

UNIVERSIDADE EDUARDO MONDLANE – Faculdade de Engenharia

Transmissão de calor

3º ano

Aula 23 º 12. Transferência de Calor com Mudança de Fase

- Tópicos:
- Introdução
- Parâmetros Dimensionais de Transferência de calor na Ebulição
- Modos de Ebulição
- Transferência de Calor na Ebulição
- Convecção Forçada na Ebulição

Muitas aplicações familiares de engenharia envolvem a condensação e a transferência de calor na ebulição. Numa geleira doméstica, por exemplo, o fluído refrigerante absorve calor do espaço refrigerado ebulindo no evaporador e rejeita calor para o ar da cozinha condensando no condensador (tubos compridos atrás da geleira). Também, nas centrais a vapor, o calor é transferido ao vapor na caldeira onde a água é vaporizada e o calor desperdiçado é rejeitado do vapor no condensador onde o vapor é condensado.



- 1. Compressor
- 2. Condensador
- 3. Válvula (capilar)
- 4. Evaporador



A ebulição é um processo de mudança de fase líquido-vapor parecido com a evaporação, mas há diferenças significantes entre os dois. A evaporação acontece na interface líquido-vapor quando a pressão do vapor for menor que a pressão de saturação do líquido, a uma determinada temperatura. Exemplos de evaporação são a secagem de roupas, frutas, e legumes; a evaporação de suor para esfriar o corpo humano; e a rejeição de calor em torres de refrigeração. É de notar que evaporação não envolve nenhuma formação de bolha ou movimento de bolha.

Evaporação Ar Água 20°C Água 100°C Ebulição Aquecimento

A mudança de fase de líquido para vapor, chama-se **evaporação** se ocorrer na interface de líquido-vapor, e **ebulição** se ocorrer na interface sólido-líquido.

A ebulição ocorre na interface sólido-líquido, quando um líquido é colocado em contacto com uma superfície mantida a uma temperatura T_a, suficientemente acima da temperatura de saturação do líquido T_{sat}. Por exemplo a 1 atm, a água líquida em contato com uma superfície sólida a 110 °C irá entrar em ebulição, pois a temperatura de saturação da água a 1 atm é de 100 ° C. O processo de ebulição é caracterizado pela rápida formação de bolhas de vapor na interface sólido-líquido, que saiem da superfície quando atingem um certo tamanho e tentam subir à superfície livre do líquido. A ebulição é um fenômeno complicado devido ao grande número de variáveis envolvidas no processo e aos padrões complexos do movimento do fluido, causado pela formação e ecrescimento das bolhas.

A ebulição ocorre quando um líquido é posto em contacto com uma superfície acima da temperatura de saturação do líquido.



É difícil estabelecer equações governantes para a ebulição e condensação, a adimensionalização dos parâmetros obtém-se usando o teorema Pi de Buckingham. Para ambos os processos o coeficiente de convecção depende:

➢ da diferença das temperaturas da superfície (parede) e de saturação $\Delta T = |T_s - T_{sat}|$

A força de arrasto resultante da diferença das massas específicas do líquido e do vapor $g(\varrho_{l-} \varrho_{v})$

- ≻da entalpia de vaporização h_{fg}
- \triangleright da tensão superficial σ ,
- ≻da dimensão característica L,
- \triangleright da massa específica do líquido e do vapor ϱ_l e ϱ_v ,
- >do calor específico do líquido e do vapor $c_{pl} e c_{pv}$,
- ≻do coeficiente de condutibilidade térmica do vapor k_v; e
- \triangleright da viscosidade do líquido μ_l .

