fio de aquecimento horizontal, Cromel C, 1,016 milímetros em água a 1 atm.

Figura 8.1 – Ebulição em vaso aberto
(de Pitts & Sisson, 1981)

REGIÃO I - O calor é transferido por convecção natural. Nesta região o líquido próximo da superfície de aquecimento é ligeiramente superaquecido, subindo até a superfície livre do líquido onde ocorre a evaporação.

REGIÃO II - Nesta região tem início o aparecimento de bolhas junto a superfície do fio, as quais se condensam no líquido após se desprenderem da superfície. Esta região caracteriza o início da ebulição nucleada.

REGIÃO III - Devido ao aumento do excesso de temperatura, as bolhas são formadas mais rapidamente, coalescem e elevam-se até a superfície onde se dissipam.

REGIÃO IV - A formação de bolhas é tão rápida que as bolhas coalescem antes de se desprenderem da superfície. Com isto, uma grande parte da superfície aquecida fica coberta por uma película instável de vapor. Esta película aumenta a resistência térmica, reduzindo o fluxo de calor, sendo que o calor transferido diminui com o aumento da diferença de temperatura. Esta região representa a transição da ebulição nucleada para a ebulição em película.

REGIÃO V - A superfície de aquecimento está coberta por uma película estável de vapor. As temperaturas superficiais necessárias para manter a ebulição em película estável são elevadas e, uma vez atingida esta condição, uma parcela significativa do calor perdido pela superfície pode ser resultante da radiação térmica.

REGIÃO VI - A medida que $(T_p - T_{sat})$ atinge cerca de $540^\circ C$, a radiação passa a ser o modo predominante de transmissão de calor e o fluxo de calor novamente aumenta com o aumento de $(T_p - T_{sat})$.

O **ponto B**, pico do fluxo de calor é chamado de **ponto crítico**. É a condição em que o aumento do fluxo de calor produzido por um aumento de ΔT é compensado por um aumento

da resistência devido película de vapor sobre a superfície de aquecimento. Os dois efeitos se equilibram produzindo o que algumas vezes é chamado de crise de ebulição ou afastamento da ebulição nucleada.

Para muitos fluidos usuais, a temperatura em D está acima do ponto de fusão da maioria dos materiais usados em aquecedores, sendo o aquecedor danificado antes que este ponto seja atingido. Se o aquecedor não se fundir, a curva de ebulição continua a subir além do ponto D.

Existe uma controvérsia considerável sobre como exatamente as bolhas se formam na superfície aquecida. As condições da superfície (rugosidade e tipo de material) certamente são os fatores mais importantes que influem no processo de formação e crescimento de bolhas.

Um critério útil para o desempenho na vaporização é dado pelo fluxo de calor máximo definido por $(Q/A)_{\text{máx}}$ ou $(U\Delta T)_{\text{máx}}$. O ponto B, da Figura 8.1, representa o máximo fluxo de calor atingido na ebulição nucleada, o qual corresponde a diferença de temperatura crítica. Uma quantidade maior do que $(Q/A)_{\text{máx}}$ não pode ser forçada através da superfície aquecedora por causa do aparecimento de uma película de vapor. Quando empregamos um ΔT maior do que o crítico, obtemos um coeficiente de vaporização menor, e o fluxo de calor diminui. Conclui-se que o aumento da diferença de temperatura que é tão favorável na condução e na convecção, pode criar um obstáculo para a vaporização.

Valores de ΔT_{crit} e $(Q/A)_{\text{máx}}$ são encontrados na Tabela 8.1.

8.3. CORRELAÇÕES EMPÍRICAS PARA A DETERMINAÇÃO DO COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR NA EBULIÇÃO

A transmissão de calor para líquidos em ebulição é um processo de convecção que envolve uma mudança de fase de líquido para vapor. Os fenômenos de transmissão de calor na ebulição são consideravelmente mais complexos que aqueles da convecção sem mudança de fase porque, além de todas as variáveis associadas com a convecção, também as associadas a mudança de fase são relevantes. Enquanto que na convecção sem mudança de fase, a geometria do sistema, a viscosidade, a densidade, a condutividade térmica, o calor específico e o coeficiente de expansão do fluido são suficientes para descrever o processo, na transmissão de calor na ebulição, as características superficiais, a tensão superficial, o calor latente de vaporização, a pressão, a densidade do vapor e possivelmente outras propriedades do vapor desempenham um papel importante. Como resultado do grande número de variáveis envolvidas, não existe até hoje nem equações gerais que descrevam o processo de ebulição, nem correlações gerais de dados sobre transmissão de calor na ebulição. No entanto, houve um considerável progresso, nos últimos anos, no sentido da obtenção de um entendimento físico do mecanismo da ebulição, através da qual descobriu-se que os mecanismos transmissão de calor diferem radicalmente nos vários regimes distintos de ebulição, de modo que as correlações empíricas são específicas para cada regime.

Tabela 8.1 – Valores típicos de ΔT_{crit} e $(Q/A)_{máx}$ MAXIMUM FLUX FOR VARIOUS LIQUIDS BOILING IN POOLS HEATED BY STEAM CONDENSING INSIDE SUBMERGED TUBES^a

Liquid	Surface on boiling side	t, deg F	Maximum flux, q _{max} /A	Critical ΔT	
				ΔT_L , † deg F	ΔT_o , deg F
Ethyl acetate ⁸²	Aluminum ^c	162 ^b	42,000	..	80
Ethyl acetate ⁸³	Slightly dirty copper ^c	162 ^b	62,000	..	57
Ethyl acetate ⁸²	Chrome-plated copper ^c	162 ^b	77,000	..	70
Benzene ⁸¹	Slightly dirty copper ^c	177 ^b	43,000	..	100
Benzene ⁸³	Aluminum ^c	177 ^b	50,000	..	80
Benzene ⁸²	Copper ^c	177 ^b	55,000	..	80
Benzene ⁸²	Chrome-plated copper ^c	177 ^b	69,000	..	100
Benzene ⁸²	Copper ^c	177 ^b	72,000	..	60
Benzene ⁸²	Chrome-plated copper ^c	177 ^b	70,000	..	100
Benzene ⁸²	Steel ^c	177 ^b	82,000	..	100
Carbon tetrachloride ⁸²	Dirty copper ^c	170 ^b	47,000	..	83
Carbon tetrachloride ⁸²	Copper ^c	170 ^b	58,000	..	79
Heptane ⁸¹	Copper ^c	209 ^b	53,000	..	55
Ethanol ⁸²	Aluminum ^c	173 ^b	54,000	..	90
Ethanol ⁸²	Copper ^c	173 ^b	80,000	..	66
Ethanol ⁸²	Slightly dirty copper ^c	173 ^b	93,000	..	65
Ethanol ⁸²	Grooved copper ^c	173 ^b	120,000	..	55
Ethanol ⁸²	Chrome-plated copper ^c	173 ^b	126,000	..	65
i-Propanol ⁸¹	Polished nickel-plated copper ^c	127	67,000	85	91
i-Propanol ⁸¹	Polished nickel-plated copper ^c	151	90,000	75	84
t-Propanol ⁸¹	Polished nickel-plated copper ^c	175 ^b	110,000	90	96
Methanol ⁸²	Slightly dirty copper ^c	149 ^b	78,000	..	92
Methanol ⁸²	Chrome-plated copper ^c	149 ^b	120,000	..	110
Methanol ⁸²	Steel ^c	149 ^b	123,000	..	105
Methanol ⁸²	Copper ^c	149 ^b	124,000	..	115
n-Butanol ⁸¹	New nickel-plated copper ^c	173	79,000	70	83
n-Butanol ⁸¹	New nickel-plated copper ^c	207	92,000	70	79
n-Butanol ⁸¹	New nickel-plated copper ^c	241 ^b	105,000	60	70
t-Butanol ⁸¹	Polished nickel-plated copper ^c	222 ^b	115,000	80	85
Water ⁸¹	Polished nickel-plated copper ^c	131	115,000	42	53
Water ¹⁷	Chrome-plated copper ^d	110	150,000	45	..
Water ¹⁷	Chrome-plated copper ^d	130	175,000	45	65
Water ⁸¹	New nickel-plated copper ^c	155	190,000	50	..
Water ¹⁷	Chrome-plated copper ^d	150	220,000	45	64
Water ¹⁷	Chrome-plated copper ^d	170	243,000	45	64
Water ⁸¹	Polished nickel-plated copper ^c	171	250,000	50	72
Water ⁸¹	New nickel-plated copper ^c	191	260,000	50	..
Water ¹⁷	Chrome plated copper ^d	190	300,000	45	70
Water ⁸¹	Chrome-plated copper ^c	212 ^b	330,000	45	80
Water ⁸¹	New nickel-plated copper ^c	212 ^b	360,000	52	68
Water ⁸¹	Polished nickel-plated copper ^c	212 ^b	370,000	45	72
Water ¹⁷	Chrome-plated copper ^d	212 ^b	390,000	45	72
Water ⁸²	Steel ^c	212 ^b	410,000	..	150

^a Additional data are given in reference 35, obtained with a very small apparatus.

