

Figura 3.18 - Refervedor tipo caldeira.

8.4.2.2 – Refervedor tipo termosifão

O nome termosifão provém do fato do escoamento originar-se na diferença de pressão hidrostática entre a coluna líquida que desce da torre para o refeedor e a corrente parcialmente vaporizada que retorna à torre.

O trocador pode ser horizontal ou vertical.

8.4.2.2.1 Termosifão Vertical.

Devido a sua concepção, só permite o arranjo com uma passagem nos tubos e também restringe-se aos tipos A, B, C, E, L, M, N. São trocadores que permitem altas taxas de transmissão de calor, baixo tempo de residência na zona de aquecimento. A principal desvantagem reside na dificuldade de manutenção e limpeza. Nos casos de serviço em vácuo ou fluidos viscosos usa-se circulação forçada com bombeamento. Está ilustrado na Figura 3.19. A vaporização ocorre nos tubos e está restrito a superfícies de transmissão de calor de no máximo 300 m^2 .

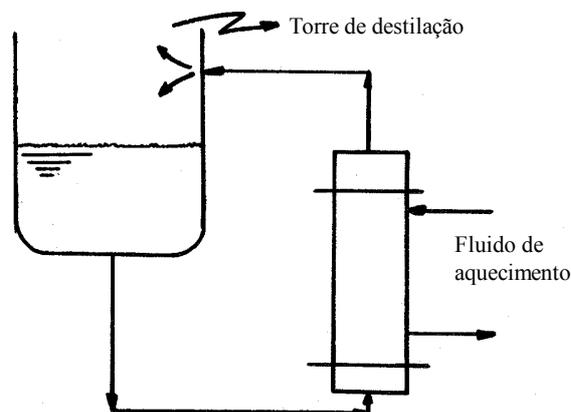


Figura 3.19 - Refervedor tipo termosifão vertical.

8.4.2.2.2 termosifão Horizontal.

A vaporização ocorre no casco, e está ilustrado na Figura 3.20.

É utilizado no caso de grandes vazões que conduzem a equipamentos grandes. Em relação ao termosifão vertical, apresenta taxas de transmissão de calor menores, porém melhores condições para manutenção e limpeza, além da possibilidade de trabalhar com meios de aquecimentos sujos, uma vez que seu escoamento se dá nos tubos.

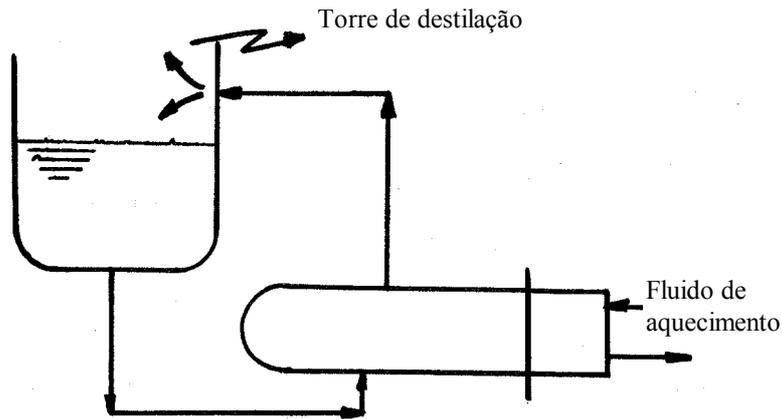


Figura 3.20 - Refevedor tipo termosifão horizontal.

8.4.3 - VAPORIZADORES

Os vaporizadores são solicitados para executar uma variedade de tarefas que não constituem parte de um processo de destilação ou de evaporação. Os calores necessários são geralmente calculados de modo simples. O vaporizador mais comum é um trocador de calor 1-2, e a vaporização pode ocorrer no interior dos tubos ou na carcaça, a escolha depende das condições dos fluidos.

