



Transmissão de calor

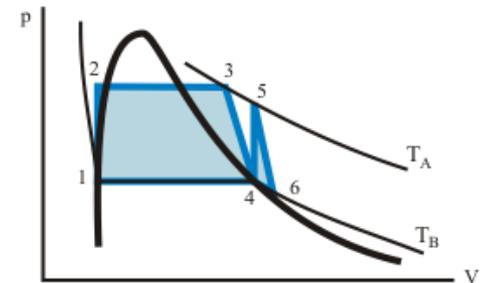
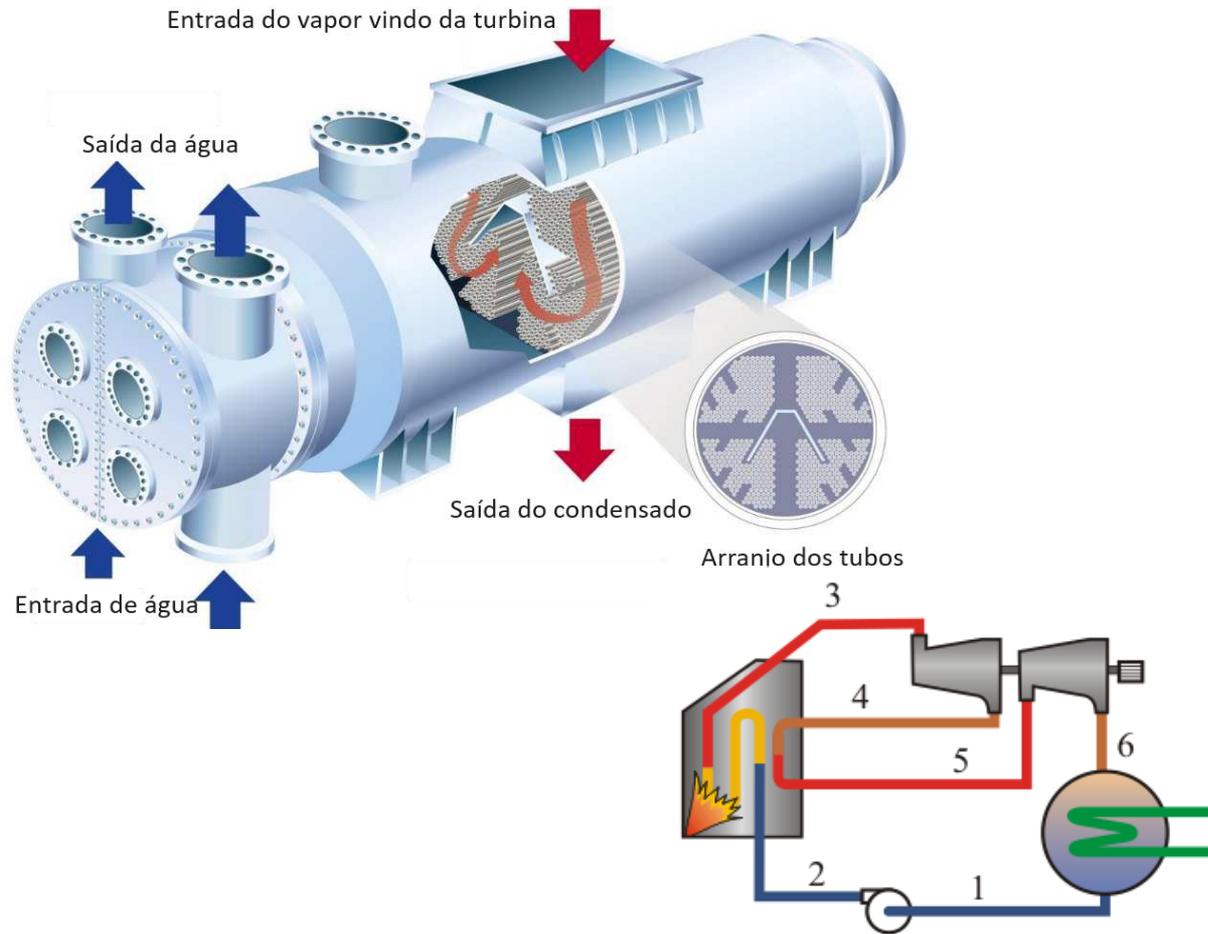
3^o ano

Aula 25 ▫ 12. Transferência de Calor com Mudança de Fase

Tópicos:

- Transferência de Calor na Condensação
- Condensação em Película
- Condensação em Película dentro de Tubos Horizontais
- Condensação da Gota

12. Transferência de Calor com Mudança de Fase



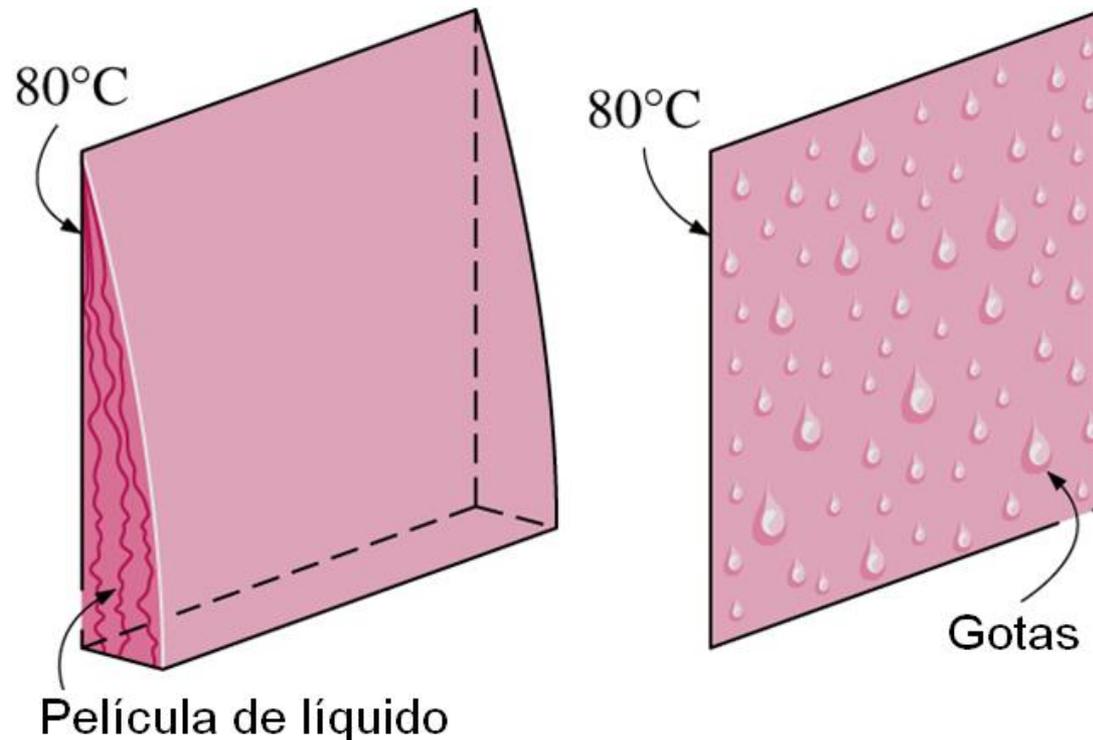
12.7 Transferência de Calor na Condensação

A condensação ocorre quando a temperatura do vapor é baixada a quem da sua temperatura de saturação T_{sat} . Isso geralmente é feito pondo o vapor em contato com uma superfície sólida, cuja temperatura T_s é inferior à temperatura de saturação do vapor T_{sat} . Mas também pode ocorrer condensação na superfície livre de um líquido, ou mesmo em um gás, quando a temperatura do líquido ou do gás a que o vapor está exposto esteja abaixo de T_{sat} . Neste último caso, as gotas de líquido suspensas no gás formam uma névoa.