O que se pode apresentar do seguinte modo:

$$h = h \Big[\Delta T, g \big(\rho_l - \rho_v \big), h_{fg}, \sigma, L, \rho, c_p, k, \mu \Big]$$

Tem-se 10 variáveis em 5 dimensões, então existem 10-5=5 grupos Pi que se podem exprimir como:

$$\frac{hL}{k} = f\left[\frac{\rho g\left(\rho_l - \rho_{\upsilon}\right)L^3}{\mu^2}, \frac{c_p \Delta T}{h_{fg}}, \frac{\mu c_p}{k}, \frac{g\left(\rho_l - \rho_{\upsilon}\right)L^2}{\sigma}\right]$$

Ou através dos grupos adimensionais do seguinte modo:

$$Nu_{L} = f\left[\frac{\rho g\left(\rho_{l}-\rho_{\upsilon}\right)L^{3}}{\mu^{2}}, Ja, \Pr, Bo\right]$$

Os números de Nusselt e Prandtl já foram estudados na transferência de calor convectiva envolvendo uma única fase. Os novos números adimensionais são o número de Jakob, Ja, que é a razão entre a máxima energia sensível absorvida pelo líquido ou vapor e a energia sensível absorvida pelo líquido ou vapor duarnte o processo de condensação ou ebulição.

O número de Bond, **Bo**, que é a razão entre a força

gravitacional do corpo e a sua tensão superficial; é um

parâmetro sem nome específico, semelhante ao número

de Grashof. Este parâmetro apresenta o efeito do

movimento do fluído induzido pelo empuxo durante a

transferência de calor.

Como uma forma de transferência de calor por convecção, a ebulição é expressa com o uso da lei de resfriamento de Newton do como:

$$q_{ebuliça\tilde{o}} = h(T_s - T_{sat}) = h\Delta T_{exces}$$
 (W/m²) (12.1)

onde $\Delta T_{exces} = T_s - T_{sat}$ é chamado excesso de temperatura, que representa o excesso da temperatura da superfície, acima da temperatura de saturação do fluido.

A ebulição é classificada como de piscina ou de fluxo (ou ebulição de convecção forçada), em função da presença de movimento da massa do fluido.

Na ebulição de piscina o líquido está parado, e todo o movimento do fluido é devido às correntes de convecção natural e ao movimento das bolhas sob a influência da flutuação.

Na ebulição de fluxo o líquido é forçado a deslocar-se num tubo aquecido ou sobre uma superfície por meios externos, tais como uma bomba. Portanto, a ebulição de fluxo é sempre acompanhada por outros efeitos convectivos.



Classificação da ebulição na base do movimento da massa do fluído

(a) Ebulilção em piscina (b) Ebulição de fluxo

As ebulições de piscina ou de fluxo são ainda classificados como sub-resfriadas ou saturadas, em função da temperatura da massa líquida. A ebulição é chamada sub-resfriada (ou local), quando a temperatura do maior volume do líquido é inferior à temperatura de saturação T_{sat} (isto é, a maior parte do líquido é sub-resfriada) e saturada (ou de massa), quando a temperatura do líquido é igual T_{sat} (ie, o volume do líquido está saturado).



12.4 Ebulição em Piscina

Voltemos agora a nossa atenção para os mecanismos físicos envolvidos na ebulição de piscina, ou seja, a ebulição dos fluidos estacionários. Na ebulição em piscina o líquido não é forçado a fluir por impulsionador externo como uma bomba, qualquer movimento do fluido é devido às correntes de convecção natural e ao movimento

das bolhas sob a influência da flutuação.

A ebulição é provavelmente a forma mais familiar de transferência de calor mas ainda continua a ser a menos compreendida. Mesmo depois de centenas de artigos escritos sobre o assunto, ainda não se entende completamente o processo de formação de bolhas e ainda tem de se confiar em relações empíricas ou semi-empíricas para predizer a taxa de transferência de calor na ebulição.

A ebulição toma diferentes formas, dependendo do valor do escesso de temperatura ΔT_{excess} existem quatro diferentes regimes de ebulição: ebulição em convecção natural, ebulição nucleada, ebulição de transição e ebulição em película.



Estes regimes são ilustrados na curva de ebulição, que é uma função do fluxo de calor de ebulição versus excesso de temperatura. Embora a curva de ebulição dada nesta figura seja referente à água, a forma geral da curva de ebulição permanece a mesma para os diferentes fluidos.