^b Boiling at atmospheric pressure.

^c Steam side was promoted with benzyl mercaptan.

^d Steam side was promoted with octyl thiocyanate.

^e Steam probably contained a trace of oleic acid.

† ΔT_L is the temperature drop from the surface of the tube to the liquid. ΔT_o is the over-all temperature drop from the steam to the liquid.

8.3.1 EBULIÇÃO EM VASO ABERTO

A transmissão de calor por vaporização sem agitação mecânica pode ser vista como uma combinação da convecção livre comum do líquido e da convecção adicional produzida pela corrente de bolhas ascendente. Para diferenças de temperaturas muito pequenas entre a superfície aquecida e o fluido que entra em ebulição, a formação de bolhas ocorre muito lentamente, e a velocidade da transmissão de calor é essencialmente produzida pela convecção livre, conforme fornecido pelas equações abaixo.

8.3.1.1 Convecção livre (REGIME I)

8.3.1.1.1 Equação geral

$$\boxed{} \quad (8.1)$$

$Nu =$ número de Nusselt

$Pr =$ número de Prandtl

$Gr =$ número de Grashof

C e a são constantes específicas para cada configuração.

8.3.1.1.2 Convecção livre combinada com escoamento laminar no interior de um tubo horizontal

$$\boxed{} \quad (8.2)$$

Propriedades avaliadas na temperatura média do fluido:

$$\boxed{\phantom{Pr = \frac{c_p \mu}{k}}}$$

Restrição:

$$\boxed{\phantom{Gr < 10^9}}$$

8.3.1.1.3 Convecção livre no exterior de tubo

Kern (1980) sugere que a equação dimensional, plotada da carta com alinhamento desenvolvida por Chilton, Colburn e outros para determinação do coeficiente (h) em um único tubo, não apresenta erro apreciável para os cálculos da convecção livre fora dos feixes de tubos.

$$\boxed{} \quad (8.3)$$

Onde μ_f está em centipoises e as demais propriedades em unidades normais do sistema inglês e avaliadas a temperatura média de película T_f .

$$\boxed{\phantom{Pr = \frac{c_p \mu}{k}}}$$

e

$$\boxed{\phantom{Gr = \frac{g \beta (T_s - T_f) D^3 \rho^2}{\mu^2}}}$$

8.3.1.2 Ebulição nucleada (REGIMES II e III)

No regime de ebulição nucleada, o fluxo de calor é aproximadamente proporcional ao cubo do potencial térmico. O projetista deve conhecer ainda o $\Delta T_{crítico}$ (ponto em que

começa a ebulição de transição), o fluxo de calor máximo (fluxo de calor correspondente ao $\Delta T_{crítico}$). O projetista que não dispõe de dados experimentais pode usar as equações seguintes:

Para o coeficiente de ebulição nucleada pode-se usar a equação de *Mostinsk*:

$$\boxed{\hspace{15em}} \quad (8.4)$$

onde: P_c = pressão crítica
 P = pressão do sistema
 Q/A = fluxo de calor em [BTU/h.ft²]
 h = coeficiente de ebulição nucleada em [BTU/h.ft².°F]

Pode também ser usada a equação de *McNelly*:

$$\boxed{\hspace{15em}} \quad (8.5)$$

onde: C_l = Calor específico do líquido em [BTU/lb.°F]
 h_{lv} = Calor latente de vaporização em [BTU/lb]
 P = pressão do sistema em [psia]
 k_l = condutividade térmica do líquido em [BTU/h.ft.°F]
 σ = tensão superficial em [lbf/ft]

Uma equação da forma da de Nusselt foi sugerida por *Rohsenow*:

$$\frac{h \cdot D}{K} = C_f \cdot \left(\frac{D \cdot G}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{C \cdot \mu}{K} \right)^{-0.7} \quad (8.6)$$

na qual as variáveis assumem a seguinte forma:

$$\boxed{\hspace{15em}} \quad (8.7)$$

onde: C_l = calor específico do líquido saturado.
 $T_p - T_{sat}$ = excesso de temperatura.
 h_{lv} = calor latente de vaporização.
 μ_l = viscosidade dinâmica do líquido.
 g = aceleração da gravidade.
 ρ_l = massa específica do líquido saturado
 ρ_v = massa específica do vapor saturado.
 σ = tensão superficial (valores para alguns fluidos na Figura 8.2).
 Pr = número de Prandtl.

$s =$ expoente do número de Prandtl.

$s = 1,0$ para água

$s = 1,7$ para líquido orgânicos.

C_{sf} = constante empírica que depende da natureza da combinação fluido superfície, conforme Tabela 8.2 e 8.3

Tabela 8.2 – Valores do coeficiente C_{sf} para diversas combinações líquido-superfície.

Combinação fluido-superfície de aquecimento	C_{sf}
Água-cobre [11]†	0,013
Água-platina [12]	0,013
Água-latão [13]	0,0060
Água-cobre polido e esmeril [29]	0,0128
Água-aço inoxidável retificado e polido [29]	0,0080
Água-aço inoxidável atacado quimicamente [29]	0,0133
Água-aço inoxidável polido mecanicamente [29]	0,0132
Água-cobre polido a esmeril e tratado com parafina [29]	0,0147
Água-cobre entalhado [29]	0,0068
Água-aço inoxidável com Teflon [29]	0,0058
Tetracloroeto de carbono-cobre [11]	0,013
Tetracloroeto de carbono-cobre polido a esmeril [29]	0,0070
Benzeno-cromo [14]	0,010
Álcool <i>n</i> -butílico-cobre [11]	0,00305
Álcool etílico-cromo [14]	0,027
Álcool isopropílico-cobre [11]	0,00225
<i>n</i> -Pentano-cromo [14]	0,015
<i>n</i> -Pentano-cobre polido a esmeril [29]	0,0154
<i>n</i> -Pentano-níquel polido a esmeril [29]	0,0127
<i>n</i> -Pentano-cobre sobreposto [29]	0,0049
<i>n</i> -Pentano-cobre limpo a esmeril [29]	0,0074
35% K_2CO_3 – cobre [11]	0,0054
50% K_2CO_3 – cobre [11]	0,0027

Tabela 8.2 – Combinação fluido superfície.

Combinação Superfície-Fluido	C_{sf}
Água-latão	0,0060
Água-cobre	0,0130
Água-níquel	0,0060
Água-platina	0,0130
CCl_4 -cobre	0,0130
Benzeno-cromo	0,0100
<i>n</i> -Pentano-cromo	0,0150
Álcool etílico-cromo	0,0027
Álcool isopropílico-cobre	0,0025
35% K_2CO_3 -cobre	0,0054
50% K_2CO_3 -cobre	0,0027
Álcool <i>n</i> -butílico-cobre	0,0030

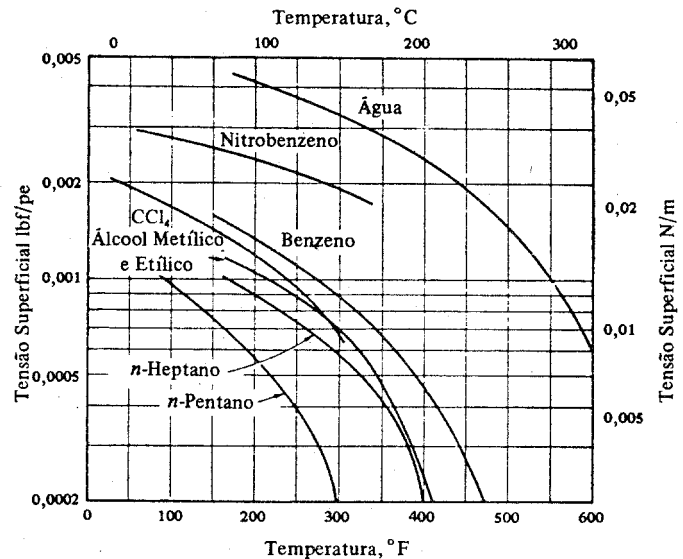


Figura 8.2 - Tensão superficial

8.3.1.2.1 Fluxo de calor máximo

O fluxo do calor máximo, (ponto B, Fig 8.1) pode ser estimado pela relação de Kutateladse-Zuber, usando-se unidades consistentes:

$$\boxed{}$$
 (8.8)

Independentemente, Mostinsk apresentou uma equação que representa aproximadamente a correlação de Cichelli-Bonilla:

$$\boxed{}$$
 (8.9)

As equações acima se aplicam a tubos simples ou a superfícies planas numa grande poça. Em feixes de tubos as equações são apenas aproximadas, e o projetista deve confiar na experiência. Palen e Small mostraram o efeito do tamanho do feixe de tubos sobre o fluxo de calor máximo.

$$\boxed{}$$
 (8.10)

onde: $P =$ $P =$ espaçamento entre tubos em ft.