12.7 Transferência de Calor na Condensação

Existem duas formas de condensação: a condensação em película e a condensação em gotas. Na condensação em película, o condensado molha a superfície e forma uma película de líquido sobre ela, que desliza sob a influência da gravidade. A espessura da película de líquido aumenta na direção do fluxo de vapor a medida que mais vapor se condensa sobre ela. É assim que normalmente ocorre a condensação na prática. Na condensação em gotas, as gotas condensadas formam vapor na superfície em vez de uma película contínua e a superfície é coberta por inúmeras gotículas de diâmetros variados.

12.7 Transferência de Calor na Condensação



(a) Condensação em película

(b) Condensação em gotas

12.8 Condensação em Película

Considere-se a condensação em película sobre uma placa vertical. A película de líquido começa a formar-se na parte superior da placa e flui para baixo sob a influência da gravidade. A espessura da película δ aumenta na direção do fluxo x por causa da condensação contínua na interface líquido-vapor. O calor de valor h_{fg} (calor latente de vaporização) libertado durante a condensação é transferido através da película à superfície da placa a temperatura T_s . Note-se que T_s deve ser inferior à temperatura de saturação do vapor T_{sat} para ocorrer a condensação.

12.8 Condensação em Película

Os perfis típicos da velocidade e da temperatura do condensado são apresentados na figura. Note-se que a velocidade do condensado na parede é zero por causa da condição de não deslizamento e atinge o máximo na interface líquido-vapor. A temperatura do condensado é T_{sat} na interface e diminui gradualmente até T_s na parede.

Como foi no caso da convecção forçada com uma única fase, a transferência de calor na condensação também depende do fluxo de condensado, ser laminar ou turbulento. O critério para o regime do fluxo é fornecido pelo número de Reynolds, que é definido como:

12.8 Condensação em Película

$$\text{Re} = \frac{D_h \rho_l V}{\mu_l} = \frac{4A_c \rho_l V}{p \mu_l} = \frac{4\rho_l V \delta}{\mu_l} = \frac{4\dot{m}}{p \mu_l} \quad (12.15)$$

Onde:

$D_h = 4A_c/p = 4\delta$ = diâmetro hidráulico do fluxo condensado, m

p = perímetro molhado do condensado, m

$A_c = p\delta$ = perímetro molhado x espessura da película, m², área transversal do fluxo de condensado na parte mais baixa do fluxo

ρ_l = massa específica do líquido, kg/m³

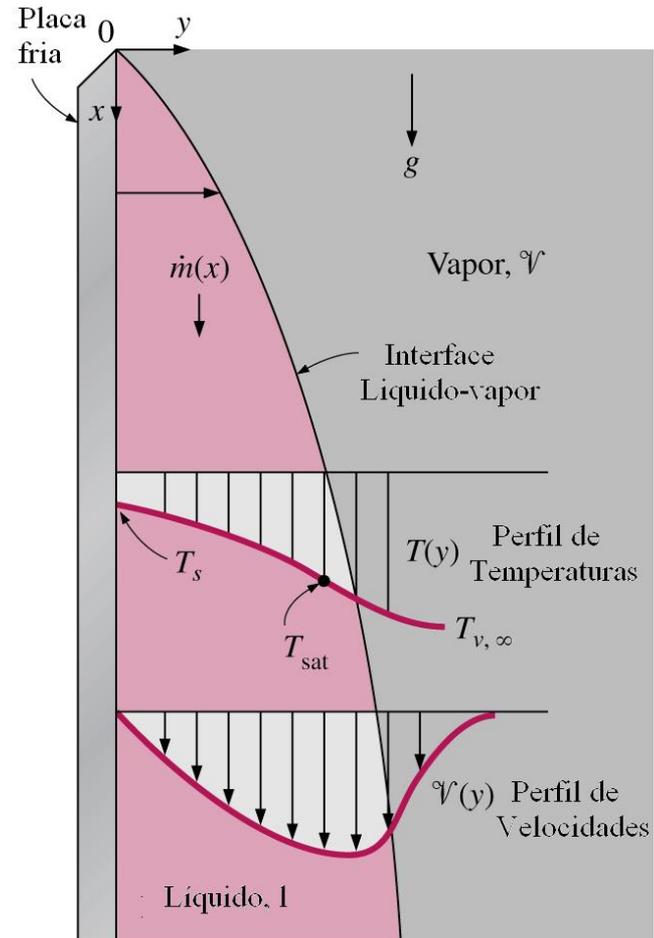
μ_l = viscosidade do líquido, kg/m·s

V = velocidade média do condensado na parte mais baixa do fluxo, m/s

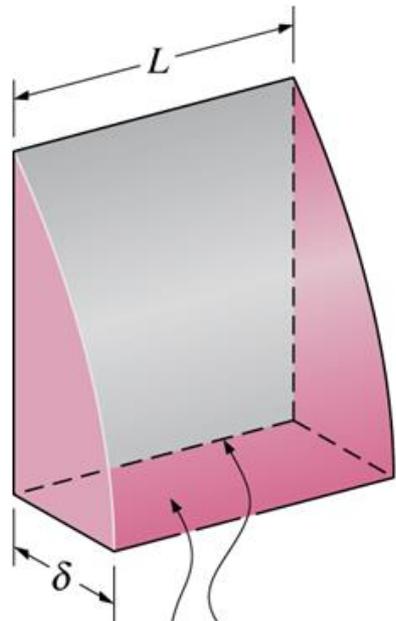
$\dot{m} = \rho_l V A_c$ = fluxo de mássico do condensado na parte mais baixa, kg/s

12.8 Condensação em Película

Apresenta-se na figura o perfil típico de velocidades e de temperatura do condensado. Note-se que a velocidade do condensado na parede é zero por causa da condição de não deslizamento e atinge o máximo na interface líquido-vapor.

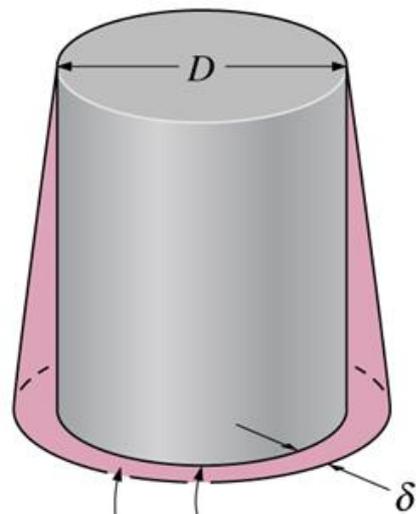


12.8 Condensação em Película



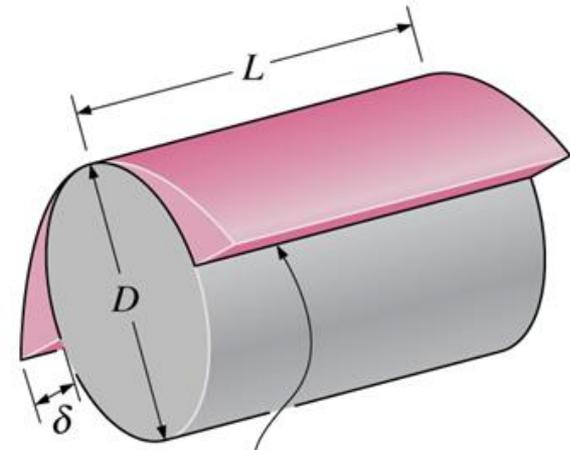
$$p = L$$
$$A_c = L\delta$$
$$D_h = \frac{4A_c}{p} = 4\delta$$