A forma específica da curva depende da combinação entre o material de aquecimento e o fluido, da superfície e da pressão dos fluidos, mas é praticamente independente da geometria da superfície de aquecimento.

Curva real de ebulição obtida pelo aquecimento de um fio de platina na água, como resultado do aumento e da diminuição do fluxo de calor.





12.4.2 Ebulição em Convecção Natural (até ao ponto A na Curva de ebulição)

Aprende-se na termodinâmica que uma substância pura a uma pressão especificada começa a ferver quando atinge a temperatura de saturação a essa pressão. Mas, na prática, não se vê qualquer formação de bolhas na superfície de aquecimento até que o líquido seja aquecido alguns graus acima da temperatura de saturação (cerca de 2-6 °C para a água). Assim, o líquido é ligeiramente superaquecido (uma condição metaestável) e evapora quando ele sobe para a superfície livre. O movimento do fluido nesta modalidade de ebulição é regido pelas correntes de convecção natural e a transferência de calor na superfície de aquecimento do líquido é por convecção natural.

12.4.3 Ebullição Nucleada(entre os pontos A e C na Curva de ebulição)

As bolhas formam-se a uma taxa crescente num número crescente de pontos de nucleação a medida que se move ao longo da curva de ebulição em direcção ao ponto C.

A ebulição em regime nucleado pode ser separada em duas regiões distintas:

- •Região A, B, na qual bolhas isoladas são formadas em vários pontos preferenciais de nucleação na superfície aquecida.
- •Região B, C, onde a temperatura do aquecedor é ainda maior, e as bolhas formam-se a taxas tão grandes em muitos pontos de nucleação que formam numerosas colunas contínuas de vapor no líquido.

12.4.3Ebullição Nucleada(entre os pontos A e C na Curva de ebulição)

Para grandes valores de ΔT_{excess} , a taxa de evaporação na superfície do aquecedor alcança valores tão altos que uma grande fracção da superfície do aquecedor é coberto por bolhas, tornando difícil o líquido entrar em contacto com a superfície do aquecedor. Por conseguinte, o fluxo de calor aumenta a uma taxa inferior com o aumento da ΔT_{excess} , e atinge um máximo no ponto C. O fluxo de calor neste ponto é chamado de crítico (ou máximo), q_{max}. Para a água, o fluxo de calor crítico é superior a 1 MW/m^2 . A ebulição nucleada é na prática o melhor regime de ebulição, porque neste regime podem ser alcançadas altas taxas de transferência de calor, com valores relativamente pequenos de ΔT_{excess} , geralmente abaixo de 30 °C para a água.

12.4.3Ebullição Nucleada(entre os pontos A e C na Curva de ebulição)



12.4.4 Ebullição de Transição (entre os pontos C e D na Curva de ebulição)

A medida que a temperatura do aquecedor, portanto, ΔT_{excess} aumenta para além do ponto C, diminui o fluxo de calor. Isso ocorre porque uma grande parte da superfície do aquecedor é coberta por uma película de vapor, que actua como um isolamento, devido à baixa condutividade térmica do vapor em relação à do líquido.

Na ebulição em regime de transição, tanto a ebulição nucleada como a de película ocorrem parcialmente. A ebulição nucleada no ponto C é completamente substituída pela ebulição em película no ponto D. A operação no regime de ebulição de transição, que também é chamada ebulição em película em regime instável, é na prática evitada. Para a água, ebulição de transição ocorre na faixa de ΔT_{excess} de cerca de 30 °C a 120 °C.