$Do =$ $Do =$ diâmetro externo do tubo em ft.

$N =$ $N =$ número de tubos (o dobro do nº de tubos completos nos feixes de tubos em U)

8.3.1.2.2 Fluxo de calor mínimo

O limite inferior de aplicabilidade das equações de ebulição nucleada fica a 0,1 ou 0,2 do limite máximo e dependente da intensidade da transferência de calor para o líquido por convecção natural. O melhor método para determinar o limite inferior é traçar duas curvas, uma de h contra Δt para a convecção natural e outra de h contra Δt para a ebulição nucleada. A interseção destas duas curvas pode ser considerada o limite inferior de aplicabilidade das equações.

8.3.1.3 Ebulição em película (REGIMES IV, V VI)

Do ponto de vista industrial, o regime de ebulição em transição e película estável é de pouco interesse; o equipamento projetado para operar na região de ebulição nucleada pode ser dimensionado com mais segurança e opera com resultados mais reprodutíveis.

A ebulição em película é usada industrialmente apenas em circunstâncias onde isto for inevitável, por exemplo, quando gases liquefeitos como oxigênio ou hidrogênio estão em ebulição em temperaturas comuns (próximas da ambiente). A ebulição em película pode ocorrer também quando fluidos criogênicos são usados para resfriar motores de foguetes.

A ebulição em película requer uma grande diferença de temperatura entre a superfície de aquecimento e o líquido, mas não é possível prever exatamente qual o mínimo excesso de temperatura necessário para sustentar uma película estável. Para a maioria dos líquidos orgânicos à pressão atmosférica, o valor é pelo menos, 93°C, mas este limite inferior é fortemente influenciado pela pressão. Devido ao pouco interesse da ebulição em película em equipamentos industriais, não serão aqui representadas equações dos coeficientes de transmissão de calor, que podem ser encontradas na bibliografia apropriada.

8.3.1.4 Relações simplificadas para transferência de calor na ebulição da água.

Como a água é um dos fluidos mais comuns nos processos de ebulição, muitas relações empíricas foram desenvolvidas para estimar os coeficientes de transferência de calor na ebulição da água. Algumas relações mais simples são representadas por Jacob e Hawkins, na Tabela 8.3, para ebulição da água à pressão atmosférica.

Tabela 8.3 – Equações simplificadas para ebulição da água.

CONFIGURAÇÃO	h ($W/m^2 \cdot ^\circ C$)	Q/A (kW/m^2)
Superfície horizontal (em vaso aberto)	$h = 1042 \Delta T^{(1/3)}$	$(Q/A) < 16$
	$h = 5,56 \Delta T^3$	$16 < (Q/A) < 240$
Superfície vertical (em vaso aberto)	$h = 537 \Delta T^{(1/3)}$	$(Q/A) < 3$
	$h = 7,96 \Delta T^3$	$3 < (Q/A) < 63$
Interior de um tubo vertical	$h = 1305 \Delta T^{(1/3)}$	$(Q/A) < 16$
	$h = 6,95 \Delta T^3$	$16 < (Q/A) < 240$

onde: $\Delta T = T_p - t_{sat}$ em $^\circ C$

Estes coeficientes podem ser modificados para levar em consideração a influência da pressão, através da relação:

$$h_p = h_1 \cdot \left[\frac{P}{P_1} \right]^{0,4} \quad (8.11)$$

onde: h_p = coeficiente de transmissão de calor a pressão p .

h_1 = coeficiente de transmissão de calor a pressão atmosférica, obtido da Tabela 8.3

p = pressão do sistema

p_1 = pressão atmosférica padrão.

8.3.2 EBULIÇÃO EM CONVECÇÃO FORÇADA

As características de transmissão de calor e de queda de pressão da ebulição em convecção forçada desempenham um importante papel no projeto de equipamentos de vaporização (Ex: reatores nucleares de ebulição, sistemas avançados de geração de potência, sistema de controle ambiental para naves espaciais).

Apesar do grande número de investigações analíticas e experimentais sobre vaporização em convecção forçada, ainda não foi possível prever quantitativamente todas as características desse processo devido ao grande número de variáveis envolvidas e a complexidade dos vários padrões de escoamento bifásico que ocorrem, a medida que o título da mistura líquido-valor aumenta durante a vaporização.

Na maioria das situações práticas, um fluido, a uma temperatura abaixo de seu ponto de ebulição na pressão do sistema, entra num tubo, no qual é aquecido, de modo que ocorre uma vaporização progressiva. A Figura 8.3 mostra esquematicamente o que ocorre num tubo no qual um fluido é vaporizado.

TRECHO A - O coeficiente de transmissão de calor na entrada pode ser previsto pelas equações da convecção sem mudança de fase com precisão satisfatória.

TRECHO B - A medida que a temperatura da massa fluida aumenta na direção de seu ponto de saturação, que ocorre normalmente a uma pequena distância da entrada num sistema projetado para vaporizar o fluido, começarão a se formar bolhas em pontos de nucleação, as quais serão levadas para a corrente principal, como na ebulição nucleada em vaso aberto. Esse regime, conhecido como regime borbulhento, ocorre apenas em títulos baixos e consiste em bolhas individuais de vapor misturadas ao escoamento principal. Na faixa muito reduzida de títulos onde ocorre o escoamento borbulhento, o coeficiente de transmissão de calor pode ser previsto pela superposição das equações da convecção líquida sem mudança de fase e da ebulição nucleada em vaso aberto, desde que a temperatura da parede não seja tão grande a ponto de produzir ebulição em película.

A medida que fração de volume de vapor cresce, as bolhas individuais começam a aglomerar-se e a formar bolsões de vapor. Embora nesse regime, conhecido como regime de escoamento com bolsões, a fração de massa de vapor seja geralmente menor que 1%, até 50% do volume pode ser de vapor, e a velocidade do fluido pode crescer apreciavelmente. As bolhas podem continuar a se nuclear junto a parede, e é provável que o mecanismo de transmissão de calor seja o mesmo que no regime borbulhento, uma superposição da convecção sem mudança de fase e ebulição nucleada em vaso aberto.

Devido a velocidade aumentada do escoamento líquido, o coeficiente de transmissão de calor cresce, como pode ser visto na Figura 8.3.

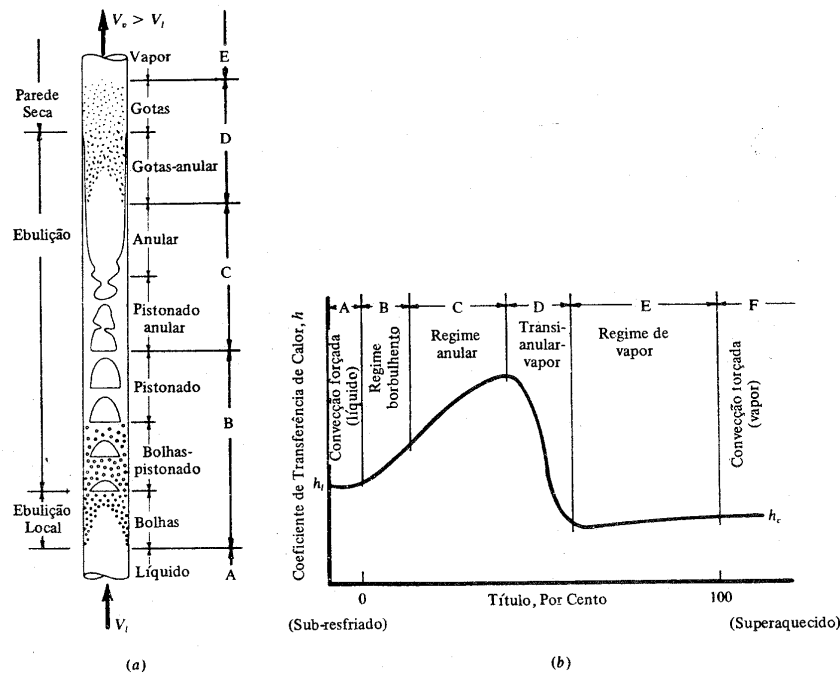


Figura 8.3 - Ebulição em convecção forçada

TRECHO C - A medida que o fluido vai escoando ao longo do tubo e o título aumenta, surge o regime de escoamento anular. Nesse regime, a parede do tubo é coberta por uma fina película de líquido e o calor é transmitido através dessa película líquida. No centro do tubo o vapor esco a uma velocidade maior e, embora possam haver alguns núcleos de formação de bolhas na parede, o vapor é gerado principalmente por vaporização na interface líquido-vapor dentro do tubo e não pela formação de bolhas dentro do anel líquido. Além do líquido no espaço anular junto a parede, há uma quantidade significativa de líquido dispersa no núcleo de vapor como gotículas. A faixa de títulos para esse tipo de escoamento é fortemente afetada