(a) Placa vertical



$$p = \pi D$$
$$A_c = \pi D\delta$$
$$D_h = \frac{4A_c}{p} = 4\delta$$

(b) Cilindro vertical



$$p = 2L$$
$$A_c = 2L\delta$$
$$D_h = \frac{4A_c}{p} = 4\delta$$

(c) Cilindro horizontal

12.8 Condensação em Película

O calor latente de vaporização h_{fg} é o calor libertado quando uma unidade de massa de vapor se condensa e normalmente representa a transferência de calor por unidade de massa do condensado formado durante a condensação. No entanto, o condensado num processo real de condensação é arrefecido até uma temperatura média entre T_{sat} e T_s , libertando ainda mais calor no processo. Rohsenow mostrou em 1956 que o resfriamento do líquido abaixo da temperatura de saturação, pode ser avaliado pela substituição h_{fg} pelo calor latente de vaporização modificado h_{fg}^* , definido como:

$$h_{fg}^* = h_{fg} + 0,68C_{pl} (T_{sat} - T_s) \quad (12.16)$$

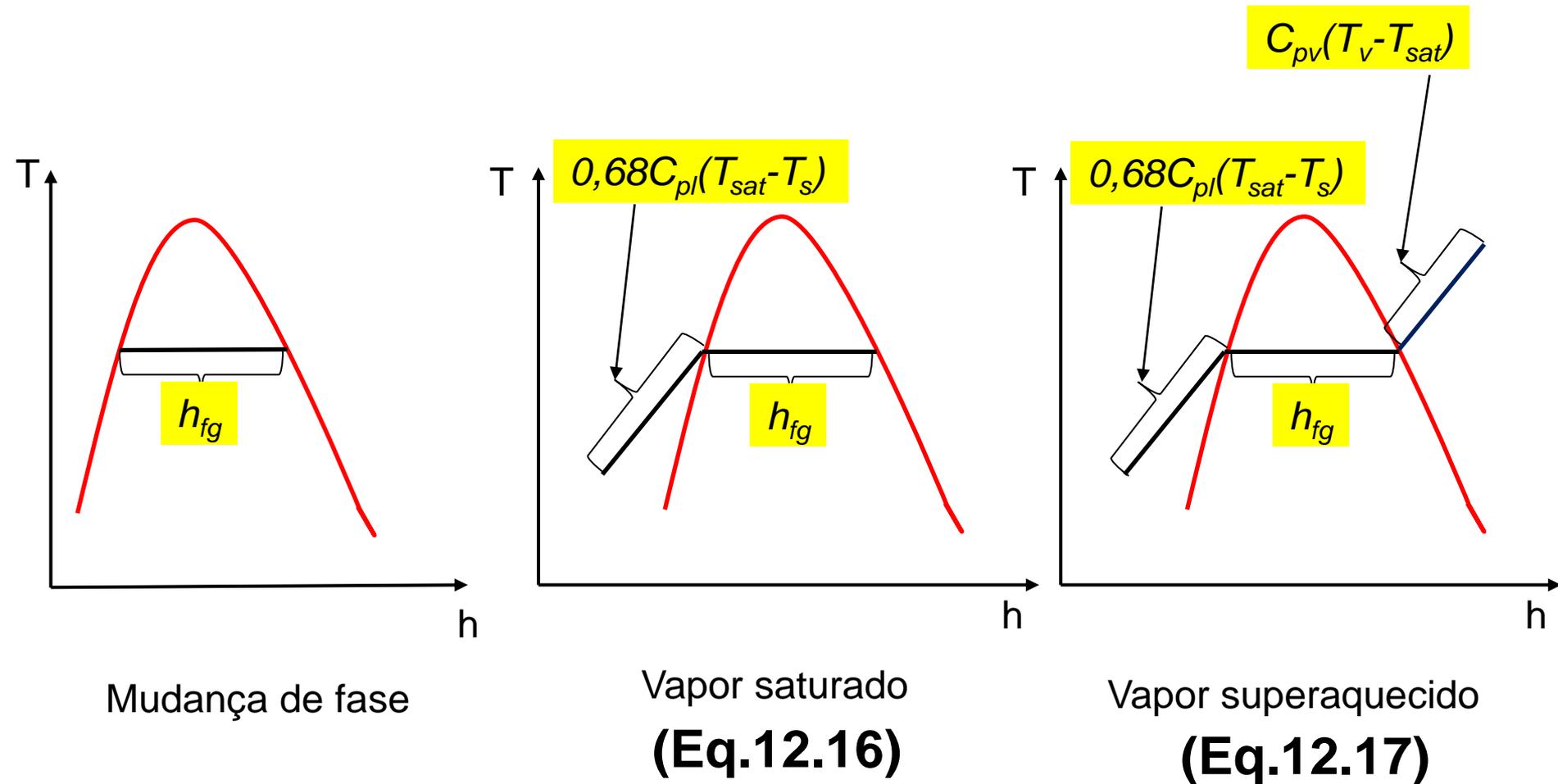
Onde C_{pl} é o calor específico do líquido à temperatura média da película

12.8 Condensação em Película

Pode-se estender a análise para o vapor que entra no condensador como vapor superaquecido a uma temperatura T_v , em vez de vapor saturado. Neste caso, o vapor deve ser arrefecido primeiro até T_{sat} antes que ele possa condensar, e este calor deve ser também transferido para a parede. A quantidade de calor liberta por uma unidade de massa de vapor superaquecido a uma temperatura T_v resfriado para T_{sat} é simplesmente $C_{pv} = (T_v - T_{sat})$, onde C_{pv} é o calor específico do vapor à temperatura média de $(T_v + T_{sat})/2$. O calor latente modificado de vaporização neste caso torna-se:

$$h_{fg}^* = h_{fg} + 0,68C_{pl} (T_{sat} - T_s) + C_{pv} (T_v - T_{sat}) \quad (12.17)$$

12.8 Condensação em Película



12.8 Condensação em Película

Com as considerações atrás tecidas pode-se chegar a que o calor transferido calcula-se de:

$$Q_{condens} = hA_s (T_{sat} - T_s) = mh_{fg}^* \quad (12.18)$$

Onde A_s é que a área de transferência de calor (a superfície em que ocorre a condensação). Resolvendo m a partir da equação acima e substituindo-o na Equação 12.15 encontra-se uma outra relação para o número de Reynolds,