12.4.4 Ebullição de Transição (entre os pontos C e D na Curva de ebulição)



12.4.5 Ebullição em Película (depois do ponto D na Curva de ebulição)

Nesta região, a superfície do aquecedor encontra-se completamente coberta por uma película de vapor contínua e estável. O ponto D, onde o fluxo de calor atinge um mínimo, é chamado de ponto Leidenfrost, em honra a J.C. Leidenfrost, que observou em 1756 que gotas de líquido sobre uma superfície muito quente dão um salto e fervem lentamente fora da superfície. A presença de uma película de vapor entre a superfície do aquecedor e o líquido é a responsável pela baixa taxa de transferência de calor na região de ebulição em película. A transferência de calor aumenta com o aumento da $\Delta T_{excesso}$, como resultado da transferência de calor da superfície aquecida até o líquido através da película de vapor por radiação, que se torna importante a altas temperaturas.

12.4.5 Ebullição em Película (depois do ponto D na Curva de ebulição)



12.4.6 Correlações de Transferência de calor na Ebulição em Piscina

Os regimes de ebulição já considerados diferem consideravelmente em seu caráter portanto, devem ser utilizadas relações diferentes de transferência de calor para estes regimes. No regime de ebulição em convecção natural, o ponto de ebulição é regido pelas correntes de convecção natural, e as taxas de transferência de calor neste caso podem ser determinadas com precisão através das relações de convecção natural conhecidas.

12.4.6 Correlações de Transferência de calor na Ebulição em Piscina



12.4.6.1 Ebullição Nucleada

No regime de ebulição nucleada, a taxa de transferência de calor depende bastante da natureza da nucleação (do número de pontos activos de nucleação na superfície, da taxa de formação de bolhas em cada ponto, etc), que é difícil de prever. A correlação mais utilizada para a taxa de transferência de calor no regime de ebulição nucleada foi proposta em 1952 por Rohsenow, e é expressa como:

$$q_{nucleada} = \mu_l h_{fg} \left[\frac{g(\rho_l - \rho_v)}{\sigma} \right]^{1/2} \left(\frac{c_{p,l} \Delta T_e}{C_{s,f} h_{fg} \operatorname{Pr}_l^n} \right)^3 \quad \left[W/m^2 \right] \quad (12.2)$$

12.4.6.1 Ebullição Nucleada

Onde:

 $q_{nucleada}$ = fluxo de calor na ebulição nucleada, W/m²

 μ_l = viscosidade do líquido, kg·m/s

 h_{fg} = entalpia de vaporização, J/kg

g = aceleração da gravidade, m/s^2

 $\varrho_{\rm L}$ = massa específica do líquido, kg/m³

 $\varrho_{\rm V}$ = massa específica do vapor, kg/m³

 σ = tensão superficial da interface líquido-vapor, N/m

$$C_{pl}$$
 = calor específico do líquido, J/kg °C

 T_s = temperatura da superfície do aquecedor, °C

T_{sat} = temperatura de saturação do fluido, °C

C_{sf} = constante experimental que depende de combinação de superfície-líquido

 $Pr_1 = n$ úmero de Prandtl do líquido

n = constante experimental, que depende do fluido

Tabela 23.1 Valores de $C_{s,f}$ para várias combinações superfície - líquido

| Combinação Superfície - Fluído | $C_{s,f}$ | n |
|-----------------------------------|-----------|-----|
| Água Cobre | | |
| Riscada | 0,0068 | 1,0 |
| Polida | 0,0130 | 1,0 |
| Água - aço inoxidável | | |
| Atacada quimicamente | 0,0130 | 1,0 |
| Polida mecanicamente | 0,0130 | 1,0 |
| Esmerilada e polida | 0,0060 | 1,0 |
| Coberta de teflon | 0,0058 | 1,0 |
| Água - latão | 0,0600 | 1,0 |
| Água - níquel | 0,0130 | 1,0 |
| Água - platina | 0,0154 | 1,0 |
| n-pentano-cobre | | |
| Polida | 0,0154 | 1,7 |
| Esmerilada | 0,0049 | 1,7 |
| Benzeno - cromo | 0,01010 | 1,7 |
| n-pentano-cobre | | |
| Polida | 0,0154 | 1,7 |
| Álcool etílico - cromo | 0,0027 | 1,7 |
| Tetracloidrato de carbono - cobre | 0,0130 | 1,7 |
| Isopropanol – cobre | 0,0025 | 1,7 |