pelas propriedades do fluido e geometria do sistema, mas é crença geral que a transição para o próximo regime de escoamento, conhecido como escoamento de neblina, ocorre em títulos de cerca de 25% ou maiores.

TRECHO D - A transição do escoamento anular para o de neblina é de grande interesse porque esse é o ponto no qual o coeficiente de transição de calor sofre um decréscimo pronunciado, como mostrado na Figura 8.3. Portanto, esse ponto de transição pode ser a causa de queima na vaporização em convecção forçada, isto é, passa-se à ebulição em película, a menos que o fluxo de calor seja reduzido adequadamente antes que se chegue a esta condição. Uma mudança importante tem lugar na transição entre os escoamentos anular e de neblina: no primeiro, a parede é coberta por um líquido de condutividade térmica relativamente alta, enquanto que, no segundo, a parede é coberta por vapor de baixa condutividade térmica.

TRECHO E - No escoamento de neblina, a maior parte da transmissão de calor ocorre da parede quente para o vapor e, após o calor ter sido transferido para o núcleo de vapor, ele é transferido para as gotículas líquidas que ali estão. A vaporização nesse regime tem lugar no interior do tubo e não na parede. Por essa razão, a temperatura do vapor no escoamento de neblina pode ser maior que a temperatura de saturação e pode não existir equilíbrio térmico no tubo. Embora a fração em volume das gotículas líquidas seja pequena, elas respondem por uma substancial fração da massa, por causa da alta razão de densidade líquido/vapor.

TRECHO F - O escoamento de neblina persiste até o título atingir 100%. Uma vez alcançada esta condição, o coeficiente de transmissão de calor pode novamente ser previsto por equações apropriadas para convecção forçada de um vapor no interior de um tubo.

8.3.2.1 Coeficientes de transmissão de calor

8.3.2.1.1 Ebulição no interior de tubos

Para o escoamento de mistura líquido-vapor através de tubos, David e Davis propõe a seguinte equação (8.12) empírica, desde que o líquido molhe a parede, (trechos B e C).

$$\frac{h \cdot D}{k_l} = 0,06 \cdot \left(\frac{\rho_l}{\rho_v} \right)^{0,28} \cdot \left(\frac{D \cdot G \cdot x}{\mu_l} \right)^{0,87} \cdot Pr_l^{0,4} \quad (8.12)$$

onde: G = vazão mássica
 D = diâmetro interno do tubo
 k_l = condutividade térmica do líquido
 μ_l = viscosidade dinâmica do líquido
 x = título do vapor
 ρ = massa específica

Os índices l e v referem-se respectivamente ao líquido e ao vapor. Esta relação apresenta uma aproximação de $\pm 20\%$.

8.3.2.1.2 Método simplificado (para o trecho B)

Uma maneira simplificada para a determinação da transferência de calor no escoamento em ebulição, consiste em somar o efeito da convecção forçada sem ebulição, com o efeito da ebulição, conforme Equação 8.13.

$$\left[\frac{Q}{A} \right]_{total} = \left[\frac{Q}{A} \right]_{convecção} + \left[\frac{Q}{A} \right]_{ebulição} \quad (8.13)$$

Onde Q/A para a convecção é obtido das relações para a convecção sem mudança de

fase, e Q/A para a ebulição é determinado pelas relações da ebulição em vaso aberto, onde a convecção não é considerada.

Segundo Holman (1983), recomenda-se sempre no cálculo do efeito da convecção forçada, para a aplicação da Equação 8.13, que o coeficiente 0,023 da equação de Dittus-Boelter seja substituído por 0,019 ($Nu = 0,019 Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4}$).

A ebulição em convecção forçada não é necessariamente simples como pode parecer pela Equação 8.13. Esta equação é geralmente aplicável para situações de convecção forçada onde a temperatura de mistura do líquido é sub-resfriada ou, em outras palavras, para a ebulição em convecção forçada local. Uma vez atingidas as condições de ebulição saturada, a situação muda rapidamente.

Em lugar da Eq. 8.13, pode ser utilizada a Eq. de Dittus-Boelter com a constante alternada para 0,0278, segundo Boarts e Badger (Perry, 1980).

$$Nu = 0,0278 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4} \quad (8.14)$$

8.3.2.1.3 Relações simplificadas para ebulição da água em convecção forçada

Para ebulição local em convecção forçada no interior de tubos verticais é recomendada a Equação 8.15, segundo Holman (1980):

$$h = 2,54 \Delta T^3 \cdot e^{(p/1,551)} \quad (8.15)$$

onde : $\Delta T = T_p - T_{sat}$, em $^{\circ}C$.

p é a pressão em MN/m^2 (meganewtons por metro quadrado)

h é dado em $W/m^2 \cdot ^{\circ}C$.

A Equação 8.15 é válida para:

$$\begin{aligned} 5 \text{ atm} < p < 170 \text{ atm} \\ 0,5 \text{ MN/m}^2 < p < 17,3 \text{ MN/m}^2 \end{aligned}$$

8.4. CLASSIFICAÇÃO E DESCRIÇÃO DOS EQUIPAMENTOS DE VAPORIZAÇÃO

Na indústria existem dois tipos principais de equipamentos para vaporização:

- a) O trocador de vaporização.
- b) O vaporizador com caldeira (boiler).

O vaporizador com caldeira é um aparelho que é aquecido diretamente pela queima de um combustível e que converte diretamente a energia do combustível em calor latente de vaporização.

Um trocador de vaporização não é aquecido diretamente pela queima de um combustível, mas converte o calor sensível ou calor latente de condensação de um fluido em calor latente de vaporização de outro fluido.

Um trocador de vaporização, de acordo com sua utilização recebe as seguintes denominações:

EVAPORADOR - Quando for usado para água ou para uma solução aquosa.

REFERVEDOR - Quando for usado para suprir as necessidades de calor no fundo de

uma coluna de destilação, quer o vapor seja da água ou de qualquer outro líquido.

VAPORIZADOR - Quando não é utilizado para a formação de vapor de água e não é parte do processo de destilação.

8.4.1 - EVAPORADORES

Quando um evaporador é usado para concentrar uma solução química pela evaporação da água solvente, ele se chama *evaporador químico*. Quando um evaporador é usado juntamente com um sistema gerador de potência para a produção de água pura ou para a formação de processos de evaporação associados à geração de potência, ele se chama *evaporador de planta de potência*.

8.4.1.1 – Evaporadores de planta de potência

Um dos principais objetivos dos evaporadores de planta de potência é fornecer água relativamente pura à alimentação de um vaporizador com caldeira. As principais características incorporadas em evaporadores de plantas de potência são:

- Um elemento aquecedor tubular.
- Um espaço no qual as gotas líquidas que são carregadas para cima pelo colapso das bolhas possam expandir-se.
- Um meio para remoção das incrustações das paredes externas dos tubos.

Operam cheios de água até um nível superior aos tubos de aquecimento e o espaço superior é destinado à expansão das gotas.

Possuem separadores que promovem o retorno do líquido arrastado pelo vapor abaixo do nível do líquido no evaporador.

Quando ocorre a evaporação da água de um recipiente, a maior parte das impurezas permanece no líquido e forma uma incrustação na superfície aquecedora submersa. A fim de reduzir a quantidade de material que forma a incrustação, costuma-se evaporar somente 90% da água de alimentação continuamente e os 10% restantes são eliminados como rejeitos inferiores.