Em um evaporador de planta de potência, 50% ou 60% da parte superior da carcaça é reservada para a expansão do líquido arrastado pelo vapor. O dimensionamento mecânico e as espessuras da carcaça do evaporador, das flanges e dos espelhos se baseiam no produto do diâmetro da carcaça pela pressão do lado da carcaça. Na maior parte dos evaporadores, a pressão ou o vácuo não são elevados e os diâmetros são razoáveis. Entretanto, em um vaporizador, a operação normalmente ocorre a alta pressão, e torna-se muito caro projetar um espaço de expansão para o colapso de bolhas na carcaça, uma vez que a inclusão deste espaço a altas pressões faz aumentar paralelamente a espessura da carcaça. Por isso, os vaporizadores não são projetados para que ocorra expansão interna provocada pelo colapso das bolhas, mas conectado ao vaporizador um dispositivo externo tal como um tambor soldado, de baixo custo, no interior do qual o líquido arrastado pelas bolhas é separado do vapor.

Quando um trocador 1-2 é usado como um vaporizador, ele está cheio de tubos e chicanas e não pode ser adaptado com conexão para a remoção dos resíduos inferiores, além disso, toda a alimentação do vaporizador possui normalmente valor, e uma remoção dos resíduos inferiores torna-se proibitiva. Como a alimentação não deve ser totalmente vaporizada, para não causar uma elevada velocidade de formação de incrustações, a solução é manter um parcela do líquido em recirculação para reduzir a velocidade de deposição. Em um trocador 1-2, uma operação favorável é obtida com a vaporização de 80% da alimentação.

8.4.3.1 – Vaporizadores com circulação natural

Um vaporizador com circulação natural é esquematizado na Figura 3.21. Para que haja circulação natural o tambor para a expansão das bolhas deve estar situado em um determinado nível acima do vaporizador, pois a recirculação é proporcionada pela diferença de carga hidrostática entre a coluna de líquido de altura Z_1 e a coluna da mistura líquido-vapor de altura Z_3 . A carga hidrostática disponível entre Z_1 e Z_3 produz a circulação do líquido com velocidade tal que determina uma queda de pressão Z_2 no vaporizador, igual a diferença hidrostática entre Z_1 e Z_3 . Deve-se ter cuidado de impedir que a alimentação escoe diretamente para o tambor (isto pode ocorrer quando a pressão de alimentação for maior do

que a pressão de operação do sistema).

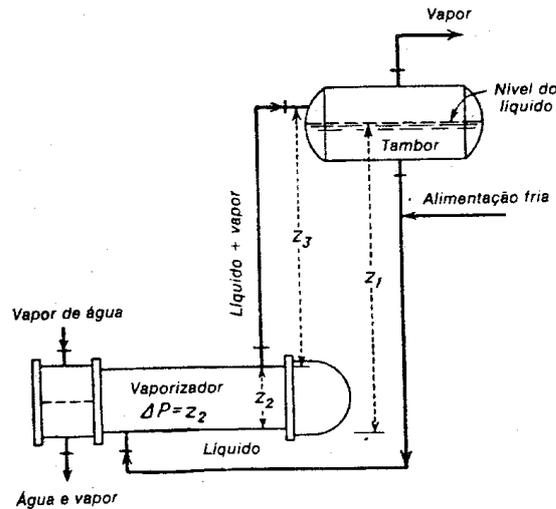


Figura 3.21 – Vaporizador com circulação natural

8.4.3.2 – Vaporizadores com circulação forçada

Um vaporizador com circulação forçada é esquematizado na figura 3.22. Neste vaporizador, tanto a alimentação quanto a recirculação são promovidos por uma bomba.