Tabela 23.2 Tensão superficial na interface líquido-vapor para água

| T, ℃ | σ ,N/m ² | |
|------|----------------------------|--|
| 0 | 0,0757 | |
| 20 | 0,0727 | |
| 40 | 0,0696 | |
| 60 | 0,0662 | |
| 80 | 0,0627 | |
| 100 | 0,0589 | |
| 120 | 0,0550 | |
| 140 | 0,0509 | |
| 160 | 0,0466 | |
| 180 | 0,0422 | |
| 200 | 0,0377 | |
| 220 | 0,0331 | |
| 240 | 0,0284 | |
| 260 | 0,0237 | |
| 280 | 0,0190 | |
| 300 | 0,0144 | |
| 320 | 0,0099 | |
| 340 | 0,0056 | |
| 360 | 0,0019 | |
| 374 | 0 | |

12.4.6.2 Fluxo Máximo de Calor

Na concepção de equipamentos de transferência de calor em ebulição, é extremamente importante para o projectista conhecer o fluxo máximo de calor para evitar o risco de sobreaquecimento. O valor máximo (ou crítico) do fluxo de calor na ebulição nucleada em piscina foi determinado teoricamente por S. S. Kutateladze na Rússia em 1948 e Zuber N. nos Estados Unidos, em 1958, usando diferentes abordagens, e é expresso como:

$$q_{\rm max} = C_{cr} h_{fg} \left[\sigma_g \rho_v^2 (\rho_l - \rho_v) \right]^{1/4} \left[W/m^2 \right]$$
 (12.3)

onde C_{cr} é uma constante cujo valor depende da geometria do aquecedor

Tabela 23.3 Valores do coeficiente crítico C_{cr} para uso na Equação 12.3 do calor máximo

Parâmetro adimensional

$$L^* = L \left[g \left(\rho_l - \rho_v \right) / \sigma \right]^{1/2}$$

| Geometria do aquecedor | C _{cr} | Dimensão Característica do aquecedor. L | Intervalo do L* |
|---|-------------------------|---|------------------|
| Grande aquecedor plano horizontal | 0,149 | Largura ou diâmetro | L*>27 |
| Pequeno aquecedor plano horizontal ¹ | 18,9K ₁ | Largura ou diâmetro | 9< L* <20 |
| Grande cilindro horizontal | 0,12 | Raio | L* > 1,2 |
| Pequeno cilindro horizontal | 0,12L ^{*-0,25} | Raio | 0,15 < L* < 1,2 |
| Grande esfera | 0,11 | Raio | L* > 4,26 |
| Pequena esfera | 0,227L* ^{-0,5} | Raio | 0,15 < L* < 4,26 |

 $^{1}K_{1} = \sigma / [g(\rho_{l} - \rho_{v})A_{aquecedor}]$

12.4.6. 3 Fluxo Mínimo de Calor

O mínimo de fluxo térmico, ocorre no ponto Leidenfrost, é de interesse prático, uma vez que representa o limite inferior para o fluxo do calor no regime de ebulição em película. Usando a teoria de estabilidade, Zuber desenvolveu a seguinte expressão para a determinação do fluxo mínimo de calor numa grande placa horizontal:

$$q_{\min} = C \rho_{v} h_{fg} \left[\frac{\sigma g (\rho_{l} - \rho_{v})}{(\rho_{l} + \rho_{v})^{2}} \right]^{1/4}$$
(12.4)

A constante C = 0,09 foi determinada experimentalmente e serve para aproximadamente 50% dos fluidos à pressão moderada mas dá maus resultados à alta pressão.