Com a finalidade de reduzir a formação de incrustações duras, a água pode ser enfraquecida através de um método químico antes de ser alimentada no evaporador. Os principais métodos para enfraquecimento da água são:

- Processo zeolito.
- Processo soda cáustica fria.
- Processo soda cáustica quente.

A formação de incrustações num evaporador de planta de potência é tal que se considera normal a limpeza da incrustação a cada 24 horas.

A Figura 8.4 mostra um evaporador de planta de potência que normalmente é um trocador do tipo AKT.

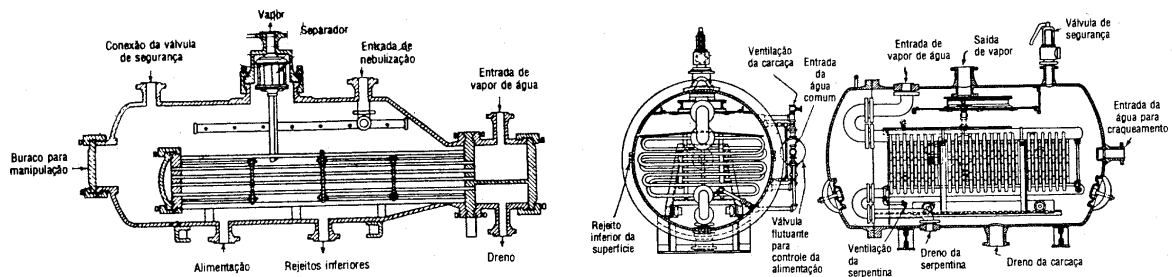


Figura 8.4 – Evaporador de planta de potência.

Existem três tipos principais de incrustações:

- 1 - Incrustação fraca, que pode ser lavada no tubo.
- 2 - Incrustação dura, que só pode ser removida do tubo mecanicamente.
- 3 - Incrustação dura, que pode ser removida do tubo por meio de um choque térmico.

No choque térmico, o evaporador deve ter a distância entre os espelhos fixada por barras. A água é removida da carcaça e faz-se circular vapor pelos tubos, produzindo uma expansão nos mesmos, de modo que eles se encurvam. A incrustação é tensionada por causa da expansão e água fria nebulizada sobre os tubos, produzindo uma repentina contração diferencial que fraciona a incrustação e produz sua remoção. O evaporador de planta de potência é um equipamento de sacrifício, visto que acolhe no seu interior toda a inconveniência que a água dura traz, razão pela qual, se faz a retirada, tanto quanto possível dos sais de cálcio e magnésio que impregnam o evaporador durante a evaporação da água.

No evaporador da Figura 8.5, a água de alimentação é introduzida na carcaça através da tubulação (1), enquanto que nos tubos (2) penetra um fluido quente capaz de evaporar a água. Em (3) sai vapor de água correspondendo a 90% da massa de água de alimentação e os 10% restantes na fase líquida, ao saírem em (4), promovem a lavagem e retirada de parte dos sedimentos conseqüentes da natureza da água.

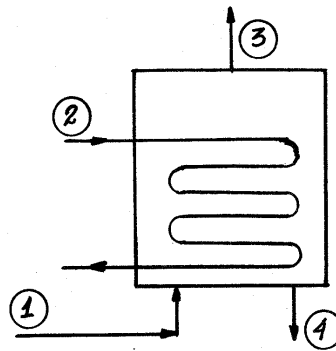


Figura 8.5 - Esquema de um evaporador de planta de potência.

Para facilitar a evaporação na carcaça A, da Figura 8.6, o vapor produzido (3) entra em um condensador B, onde sofre violenta condensação e conseqüente contração de volume, proporcionando uma redução da pressão de saturação e em conseqüência, da temperatura de saturação da água. O condensador B é de superfície, pois sendo o objetivo obter água pura, não pode ocorrer contaminação com a água de resfriamento.

O mais comum entre os fluidos quentes aplicados é o vapor de água oriundo diretamente do gerador de vapor com caldeira ou como vapor exausto proveniente de uma máquina térmica.

A produção total de água pura é (5), que se constitui na soma de (2) com (3), porque (2) é condensado ao ceder calor para evaporar 90% da alimentação (1).

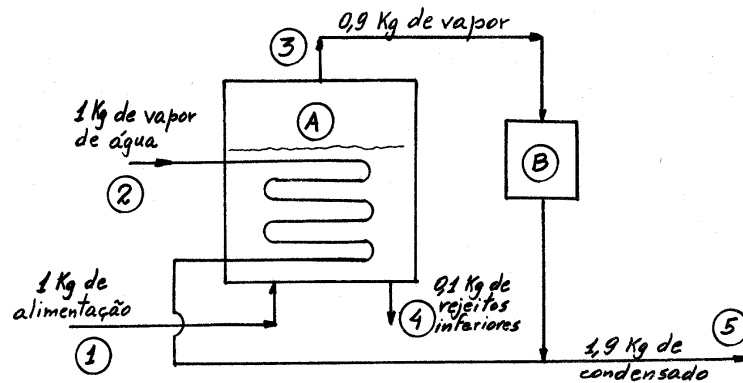


Figura 8.6 - Esquema de um evaporador de planta de potência em conjunto com um condensador.

8.4.1.1.1 Evaporação de múltiplos efeitos ou estágios

Na produção de água destilada, o vapor formado no evaporador é vapor de água útil bem como água relativamente pura. Se 1 Kg de vapor for fornecido ao evaporador da Figura 8.6, ele pode ser usado para reproduzir cerca de 0,9 Kg de vapor a partir de 1 Kg de água, e os 0,1 Kg restantes de água, contém o volume total de impurezas e é removido do evaporador como rejeito inferior. A quantidade de 0,9 Kg de vapor proveniente do evaporador pode ser condensada pré-aquecendo-se parcialmente a alimentação do evaporador, ou na planta de potência, pode ser misturado diretamente com o condensado frio de retorno antes de alimentar a caldeira.

Entretanto, se o vapor produzido no primeiro evaporador for usado como uma fonte de calor para um segundo evaporador, operando a uma pressão menor que a do primeiro, poderemos fazer uma utilização adicional de maior parte da energia contida no Kilograma inicial de vapor, conforme ilustra a Figura 8.7.

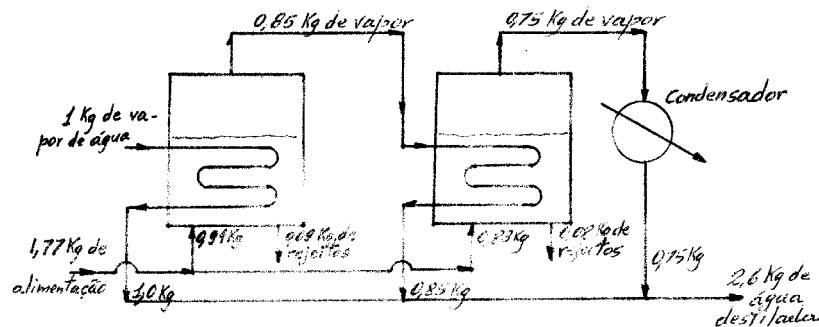


Figura 8.7 - Evaporação em múltiplos estágios.

Quando o vapor que se forma no primeiro estágio é usado novamente como meio aquecedor do segundo estágio, diz-se que o evaporador possui duplo efeito ou duplo estágio de operação.

A fim de manter as diferenças de temperatura para a transmissão de calor entre o vapor de um estágio e um líquido em ebulição do estágio seguinte, a pressão em cada evaporador sucessivo deve ser menor do que a do precedente. A descarga de fundo transporta com ela considerável calor sensível e portanto, reduz a quantidade de vaporização que pode ocorrer nas operações sucessivas. Devido as perdas de calor do sistema, existe um limite justificável

para o número de estágios. A prática recomenda um emprego máximo de quatro estágios, pois as cargas fixas para os estágios adicionais, podem produzir a dissipação da economia de energia resultante do uso de diversas operações.

8.4.1.2 – Evaporadores químicos

Os evaporadores químicos são equipamentos que tem por finalidade concentrar uma solução aquosa diluída.