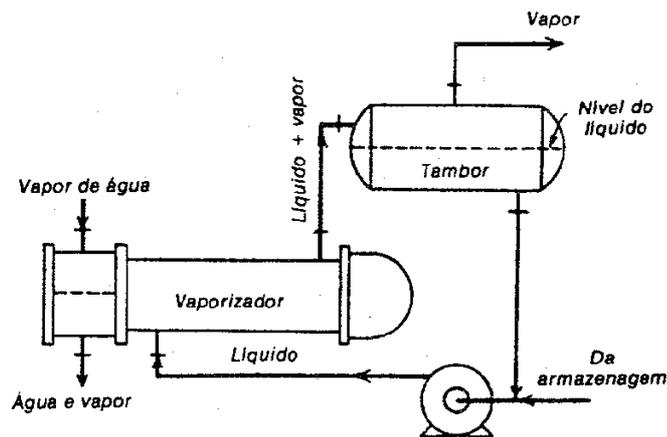


Figura 3.22 – Vaporizador com circulação forçada

8.4.3.3 – Classificação dos trocadores de vaporização

O projeto de um trocador de vaporização apresenta um número de variáveis aleatórias maior do que qualquer outro tipo de trocador. Estes trocadores são classificados com base no método de cálculo empregado para cada tipo distinto de serviço. Das classes abaixo relacionadas, pode-se distinguir cada um por meio de peculiaridades de cálculo.

8.4.3.3.1 Trocadores de vaporização com circulação forçada.

A. Vaporização na carcaça

- vaporizador ou refeedor com bomba com ebulição isotérmica.
- vaporizador ou refeedor com bomba ou intervalo de ebulição.
- evaporador com circulação forçada ou refeedor com solução aquosa.

B. Vaporização nos tubos

- vaporizador ou refeedor com bomba, com ou sem intervalo de ebulição.
- evaporador com circulação forçada ou refeedor com circulação forçada.

8.4.3.3.2 Trocadores de vaporização com circulação natural.

A. Vaporização na carcaça

- refervedor com retorta. (caldeira)
- refrigerador- evaporador.
- refervedor horizontal com termosifão.
- refervedor com feixe na coluna.

B. Vaporização nos tubos

- refervedor com termosifão vertical.
- evaporador com tubo longo vertical.

8.4. DIMENSIONAMENTO DE EVAPORADORES, VAPORIZADORES E REFERVEDORES

8.4.1 DIAGRAMAS ÁREA -TEMPERATURA

Nos evaporadores em geral, podemos encontrar os fluidos quente e frio, nas seguintes situações:

- O fluido quente é superaquecido e o fluido frio entra abaixo de temperatura de saturação (Figura 8.23).
- O fluido quente é vapor saturado e o fluido frio entra abaixo da temperatura de saturação (Figura 8.24).
- O fluido quente é vapor saturado e o fluido frio entra na temperatura de saturação (Figura 8.25).
- O fluido quente é não condensável (gases quentes, por exemplo) e o fluido frio entra abaixo da temperatura de saturação (Figura 8.26).
- O fluido quente é não condensável e o fluido frio entra saturado (Figura 8.27).

Quando a solução entra no evaporador a uma temperatura abaixo da temperatura de saturação ou o fluido quente é vapor superaquecido, é necessário dividir a área da carcaça em zonas sucessivas como mostra a Figura 8.28.

AI = Resfriamento do vapor e aquecimento da solução.

AII = Condensação do vapor e aquecimento da solução.

AIII = Condensação do vapor e ebulição da solução.

Nas áreas I e II a diferença de temperatura média é a MLDT e na área III:

$$\Delta T_{\text{méd}} = T_{\text{sat}_{\text{vapor}}} - T_{\text{sat}_{\text{liquido em ebulição}}} \quad (8.16)$$