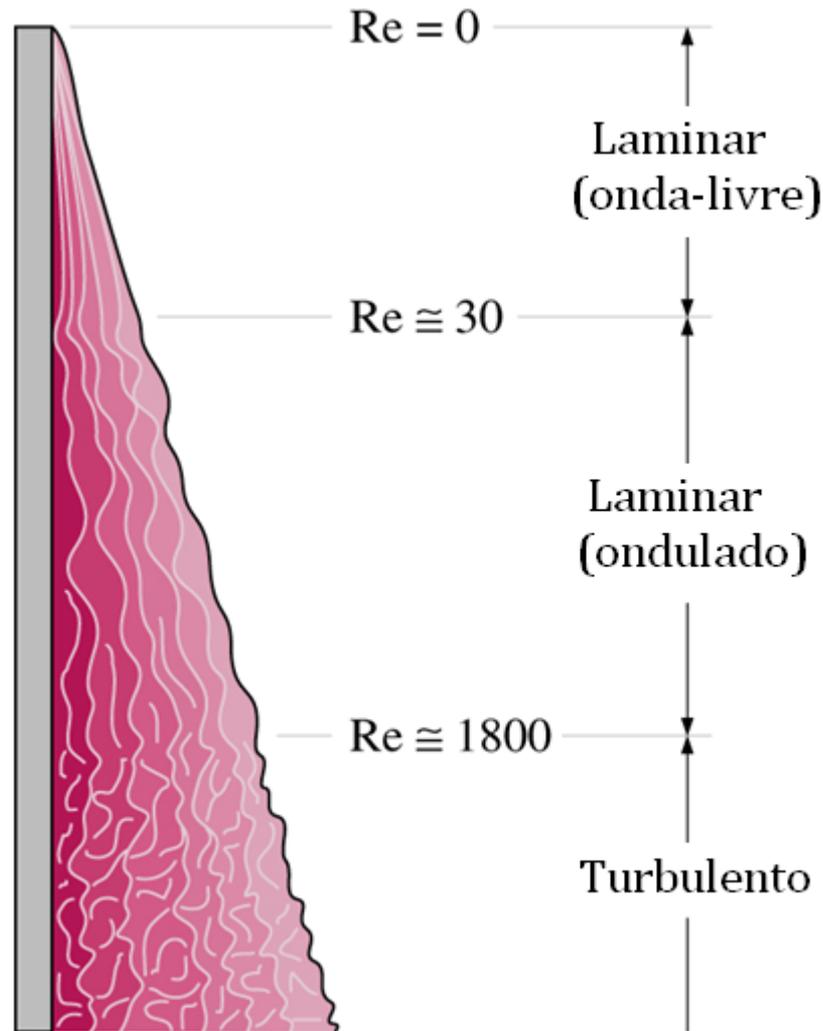
$$Re = \frac{4Q_{condens}}{\rho\mu h_{fg}^*} = \frac{4A_s h (T_{sat} - T_s)}{\rho\mu h_{fg}^*} \quad (12.19)$$

Esta relação é conveniente utilizar-se para determinar o número de Reynolds, quando o coeficiente de transferência de calor de condensação ou a taxa de transferência de calor são conhecidos.

12.9 Regimes de *Fluxo*

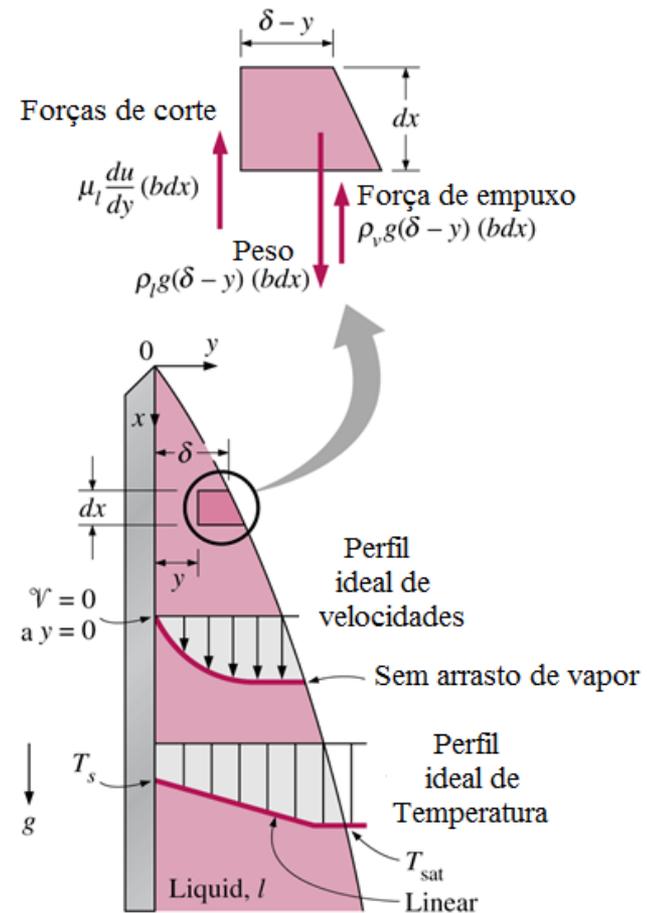
O número de Reynolds para condensação em superfícies exteriores de tubos verticais ou placas aumenta na direção do fluxo devido ao aumento da espessura da película de líquido. O fluxo da película de líquido exibe diferentes regimes dependendo do valor do número de Reynolds. Observa-se que a superfície exterior da película de líquido permanece lisa e com onda-livre, para $Re \leq 30$ e o fluxo é claramente **laminar**. Ondulações ou ondas aparecem na superfície livre do fluxo de condensado com o aumento do número de Reynolds, e o fluxo do condensado fica **completamente turbulento** à cerca de $Re \approx 1800$. O fluxo do condensado é chamado **laminar ondulado** na gama de $450 < Re < 1800$ e **turbulento** para $Re > 1800$. Porém, existe alguma discordância sobre o valor de Re ao qual o fluxo se torna ondulado-laminar ou turbulento.

12.9 Regimes de *Fluxo*



12.10 Transferência de Calor na Condensação em Película

Considere-se uma placa vertical de altura L e largura b que é mantida a uma temperatura constante T_s e é exposta a vapor à temperatura de saturação T_{sat} . A direção descendente é tomada como direção x positiva com a origem colocada no topo da placa onde a condensação inicia.



12.10.1 Placa vertical

Assume-se:

1. Tanto a placa como o vapor são mantidos às temperaturas constantes de T_s e T_{sat} , respectivamente, e a temperatura em toda a película do líquido varia linearmente.
2. A transferência de calor através da película líquida é por condução pura (sem correntes de convecção na película líquido).
3. A velocidade do vapor é baixa (ou zero) pelo que ele não exerce qualquer entrave ao condensado (sem cisalhamento viscoso na interface líquido-vapor).
4. O fluxo de condensado é laminar e as propriedades do líquido são constantes.
5. A aceleração da camada de condensação é desprezível.

12.10.1 Placa vertical

A equação de momentum se transforma em:

$$\frac{\partial^2 u}{\partial y^2} = \frac{1}{\mu_l} \frac{dp}{dx} - \frac{X}{\mu_l} \quad (12.15)$$

Assumindo as seguintes condições de fronteira $(dp/dy) \approx 0$ o que faz com que $(dp/dx) \approx \rho_v g$. A equação do momentum transforma-se em

$$\frac{\partial^2 u}{\partial y^2} = -\frac{g}{\mu_l} (\rho_l - \rho_v) \quad (12.16)$$

Integrando duas vezes e aplicando as condições de fronteira obtém-se:

$$u(y) = \frac{g(\rho_l - \rho_v)\delta^2}{\mu_l} \left[\frac{y}{\delta} - \frac{1}{2} \left(\frac{y}{\delta} \right)^2 \right] \quad (12.17)$$

12.10.1 Placa vertical

A massa condensada por unidade pode ser obtida de:

$$\frac{\dot{m}(x)}{b} = \int_0^{\delta(x)} \rho_l u(y) dy \equiv \Gamma(x) \quad (12.18)$$

Substituindo a Equação 12.17 obtém-se:

$$\Gamma(x) = \frac{g \rho_l (\rho_l - \rho_v) \delta^3}{3 \mu_l} \quad (12.19)$$