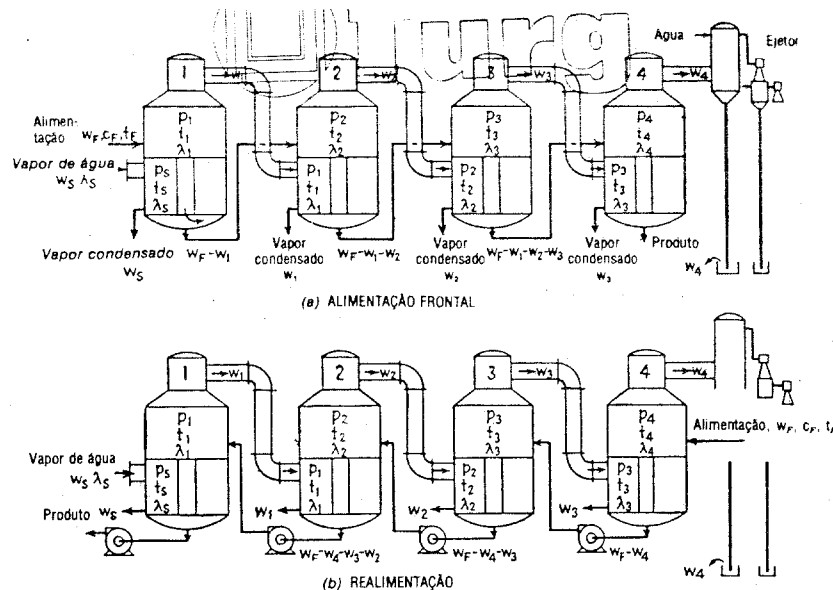
Na indústria química, a fabricação de compostos químicos pesados, tais como soda cáustica, sal de mesa e açúcar começa com soluções aquosas diluídas das quais devemos remover grandes quantidades de água antes que a cristalização possa processar-se em um equipamento conveniente.

Enquanto que no evaporador de planta de potência a porção não evaporada constitui o resíduo, no evaporador químico ela constitui o produto.

A evaporação química apresenta as seguintes diferenças em relação a planta de potência:

Ausência de rejeitos inferiores:

Como não operam com rejeitos, o líquido alimenta sistemas com múltiplos estágios de operação em série. Os métodos de alimentação são apresentados na figura 8.8. A alimentação é dita frontal ou dianteira quando tem o mesmo sentido de escoamento do vapor de aquecimento, e é chamada de alimentação de retorno ou realimentação, quando tem sentido contrário.



1 Evaporador químico com quatro estágios de operação dispostos para alimentação frontal e realimentação.

Figura 8.8 – Evaporadores químicos

Do ponto de vista da melhor utilização do potencial térmico, é preferível usar a alimentação dianteira, entretanto, se a solução apresentar um sensível aumento da viscosidade com o aumento da concentração, será vantajosa a utilização da realimentação, pois as soluções mais concentradas estarão nos estágios mais quentes, o que proporciona uma redução da viscosidade, facilitando a circulação do líquido e favorecendo a troca térmica.

Enquanto que na alimentação frontal o líquido escoar naturalmente de um estágio a outro devido a diferença de pressão, na realimentação é necessário o uso de uma bomba entre cada par de estágios para deslocar o líquido da zona de pressão mais baixa para a de pressão mais alta. Podemos utilizar também a alimentação mista, ilustrada na Figura 8.9. Este método aproveita as vantagens da alimentação frontal e da realimentação e é indicado para líquidos viscosos.

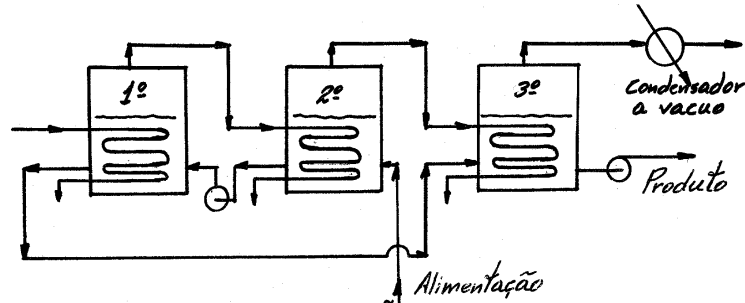


Figura 8.9 - Alimentação mista

Elevação do ponto de ebulição (BPR).

Uma solução aquosa concentrada sofre uma elevação do ponto de ebulição em relação a água pura a mesma pressão, o que diminui a diferença de temperatura disponível em cada estágio, resultando em maiores superfícies de troca térmica.

A elevação do ponto de ebulição é pequena para soluções diluídas e coloidais, porém, bastante grande para soluções de sais inorgânicos.

A elevação do ponto de ebulição das soluções é determinada através da regra de Duhring, que estabelece que o ponto de ebulição de uma solução é função da concentração e do ponto de ebulição da água pura à mesma pressão. O ponto de ebulição da solução é determinado de forma gráfica no diagrama de Duhring.

Calor latente de vaporização

Quando a elevação do ponto de ebulição de uma solução ultrapassa $5^{\circ}F$, o calor latente de vaporização da solução é diferente do calor latente de vaporização da água pura à mesma pressão.

O calor de vaporização para o vapor de água de uma solução pode ser calculado pela relação de Duhring (Kern, 1980).

$$\frac{\lambda_w}{\lambda_s} = \left(\frac{\Delta t'w}{\Delta t's} \right) \cdot \left(\frac{t'w}{t's} \right)^2$$

onde:

λ_s = calor latente da água pura da solução à temperatura $t's$ e à pressão ps .

λ_w = calor latente da água pura à temperatura $t'w$, porém à pressão ps .

$t's, t'w$ = pontos de ebulição da solução e da água para a mesma pressão ps . (T abs)

$\Delta t'w / \Delta t's$ = razão entre as variações das duas curvas de ebulição sobre o mesmo intervalo de pressão.

Efeito da altura do líquido (carga hidrostática)

Quando a coluna líquida no evaporador é elevada, o ponto de ebulição correspondente

a pressão no espaço de vapor, corresponde ao líquido na superfície. O líquido a uma distância Z da superfície, está sob uma pressão igual a do vapor mais a correspondente a camada líquida Z , portanto, o seu ponto de ebulição é mais elevado.

O efeito da carga hidrostática pode ser estimado pela relação, (Kern, 1980).

$$\Delta th = 0,03 \cdot \frac{Tr \cdot v \cdot \Delta p}{\lambda_s}$$

onde:

Δth = elevação hidrostática do ponto de ebulição, em $^{\circ}F$

Tr = temperatura do ponto de ebulição em $^{\circ}R$

v = volume específico do vapor de água para Tr , em ft^3/lb

λ_s = calor latente de vaporização correspondente à pressão de saturação, em BTU/lb

Δp = carga hidrostática, em ft

Normalmente podemos considerar Δp como sendo igual a metade do nível do líquido indicado.

Para todo evaporador que opera com circulação natural não se pode evitar uma perda de capacidade devido a carga hidrostática, mas esta perda pode ser diminuída mantendo-se o nível inferior do líquido consistente com a eficiência da operação do equipamento.

Queda de temperatura aparente e real

A pressão do vapor do evaporador pode ser facilmente determinada. Pode-se então achar a temperatura de ebulição da água pura a esta pressão. A queda de temperatura entre o vapor de aquecimento e o líquido em ebulição pode ser tomada como a diferença entre a temperatura do vapor de aquecimento e a da água pura em ebulição, na pressão do espaço de vapor. Esta queda de temperatura é aparente, porque não considerou a elevação do ponto de ebulição da solução e a coluna líquida dentro do evaporador que influi no ponto de ebulição da solução.

$$\Delta ta = t_{va} - t_{sa}$$

onde:

t_{va} = temperatura do vapor de aquecimento

t_{sa} = temperatura de saturação da água pura

A elevação do ponto de ebulição pode ser geralmente estimada, bem como o efeito da carga hidrostática, portanto, é conveniente determinar a queda de temperatura real entre a do vapor de aquecimento e a verdadeira do líquido em ebulição.

$$\Delta tr = t_{va} - t_{el}$$

onde:

t_{el} = temperatura de ebulição do líquido

8.4.1.3 Tipos de evaporadores químicos

Os evaporadores químicos podem ser de circulação natural ou de circulação forçada. Os evaporadores com circulação natural são usados individualmente ou em operações múltiplas para as necessidades mais simples da evaporação. Os evaporadores com circulação forçada são usados para soluções viscosas, salinas e soluções com formação acentuada de incrustações.

8.4.1.3.1 - Evaporadores químicos com circulação natural

Dividem-se em quatro tipos principais:

- Tubo horizontal.
- Tubo vertical fechado (calandra).
- Tubo vertical com cesta.
- Tubo vertical longo.

a) *Evaporador de tubos horizontais.*

Este evaporador é mostrado na Figura 8.10. É um tipo de construção clássica e foi largamente usado durante muitos anos. A solução a ser evaporada ferve fora dos tubos horizontais, dentro dos quais o vapor condensa. Os tubos horizontais interferem com a circulação natural do líquido em ebulição diminuindo assim a agitação do líquido. Em virtude disto, o coeficiente global de transferência de calor é mais baixo do que nos outros tipos de evaporadores, principalmente se a solução é viscosa. Não há dispositivo para quebrar espuma que por ventura se forme e os depósitos que possam se formar de algumas soluções ficam na parte externa dos tubos, sendo assim mais difíceis de serem removidos.