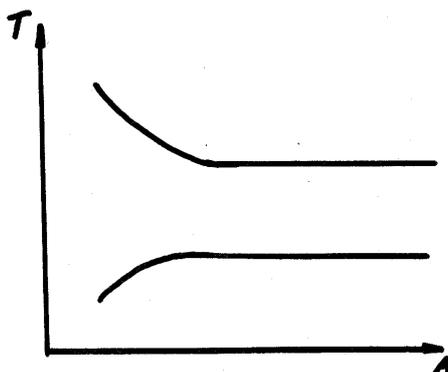


Figura 8.23 – Diagrama Área x Temperatura

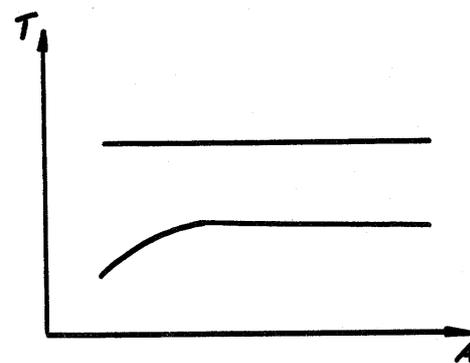


Figura 8.24 – Diagrama Área x Temperatura

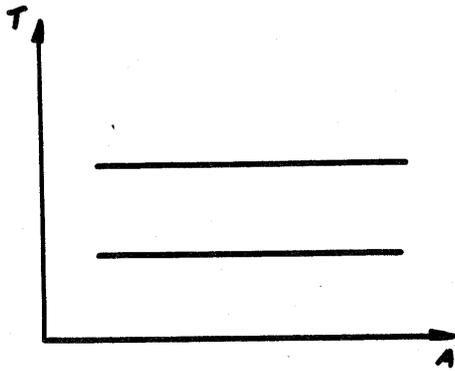


Figura 8.25 – Diagrama Área x Temperatura

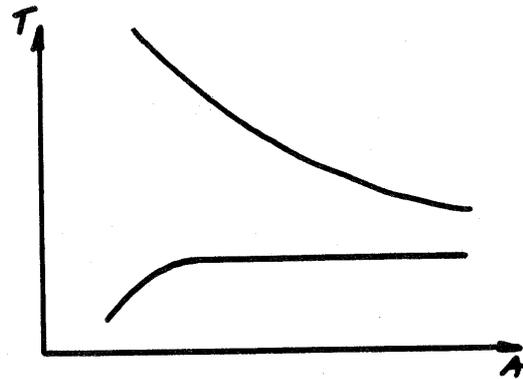


Figura 8.26 – Diagrama Área x Temperatura

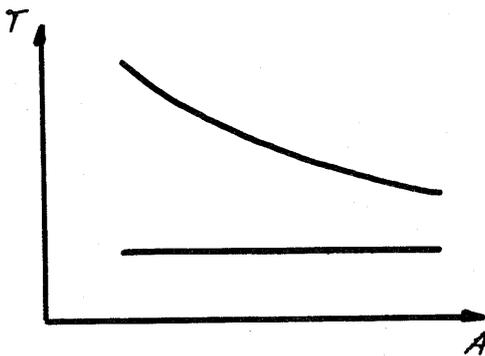


Figura 8.27 – Diagrama Área x Temperatura

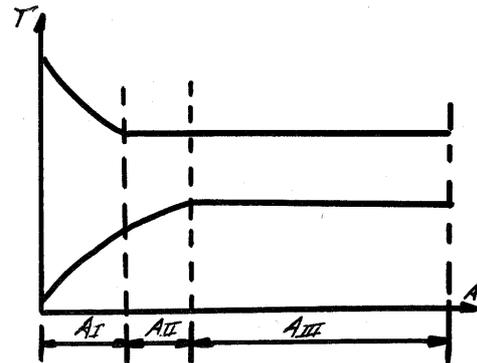


Figura 8.28 – Diagrama Área x Temperatura

O uso das zonas distintas possibilita o cálculo dos valores individuais para U . Quando existe uma zona de pré-aquecimento ela é calculada separadamente.

8.4.2 - LIMITAÇÕES PARA O FLUXO DE CALOR MÁXIMO.

O fluxo de calor máximo é função da diferença de temperatura crítica, na qual ocorre o recobrimento da superfície por uma camada de vapor. Em vaporizadores e refervedores onde não há espaço para a expansão das bolhas no interior do trocador, a possibilidade de recobrimento de vapor aumenta, e é recomendado que se utilize 70% do valor obtido pelas equações da seção 8.3, quando não se dispõe de dados experimentais.