Usando uma análise semelhante à teoria de Nusselt na condensação que será apresentada mais a frente, Bromley desenvolveu uma teoria para a previsão de fluxo de calor para a película estável de ebulição do lado de fora de um cilindro horizontal. O fluxo de calor para a ebulição em película num cilindro horizontal ou esfera de diâmetro D é dado por:

$$q_{pelicula} = C_{pelicula} \left[\frac{gk_v^3 \rho_v (\rho_l - \rho_v) [h_{fg} + 0, 4C_{pv} (T_s - T_{sat})]}{\mu_v D(T_s - T_{sat})} \right]^{1/4} (T_s - T_{sat})$$
(12.5)

onde $k_{_{\! \rm V}}$ é a condutividade térmica do vapor em W/m·°C e

$$C_{película} = \begin{cases} 0,62 \text{ para cilindros horizontais} \\ 0,67 \text{ para esferas} \end{cases}$$

A temperaturas de superfície elevadas (geralmente acima de 300 °C), a transferência de calor por radiação em toda a película de vapor tornase significativa e deve ser considerada. Tratando a película de vapor como um meio transparente entre duas grandes placas paralelas e aproximando o líquido a um corpo negro a transferência de calor por radiação pode ser determinada a partir de:

$$q_{rad} = \varepsilon \sigma \left(T_s^4 - T_{sat}^4 \right)$$
 (12.6)

onde ε é a emissividade da superfície de aquecimento e $\sigma = 5.67 \times 10-8 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}^4$ é a constante de Stefana Boltzman. Note-se que a temperatura neste caso deve ser expressa em K e não °C, e que a tensão superficial e a constante de Stefan Boltzman partilham o mesmo símbolo.



A temperaturas elevadas de superfícies de aquecimento, a transferência de calor por radiação torna-se importante durante a ebulição em película.

Quando a temperatura é excessivamente alta, uma película de vapor cobre a superfície e deixa de haver contacto entre o líquido e a superfície. Aplicando a teoria para uma superfície esférica ou cilíndrica obtém-se:

$$Nu_{D} = \frac{\overline{h}_{conv}D}{k_{v}} = C \left[\frac{g(\rho l - \rho v)h'_{fg}D^{3}}{v_{v}k_{v}[T_{s} - T_{sat}]} \right]^{1/4}$$
(12.8)

Para superfícies externas de tubos horizontais propõe-se a utilização da expressão:

$$\overline{h}^{4/3} = \overline{h}_{conv}^{4/3} + \overline{h}_{rad}\overline{h}^{1/3}$$
 (12.9)

Se h_{rad} < h_{conv} uma fórmula simplificada pode ser usada:

$$\overline{h} = \overline{h}_{conv} + \frac{3}{4}\overline{h}_{rad}$$
(12.10)

O coeficiente efectivo de radiação é expresso por:

$$\overline{h}_{rad} = \frac{\varepsilon \sigma \left(T_s^4 - T_{sat}^4\right)}{T_s - T_{sat}}$$
(12.11)

Pode-se ser tentado a adicionar simplesmente a transferência de calor por convecção e por radiação para determinar a transferência total de calor durante ebulição em película. No entanto, estes dois mecanismos de transferência de calor prejudicam um ao outro, fazendo com que a transferência de calor total seja inferior à sua soma. Por exemplo, a transferência de calor por radiação da superfície do líquido aumenta a taxa de evaporação e, assim, a espessura da película de vapor, que impede a transferência de calor por convecção. Para q_{rad} < q_{película}, Bromley desenvolveu a seguinte relação que correlaciona bem dados experimentais:

$$\frac{q_{total} = q_{pel(cula)} + \frac{3}{4}q_{rad}}{(12.7)}$$

12.5 Convecção Forçada na Ebulição

Para um fluxo externo sobre uma placa aquecida, o fluxo de calor é determinado pelas expressões standard da convecção forçada:

Para baixas velocidades

$$\frac{q_{\max}}{\rho_{v}h_{fg}V} = \frac{1}{\pi} \left[1 + \left(\frac{4}{We_{D}}\right)^{1/3} \right]$$
 (12.12)

Para altas velocidades

$$\frac{q_{\max}}{\rho_{\upsilon}h_{fg}V} = \frac{\left(\rho_{l}/\rho_{\upsilon}\right)^{3/4}}{169\pi} + \frac{\left(\rho_{l}/\rho_{\upsilon}\right)^{1/2}}{19,2\pi W e_{D}^{1/3}}$$
 (12.13)