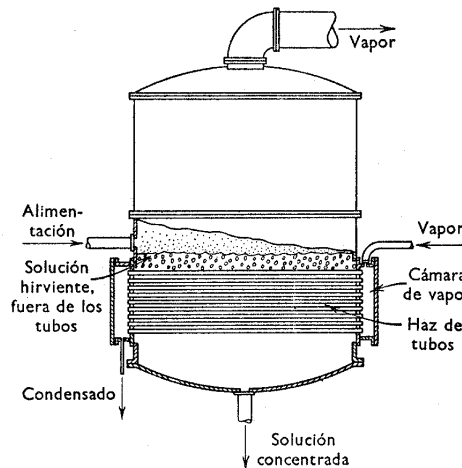


Figura 3.10 – Evaporador químico de tubos horizontais

Este tipo de evaporador, pelas razões apontadas é usado atualmente, em pequenas instalações e quando a solução a ser tratada é diluída e não forma espuma nem depósitos sólidos nos tubos de evaporador.

b) *Evaporador de tubos verticais tipo calandra.*

Também conhecido como tipo padrão, este evaporador é mostrado na Figura 3.11. Estes evaporadores são mais aperfeiçoados em relação ao de tubos horizontais.

O evaporador tipo calandra consiste de um feixe tubular curto, normalmente com altura inferior a 6 ft, colocado entre dois espelhos fixos que são aparafusados com os flanges da carcaça.

A solução em ebulição circula no interior dos tubos e o vapor de aquecimento escoar externamente a estes. A ebulição do líquido ou o seu aquecimento promove o seu deslocamento para cima através dos tubos e o líquido não evaporado retorna por um canal central existente na caixa do trocador de calor.

A circulação natural do líquido é razoável, por isto, os coeficientes de transmissão de calor são regularmente superiores aos encontrados nos evaporadores de tubos horizontais.

Os depósitos se formam no interior dos tubos, o que torna mais fácil sua remoção por processos mecânicos.

Podem operar com líquidos viscosos, porém a circulação é lenta e os coeficientes de transmissão de calor que se obtém são baixos.

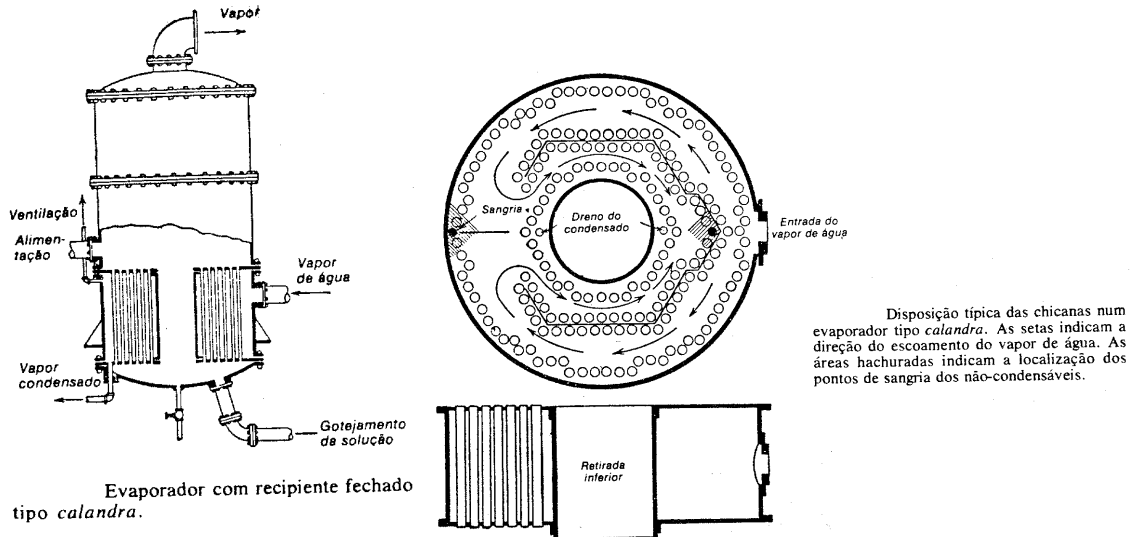


Figura 3.11 - Evaporador tipo calandra.

c) *Evaporador de tubo vertical com cesta.*

Mostrado na figura 3.12, é semelhante ao evaporador tipo calandra, exceto que possui um feixe removível que pode ser limpo muito facilmente. O feixe é suportado em apoios internos, e o líquido não evaporado retorna para baixo pelo espaço anular existente entre a cesta e as paredes do corpo do evaporador. Como os espelhos oscilam livremente, o problema da expansão diferencial entre os tubos e a carcaça não é importante.

A escolha entre um evaporador do tipo calandra ou do tipo cesta normalmente segue as normas das diferentes indústrias nas quais eles tenham sido usados durante anos de experiência. Alguns fabricantes preferem o primeiro tipo para uma certa aplicação, enquanto que outros preferem o segundo tipo para o mesmo serviço.

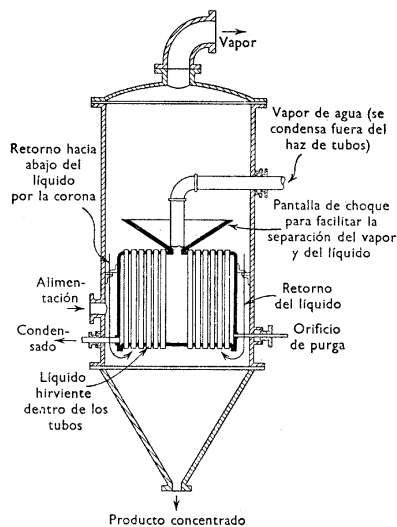


Figura 3.12 - Evaporador de tubo vertical com cesta

d) Evaporador de tubos longos.

Consiste de um elemento aquecedor tubular projetado para passagem da solução através dos tubos e o vapor de aquecimento externamente a estes. Um modelo para somente uma passagem por circulação natural é mostrado na figura 3.13, enquanto que o modelo com recirculação é mostrado na figura 3.14.

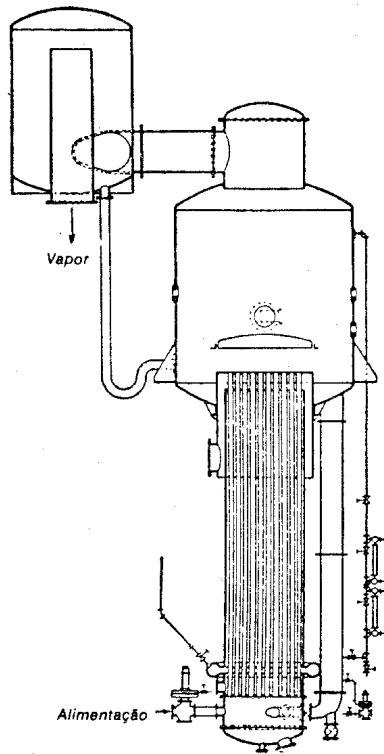


Figura 3.13 – Evaporador vertical com tubos longos

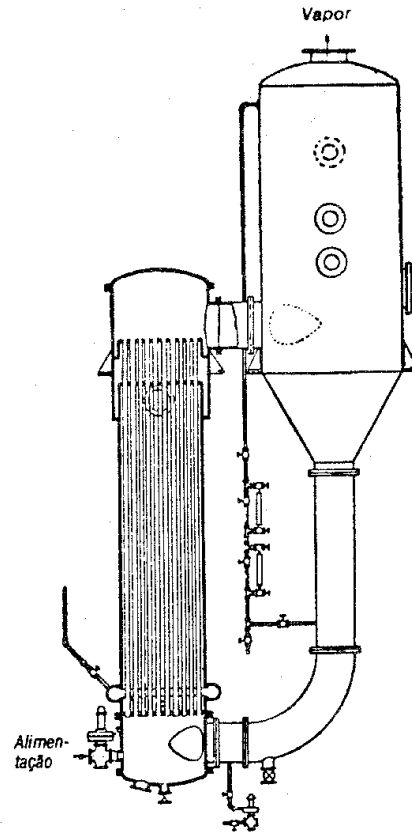


Figura 3.14 - Evaporador de tubos longos e recirculação

Os tubos tem geralmente diâmetros externos entre 1.1/4" e 2" e comprimento de 12 a 24 ft.