Segundo Kern (1980), as seguintes restrições devem ser observadas:

I. Fluxo

- O fluxo máximo permitido para um vaporizador e um refervedor com circulação forçada vaporizando líquidos orgânicos é de $20.000 \text{ BTU}/\text{h}\cdot\text{ft}^2$ e, por circulação natural é $12.000 \text{ BTU}/\text{h}\cdot\text{ft}^2$;
- O fluxo máximo permitido para a vaporização da água ou de uma solução aquosa com baixa concentração através de circulação natural ou forçada é de $30.000 \text{ BTU}/\text{h}\cdot\text{ft}^2$;

II. Coeficiente Pelicular

- O coeficiente pelicular máximo de vaporização permitido para a vaporização com circulação natural ou com circulação forçada para líquidos orgânicos vale $300 \text{ BTU}/\text{h}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F}$;
- O coeficiente pelicular máximo de vaporização para a circulação natural ou para a circulação forçada da água em soluções aquosas de baixa concentração vale $1.000 \text{ BTU}/\text{h}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F}$.

8.4.3 - TROCADORES DE VAPORIZAÇÃO COM CIRCULAÇÃO FORCADA.

8.4.3.1 – Coeficientes de película

Em vaporizadores de circulação forçada onde não ocorre a formação de vapor no trocador de calor, isto é, o vapor é liberado apenas no tambor, o coeficiente de transmissão de calor pode ser calculado da mesma maneira que na transmissão de calor sem mudança de fase, quer o fluido a ser vaporizado esteja nos tubos ou na carcaça.

Quando ocorre vaporização no interior do trocador, o coeficiente da película é consideravelmente afetado, neste caso, temos duas situações:

a) Vaporização na carcaça

O coeficiente de película pode ser calculado pela Equação 8.13.

b) Vaporização nos tubos

Nos vaporizadores industriais é recomendada a determinação do coeficiente de película pela equação de Dittus-Boelter modificada para ebulição, Equação 8.14.

8.4.3.2 – Perda de carga

8.4.3.2.1 Perda de carga no casco.

Na ausência de correlações específicas, obtemos resultados razoavelmente bons quando empregamos as equações para perda de carga sem mudança de fase, utilizando a massa específica média entre a entrada e a saída:

$$v_{\text{méd}} = \frac{v_1 + v_2}{2} \quad \rho_{\text{méd}} = \frac{2 \cdot \rho_1 \cdot \rho_2}{\rho_1 + \rho_2} \quad (8.17)$$

A Equação 8.17 é conhecida como método aproximado, e conduz a valores de $\rho_{\text{méd}}$ menores do que o real. Como Δp é inversamente proporcional a ρ , o método é garantido, fornecendo valores de Δp maiores que os reais.

A perda de aceleração é considerada como sendo igual a duas cargas cinéticas ($\Delta p = 2 \cdot V^2/2g$), e quando usamos o método aproximado para a determinação de $\rho_{\text{méd}}$, ela pode ser desconsiderada, bem como as perdas nos bocais.

Um método exato para a determinação de $\rho_{\text{méd}}$, é apresentado Kern (1980). No caso da utilização do valor exato de $\rho_{\text{méd}}$ devem ser consideradas também a perda devido a aceleração do vapor através do vaporizador e as perdas nos bocais.

Caso I - Vapores em contra-corrente com o meio aquecedor:

$$v_{\text{med}} = \frac{\dot{m}_q \cdot Cp_q}{U \cdot A} (v_2 - v_1) - \frac{\dot{m}_q \cdot Cp_q}{\dot{m}_f \cdot h_{lv}} (T_2 - t_s) \cdot (v_v - v_l) + v_l \quad (8.18)$$

Caso II - Vapores e meio aquecedor em escoamento paralelo:

$$v_{\text{med}} = \frac{\dot{m}_q \cdot Cp_q}{U \cdot A} (v_l - v_2) + \frac{\dot{m}_q \cdot Cp_q}{\dot{m}_f \cdot h_{lv}} (T_1 - t_s) \cdot (v_v - v_l) + v_l \quad (8.19)$$