Na interface unitária líquido-vapor de comprimento dx , a quantidade de calor dq , transferida para a película é igual a taxa de energia dissipada pela condensação na interface

$$dq = h_{fg} d\dot{m} \quad (12.20)$$

12.10.1 Placa vertical

Se a advenção for desprezada ocorre que a quantidade de calor transferida na interface deve ser igual a taxa de calor transferida para a superfície

$$dq = q_s (b \cdot dx) \quad (12.20)$$

Desde que a lei de distribuição da temperatura seja linear pode-se usar a Lei de Fourier:

$$q_s = \frac{k_l (T_{sat} - T_s)}{\delta} \quad (12.21)$$

Combinando as Equações 12.19 e 12.21 obtém-se:

$$\frac{d\Gamma}{dx} = \frac{k_l (T_{sat} - T_s)}{\delta h_{fg}} \quad (12.22)$$

12.10.1 Placa vertical

Diferenciado a Equação 12.22 obtém-se:

$$\frac{d\Gamma}{dx} = \frac{g\rho_l(\rho_l - \rho_v)\delta^2}{\mu_l} \frac{d\delta}{dx} \quad (12.23)$$

Combinando as equações 12.23 e 12.22 segue que:

$$\delta^3 d\delta = \frac{k_l \mu_l (T_{sat} - T_s)}{g\rho_l(\rho_l - \rho_v)h_{fg}} dx \quad (12.24)$$

Integrando de $x = 0$, onde $\delta=0$, até uma localização x qualquer obtém-se:

$$\delta(x) = \left[\frac{4k_l \mu_l (T_{sat} - T_s) x}{g\rho_l(\rho_l - \rho_v)h_{fg}} \right]^{1/4} \quad (12.25)$$

O resultado deve ser substituído na equação 12.21

12.10.1 Placa vertical

O calor latente de evaporação pode-se expressar pela seguinte correlação:

$$h_{fg}^* = h_{fg} + 0,68C_{pl} (T_{sat} - T_s) \quad (12.26)$$

O fluxo de calor na superfície pode ser expresso por:

$$q_s = h_x (T_{sat} - T_s) \quad (12.27)$$

Substituindo da Equação 12.21 o coeficiente local de convecção é dado por:

$$h_x = \frac{k_l}{\delta} \quad (12.28)$$

12.10.1 Placa vertical

Da Equação 12.28 obtém-se:

$$h_x = \left[\frac{g \rho_l (\rho_l - \rho_v) k_l^3 h_{fg}}{4 \mu_l (T_{sat} - T_s) x} \right]^{1/4} \quad (12.29)$$

Como h_x depende somente de $x^{1/4}$, segue que o coeficiente de convecção para a placa inteira é dado por:

$$h = \bar{h}_L = \frac{1}{L} \int_0^L h_x dx = \frac{4}{3} h_{s=L} = 0,943 \left[\frac{g \rho_l (\rho_l - \rho_v) k_l^3 h_{fg}^*}{\mu_l (T_{sat} - T_s) L} \right]^{1/4} \quad (12.30)$$

12.10.1 Placa vertical

O coeficiente médio de transferência de calor por convecção é dado por:

$$h_{vert} = 0,943 \left[\frac{g \rho_l (\rho_l - \rho_v) k_l^3 h_{fg}^*}{\mu_l (T_{sat} - T_s) L} \right]^{1/4} \quad (12.32)$$

onde :

g = aceleração gravitacional, m/s^2 ,

ρ_l = densidades do líquido e vapor, respectivamente, kg/m^3

μ_l = viscosidade do líquido, $kg/m \cdot s$

$h_{fg}^* = h_{fg} + 0,68 C_{pl} (T_{sat} - T_s)$ calor latente de vaporização modificado, J/kg ,

k_l = condutividade térmica do líquido, $W/m \cdot ^\circ C$,

L = altura da placa vertical, m ,

T_s = temperatura da superfície da placa, $^\circ C$,

T_{sat} = temperatura de saturação do fluido condensado, $^\circ C$,

12.10.1 Placa vertical

O valor total do calor transferido obtém-se com o uso da equação 12.32 na seguinte forma da lei de esfriamento:

$$Q = h_{vert} A (T_{sat} - T_s) \quad (12.33)$$

A taxa total de condensação é determinada da seguinte relação:

$$\dot{m} = \frac{Q}{h_{fg}^*} = \frac{h_{vert} A (T_{sat} - T_s)}{h_{fg}^*} \quad (12.34)$$

12.10.1 Placa vertical

A uma determinada temperatura, $\rho_v \ll \rho_l$ e assim $\rho_l - \rho_v \approx \rho_l$ exceptuando os pontos perto do ponto crítico da substância. Usando esta aproximação e substituindo nas equações obtém-se:

$$\text{Re} \cong \frac{4g\rho_l(\rho_l - \rho_v)\delta^3}{3\mu_l^2} = \frac{4g\rho_l^2}{3\mu_l^2} \left(\frac{k_l}{h_{x=L}} \right)^3 = \frac{4g}{3\nu_l^2} \left(\frac{k_l}{3h_{\text{vert}}/4} \right)^3 \quad (12.35)$$

O coeficiente de transferência de calor por convecção em termos de Re, fica:

$$h_{\text{vert}} \cong 1,47k_l \text{Re}^{-1/3} \left(\frac{g}{\nu_l^2} \right)^{1/3}, \quad \begin{cases} 0 < \text{Re} < 30 \\ \rho_v \ll \rho_l \end{cases} \quad (12.36)$$

12.10.2 Fluxo laminar Ondulado em Placas Verticais

Para o número de Reynolds maior que aproximadamente 30, é observado que formam-se ondas na interface líquido-vapor embora o fluxo na película líquida permaneça laminar. O fluxo neste caso é chamado **laminar ondulado**. As ondas na interface líquido-vapor tendem a aumentar a transferência de calor. Mas as ondas também complicam a análise e fazem com isso, ser muito difícil obter soluções analíticas. Então, é necessário recorrer a estudos experimentais. O aumento da transferência de calor devido ao efeito da onda é, em média, aproximadamente 20 por cento, mas pode exceder 50 por cento. O valor exacto depende do número de Reynolds. Baseado em estudos experimentais, Kutateladze recomenda a seguinte relação para o coeficiente médio de transferência de calor no fluxo condensado laminar ondulado para $q_v \ll q_l$ e $30 < Re < 1800$.

12.10.2 Fluxo laminar Ondulado em Placas Verticais

$$h_{vert,ondulado} = \frac{k_l Re}{1,08 Re^{1,22} - 5,2} \left(\frac{g}{v_l^2} \right)^{1/3}, \quad \begin{cases} 30 < Re < 1800 \\ \rho_v \ll \rho_l \end{cases} \quad (12.37)$$

Uma alternativa simples para a relação acima proposta é:

$$h_{vert,ondulado} = 0,8 Re^{0,11} h_{vert} \quad (12.38)$$

O número de Reynolds pode ser calculado substituindo h na Equação 12.37

$$Re_{vert,ondulado} = \left[4,81 + \frac{3,70 L k_l (T_{sat} - T_s)}{\mu_l h_{fg}^*} \left(\frac{g}{v_l^2} \right)^{1/3} \right]^{0,820}, \quad \rho_v \ll \rho_l \quad (12.39)$$