O líquido entra pela parte inferior dos tubos, percorre curta distância em fase somente líquida, pois ao receber calor do vapor de aquecimento entra em ebulição com formação de bolhas de vapor, aumentando assim a velocidade linear e a transferência térmica. Próximo do topo dos tubos as bolhas crescem rapidamente, nesta zona as bolhas de vapor alternam com massas de líquido que sobem rapidamente e golpeiam um defletor. A velocidade do líquido é suficientemente alta para que o defletor atue também como defletor de espuma.

Este evaporador compete em muitos casos com o evaporador de circulação forçada no setor das grandes instalações modernas de evaporação. Os coeficientes de transferência de calor são menores que os apresentados pelos evaporadores de circulação forçada, porém, em contra-partida, não requerem bomba.

O trocador de calor pode localizar-se fora do corpo do evaporador para facilitar a limpeza. Não é recomendado para líquidos viscosos ou salinos, podem operar convenientemente com materiais que formam espuma.

8.4.1.3.2 Evaporadores químicos com circulação forçada

Existem diversos modelos para evaporadores com circulação forçada, conforme indicado pelas figuras 3.15, 3.16 e 3.17.

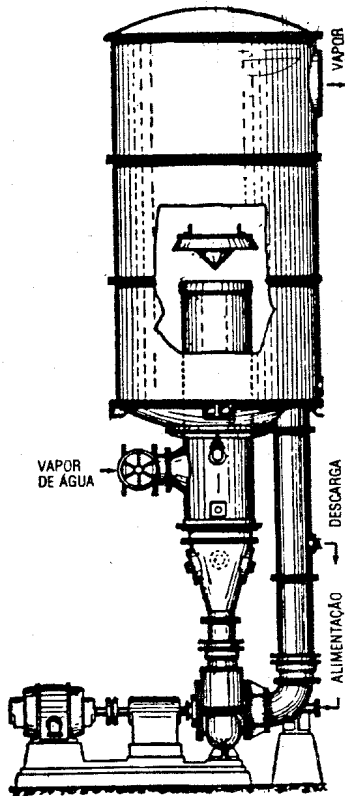


Figura 3.15 – Evaporador de circulação forçada com elemento aquecedor interno vertical

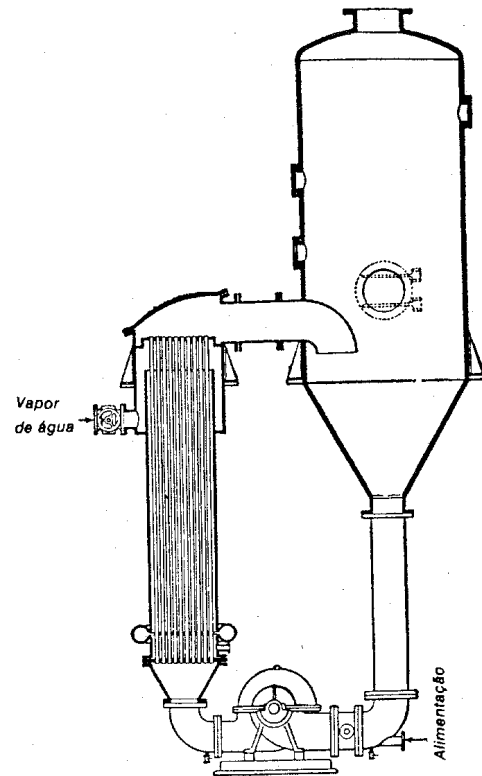


Figura 3.16 – Evaporador de circulação forçada com elemento aquecedor externo vertical

O líquido a ser evaporado é bombeado através de um trocador de calor onde o meio aquecedor envolve os tubos que transportam a solução. A perda da pressão mais a pressão hidrostática, são geralmente, suficientemente elevadas para impedir a solução de ferver dentro dos tubos do trocador. Assim sendo, o vapor gerado expande-se bruscamente quando o líquido entra no espaço de vaporização. Como a velocidade da mistura que se expande é elevada, se faz necessário o uso de defletores para diminuir o arraste de líquido pelo vapor.

Os modernos evaporadores com circulação forçada são geralmente equipados com aquecedores externos, em vez de estarem localizados dentro do corpo de evaporador. Isto facilita a limpeza e a reposição dos tubos corroídos e permite a construção de unidades mais compactas. Na evaporação de algumas soluções é necessário evitar a ebulição dentro dos tubos para reduzir a deposição de sólidos. Nos evaporadores com aquecedor externo a ebulição da solução dentro dos tubos pode ser evitada baixando-se o aquecedor em relação ao espaço de vaporização.

Os coeficientes globais de transferência de calor nestes evaporadores são bastante elevados em virtude da alta velocidade do escoamento do líquido nos tubos. Estes coeficientes elevados permitem a redução do tamanho da unidade requerida para uma determinada capacidade. Entretanto deve ser salientado que o custo mais baixo da instalação é compensado pelo gasto de energia para acionar a bomba de circulação da solução.

A decisão sobre a escolha de um evaporador de circulação forçada depende de um balanço econômico favorável, que inclui o custo do evaporador, o custo de manutenção da

bomba, o consumo de energia para recirculação da solução e o custo comparativo de limpeza dos tubos do evaporador.

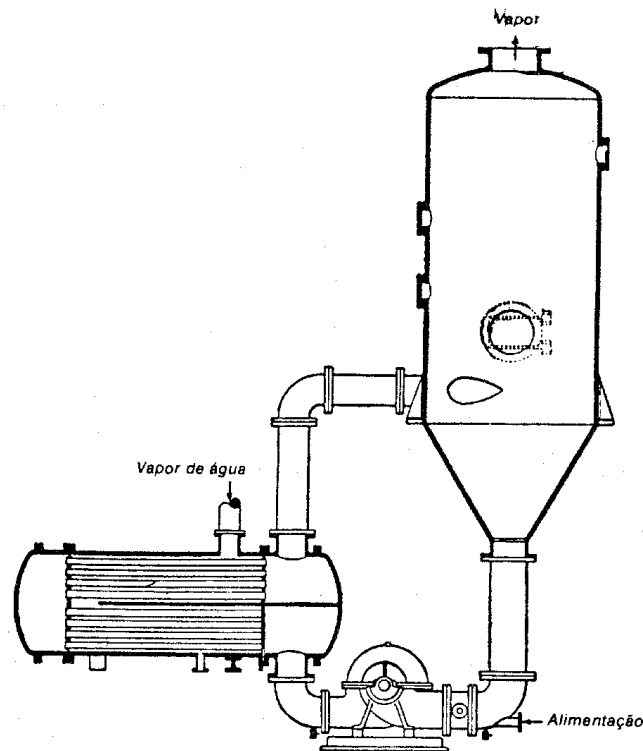


Figura 3.17 – Evaporador de circulação forçada com elemento aquecedor externo horizontal

Um evaporador com circulação forçada pode não ser tão econômico quanto um evaporador com circulação natural, porém seu uso se faz necessário quando o problema envolve uma solução de escoamento pobre (incrustação e características térmicas). Como o número de Grashof varia inversamente com o quadrado da viscosidade, existe um limite para as viscosidades das soluções que circulam naturalmente. Com soluções muito viscosas não existe alternativa, a não ser o uso deste tipo de evaporador. Além disso com o uso da bomba são obtidas elevadas velocidades de circulação que reduzem a formação de incrustações.

8.4.2 - REFERVEDORES

Os refervedores são um tipo de trocador de calor que operam em conjunto com a operação de destilação, cedendo calor a ela, através da vaporização de parte da corrente do fundo da torre de destilação. Existem diversos tipos de refervedores agrupados em duas categorias: os *termossifões* e as *caldeiras*.

8.4.2.1 – Refervedor tipo caldeira

É um trocador de calor casco tipo K (TEMA), conforme ilustrado na Figura 3.18.

O diâmetro maior do casco em relação ao feixe de tubos serve para propiciar espaço de separação entre líquido e vapor. Um vertedor normalmente é utilizado para manter o feixe afogado. Do ponto de vista da destilação funciona como um prato teórico. Apresenta como principais vantagens, facilidade de manutenção e limpeza, além da possibilidade de trabalhar com meios de aquecimento que causem depósitos. Apresenta pequena taxa de transmissão de calor e alto tempo de residência na zona de aquecimento.