O número de Weber (We_D) é a relação entre as forças de inércia e as tensões superficiais e tem a forma:

$$We_D \equiv \frac{\rho_v V^2 D}{\sigma} \quad (12.14)$$

12.6 Fluxo com Duas Fases

A convecção interna forçada na ebulição, está associada à formação de bolhas na superfície interna do tubo aquecido, através da qual o líquido fluí. O processo torna-se complicado quando o fluído apresenta duas fases, o que originou diferentes teorias.

12.6 Fluxo com Duas Fases



Exemplo 23 -1

Agua é fervida a pressão atmosférica numa panela de aço polida mecanicamente colocada por cima de um fogareiro. A superfície interna da base da panela é mantida à temperatura 110°C. Se o diâmetro da base da panela for de 25 cm determine:

a) A taxa de transferência de calor para a agua;

b) A taxa de evaporação.

Exemplo 23 -1(Resolução I)

A água é fervida a pressão de 1 atm, assim em uma temperatura de saturação (ou evaporação) de T_{sat} = de 100°C em uma panela de aço inoxidável, mecanicamente polida, cuja temperatura da superfície interna é mantida a t_s = em 110°C. Devem ser determinadas, a taxa de transferência de calor para a água e a taxa da evaporação da água.

Assume-se: 1. Regime estacionário. 2 As perdas de calor no aquecedor e na panela são desprezíveis.

Propriedades: As propriedades da água à temperatura de saturação de 100°C são:

$$h_{fg} = 2257 \times 10^{3} \text{ J/kg}$$

$$\rho_{l} = 957,9 \text{ kg/m}^{3}$$

$$\rho_{v} = 0,60 \text{ kg/m}^{3}$$

$$\mu_{l} = 0,282 \times 10^{-3} \text{ kg} \cdot \text{m/s}$$

$$\sigma = 0,0589 \text{ N/m}$$

$$r_{l} = 1,75$$

$$f = 1,75$$

$$\rho_{l} = 4217 \text{ J/kg} \cdot ^{\circ}\text{C}$$

P = 1 atm

Exemplo 23 -1 (Resolução II)

Análise: O excesso de temperatura neste caso é relativamente baixo (menos do que 30°C). Conseqüentemente, ocorrerá ebulição nucleada. O fluxo de calor, para este caso, pode ser determinado da relação de Rohsenowr (12.6).

$$\dot{q}_{\text{nucleada}} = \mu_l h_{fg} \left[\frac{g(\rho_l - \rho_v)}{\sigma} \right]^{1/2} \left(\frac{C_{p,l}(T_s - T_{\text{sat}})}{C_{sf} h_{fg} \operatorname{Pr}_l^n} \right)^3$$

$$= (0, 282 \times 10^{-3})(2257 \times 10^3) \left[\frac{9, 8(957, 9 - 0, 60)}{0, 0589} \right]^{1/2} \left(\frac{4217(110 - 100)}{0, 0130(2257 \times 10^3)1, 75} \right)^3$$

$$= 140700 \text{ W/m}^2$$

A área de superfície do fundo da panela é:

$$A_s = \pi D^2 / 4 = \pi (0,25 \text{ m})^2 / 4 = 0,04909 \text{m}^2$$

Exemplo 23 -1(Resolução III)

Então a taxa de transferência de calor durante a ebulição nucleada torna-se:

$Q_{ebul} = A_s q_{nucleda} = (0,04909 \text{m}^2)(140700 \text{W/m}^2) = 6907 \text{W}$

(b) A taxa da evaporação da água é determinada de:

$$\dot{m}_{evap} = \frac{Q_{ebul}}{h_{fg}} = \frac{6907 \text{J/s}}{2257 \times 10^3 \text{ J/kg}} = 3,06 \times 10^{-3} \text{ kg/s}$$