12.10.2 Fluxo laminar Ondulado em Placas Verticais

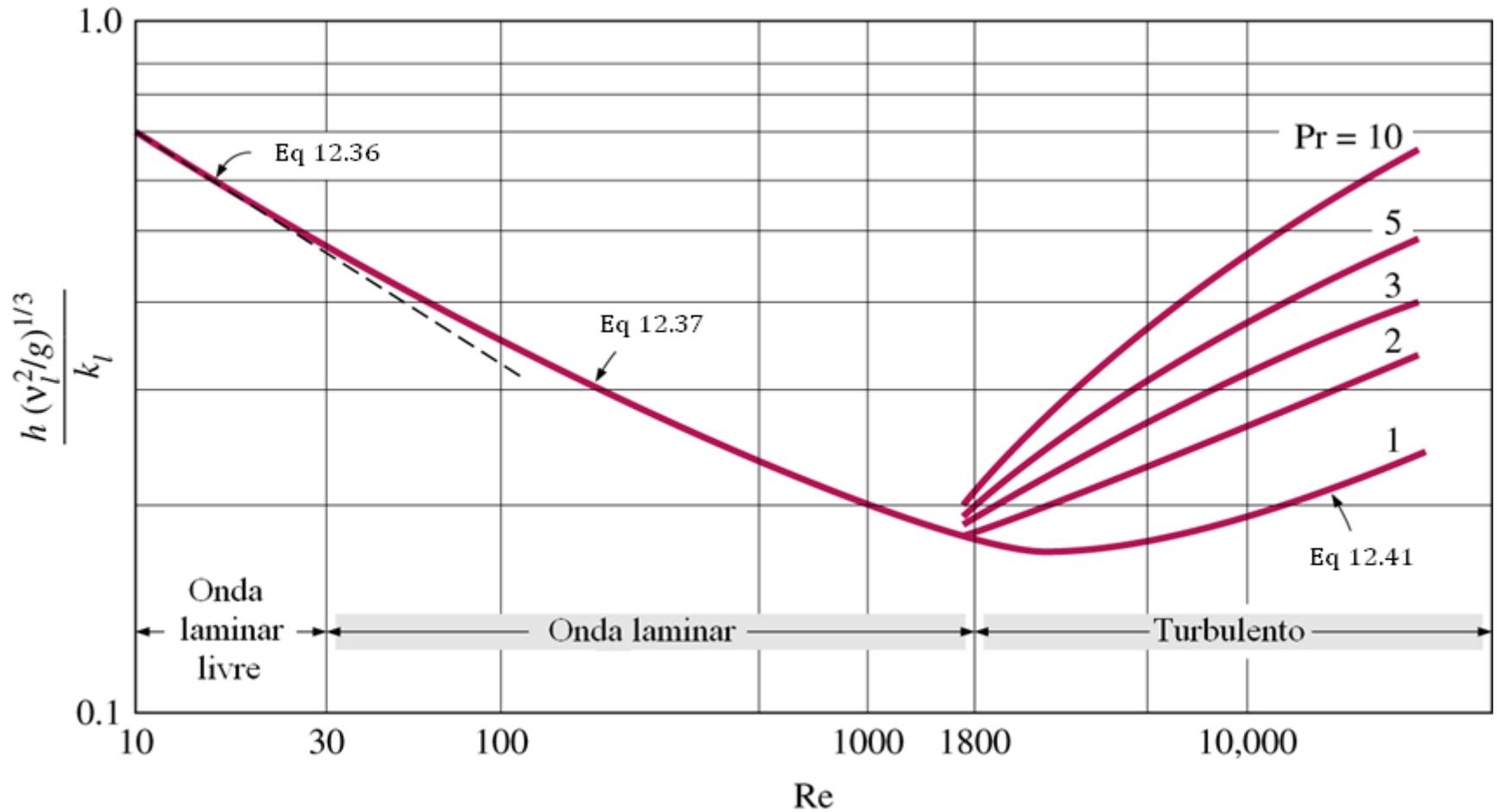
Para o número de Reynolds de cerca de 1800, o fluxo de condensado fica turbulento. Várias relações empíricas de graus e complexidade variados são propostas para o coeficiente de transferência de calor para fluxo turbulento. Mais uma vez assumindo $q_v \ll q_l$ para simplificar Labuntsov propôs a seguinte relação para o fluxo turbulento de condensado em placas verticais:

$$h_{vert,turbulento} = \frac{k_l Re}{8750 + 58 Pr^{-0,5} (Re^{0,75} - 253)} \left(\frac{g}{v_l^2} \right)^{1/3}, \quad \begin{cases} Re > 1800 \\ \rho_v \ll \rho_l \end{cases} \quad (12.40)$$

O número de Reynolds pode ser calculado substituindo h na Equação 12.40

$$Re_{vert,turbulento} = \left[\frac{0,0690 L k_l Pr^{0,5} (T_{sat} - T_s) \left(\frac{g}{v_l^2} \right)^{1/3}}{\mu_l h_{fg}^*} - 151 Pr^{0,5} + 253 \right]^{4/3} \quad (12.41)$$

12.10.2 Fluxo laminar Ondulado em Placas Verticais

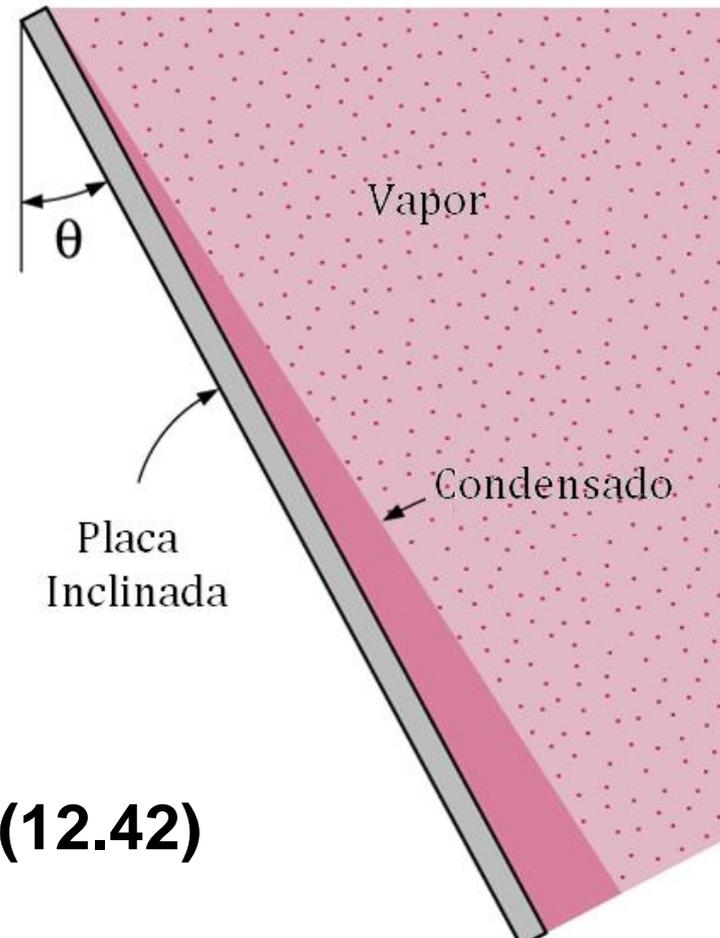


12.10.3 Placas Inclinadas

A Equação 12.32 foi desenvolvida para placas verticais, mas também pode ser utilizada para condensação em película laminar para as superfícies em um ângulo θ em relação à vertical, substituindo g na equação por $g \cos \theta$. Esta aproximação dá resultados satisfatórios, especialmente para $\theta < 60^\circ$.

Note-se que os coeficientes de transferência de calor na condensação em placas verticais e inclinadas estão relacionados entre si por:

$$h_{\text{inclinado}} = h_{\text{vert}} (\cos \theta)^{1/4} \quad (\text{laminar}) \quad (12.42)$$



12.10.4 Tubos Verticais

A Equação 12.32 para placas verticais também pode ser usada para calcular o coeficiente médio de transferência de calor por condensação laminar em película na superfície externa de tubos verticais, desde que o diâmetro do tubo seja grande relativamente à espessura da película do líquido.

12.10.5 Tubos horizontais e Esferas

A análise de Nusselt da condensação em película em placas verticais também pode ser estendida aos tubos horizontais e esferas. O coeficiente médio de transferência de calor de condensação em película sobre a superfície externa de um tubo horizontal é determinado de:

$$h_{\text{horizo}} = 0,729 \left[\frac{g \rho_l (\rho_l - \rho_v) k_l^3 h_{fg}^*}{\mu_l (T_{\text{sat}} - T_s) D} \right]^{1/4} \quad (W/m^2 \cdot ^\circ C) \quad (12.43)$$

Onde D é o diâmetro do tubo horizontal

12.10.5 Tubos horizontais e Esferas

A comparação das relações do coeficiente de transferência de calor num tubo vertical de altura L e um tubo horizontal de diâmetro D dá:

$$\frac{h_{\text{vert}}}{h_{\text{horizo}}} = 1,29 \left(\frac{D}{L} \right)^{1/4} \quad (12.44)$$

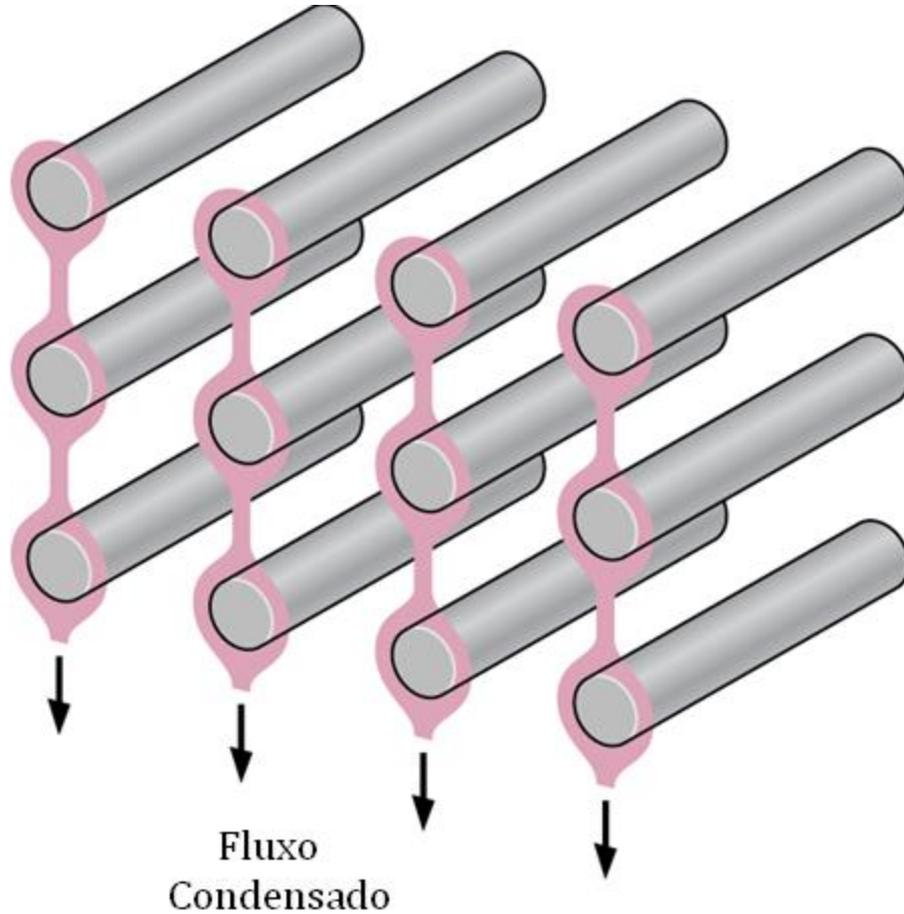
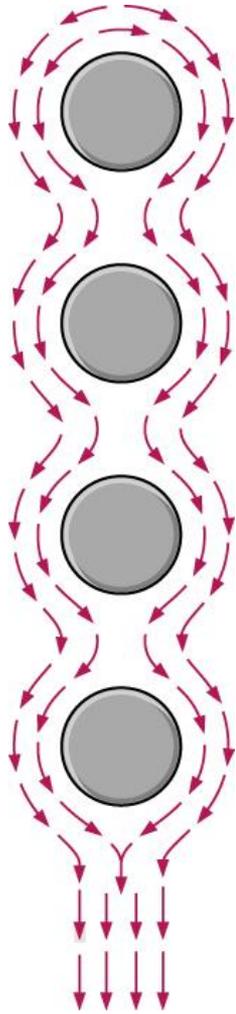
Definir $h_{\text{vertical}} = h_{\text{horizontal}}$ dá $L = 1,294 D^{1/4} = 2,77D$, o que implica que, para um tubo cujo comprimento é 2,77 vezes o seu diâmetro, o coeficiente médio de transferência de calor na condensação laminar de película será o mesmo se o tubo estiver posicionado horizontalmente ou verticalmente. Para $L > 2,77D$, o coeficiente de transferência de calor será maior na posição horizontal.

12.10.6 Bancos de Tubos horizontais

Tubos horizontais empilhados uns em cima dos outros, são comumente usados em projectos de condensadores. A espessura média da película do líquido nos tubos de baixo é muito maior como resultado da condensação que vai caindo por cima deles vinda dos tubos directamente acima. Portanto, o coeficiente médio de transferência de calor nos tubos de baixo nesses arranjos é menor. Supondo que o condensado dos tubos acima seja drenado para os de baixo sem problemas, o coeficiente médio de transferência de calor por condensação em película para todos os tubos numa camada vertical pode ser expresso como:

$$h_{horiz,N\ tubos} = 0,729 \left[\frac{g \rho_l (\rho_l - \rho_v) k_l^3 h_{fg}^*}{\mu_l (T_{sat} - T_s) ND} \right]^{1/4} = \frac{1}{N^{1/4}} h_{horiz,1\ tubo} \quad (W/m^2 \cdot ^\circ C) \quad (12.45)$$

12.10.6 Bancos de Tubos horizontais



12.10.6 Bancos de Tubos horizontais

A maioria dos processos de condensação encontrados em aplicações de refrigeração e ar condicionado, envolvem condensação em superfícies internas de tubos horizontais ou verticais. A análise de transferência de calor de condensação dentro de tubos é complicada pelo facto de ela ser fortemente influenciada pela velocidade do vapor e pela taxa de depósito de líquido nas paredes dos tubos.

Para velocidades baixas de vapor, Chato recomenda a seguinte expressão para a condensação:

12.10.6 Bancos de Tubos horizontais

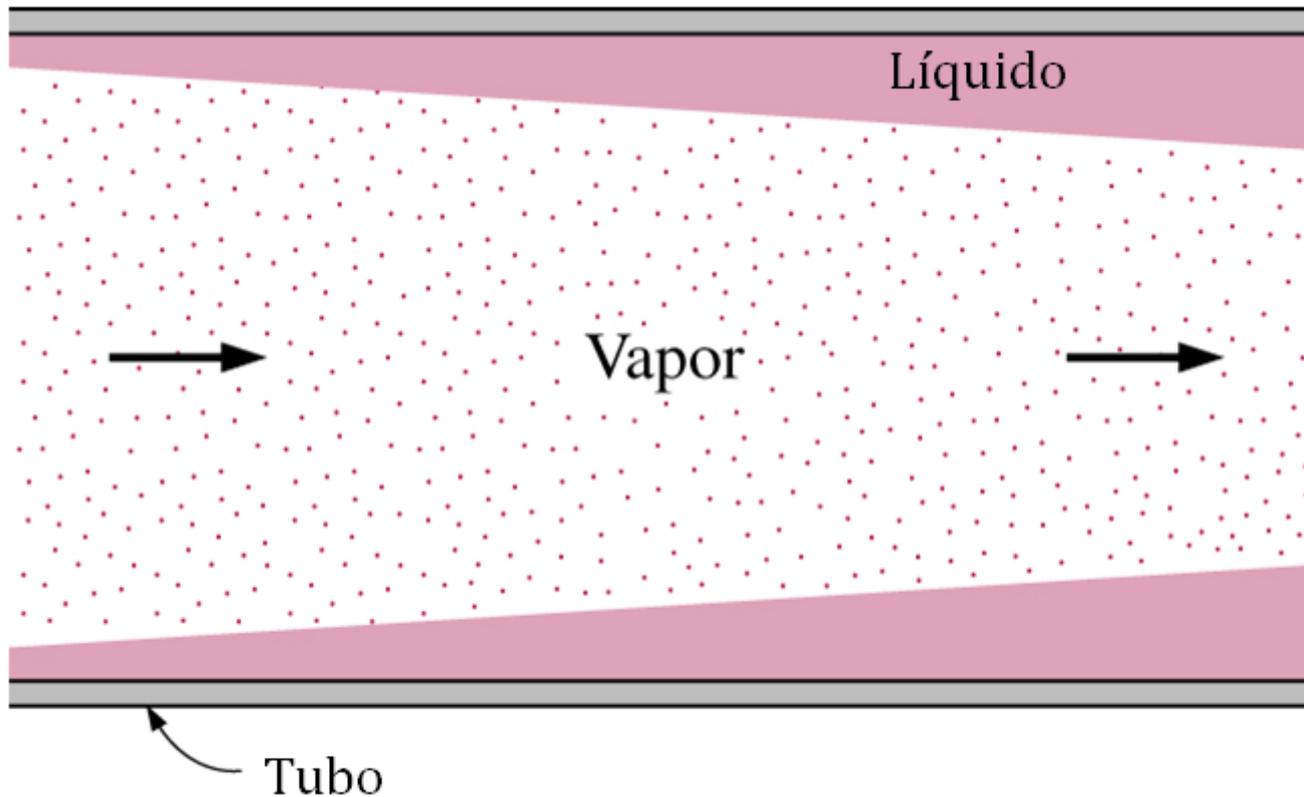
$$h_{\text{interno}} = 0,555 \left[\frac{g \rho_l (\rho_l - \rho_v) k_l^3}{\mu_l (T_{\text{sat}} - T_s) D} \left(h_{fg} + \frac{3}{8} C_{pl} (T_{\text{sat}} - T_s) \right) \right]^{1/4} \quad (12.46)$$

Para baixas velocidades de valor tais como:

$$\text{Re}_{v,i} = \left(\frac{\rho_v u_{m,v} D}{\mu_v} \right)_i < 35000 \quad (12.47)$$

Onde o número de Reynolds do vapor deve ser avaliado nas condições de entrada do tubo usando o diâmetro interno do tubo, como a dimensão característica. As correlações para o coeficiente de transferência de calor para velocidades mais altas de vapor são dadas por Rohsenow.

12.10.7 Condensação na Película de Tubos Horizontais



12.11 Condensação da Gota

A condensação em gotas é caracterizada por inúmeras gotículas de diâmetros variados na superfície de condensação, em vez de uma película contínua de líquido. É um dos mecanismos mais eficazes de transferência de calor e por meio dele podem-se alcançar coeficientes de transferência de calor extremamente elevados.

Na condensação em gotas, as gotas pequenas que se formam nos locais de nucleação na superfície, crescem como resultado da condensação contínua e aglutinam-se em grandes gotas, que deslizam para baixo quando atingem uma certa dimensão, limpando a superfície e expondo-a ao vapor.

12.11 Condensação da Gota



12.11 Condensação da Gota

Os coeficientes típicos de transferência de calor na condensação da gota são maiores que na condensação da película.

Muitos dos sistemas superfície-fluido estudados, são entre vapor e uma superfície de cobre e correlacionam-se pelas expressões:

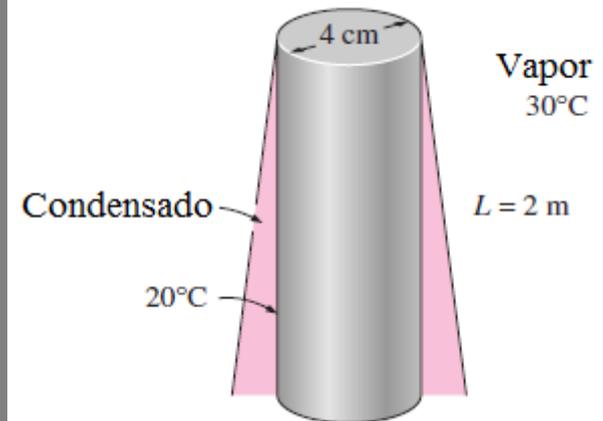
$$h_{dc} = \begin{cases} 51104 + 2044T_{sat} & 22^{\circ}C < T_{sat} < 100^{\circ}C \\ 255510 & 100^{\circ}C < T_{sat} \end{cases} \quad (12.48)$$

Onde o coeficiente de transferência de calor por convecção tem as unidades ($\text{W}/\text{m}^2 \cdot \text{K}$)

Exemplo 25.1

Vapor saturado a 30°C condensa do lado de fora de um tubo vertical de 4 cm de diâmetro exterior e 2 m de comprimento. A temperatura do tubo é mantida a 20°C , por meio de água de arrefecimento. Determinar:

- (a) a taxa de transferência de calor do vapor para a água de arrefecimento;
- (b) a taxa de condensação de vapor; e
- (c) a espessura aproximada da película do líquido no fundo do tubo.



Exemplo 25.1 Resolução (I)

Assume-se: 1 Regime permanente. 2 Os tubos são isotérmicos. 3 O tubo pode ser tratado como uma placa vertical. 4 O fluxo de condensado é laminar ondulado sobre todo o tubo (esta hipótese será verificada). 5 A análise de Nusselt pode ser usada para determinar a espessura da camada da película de condensado. 6 A massa específica do vapor é muito menor que a massa específica do líquido $\rho_v \ll \rho_l$.

Propriedades: As propriedades da água a temperatura de saturação de 30 °C são $h_{fg} = 2431 \times 10^3 \text{ J/kg}$ e $\rho_v = 0,03 \text{ kg/m}^3$

Exemplo 25.1 Resolução (II)

As propriedades da água no estado líquido a temperatura da película $T_p = (T_{\text{sat}} + T_s) / 2 = (30 + 20) / 2 = 25^\circ\text{C}$ são (Tabela A-9),

$$\rho_l = 997,0 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_l = 1,002 \times 10^{-3} \text{ kg/m} \cdot \text{s}$$

$$\nu_l = \mu_l / \rho_l = 1,005 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$C_{pl} = 4180 \text{ J/kg} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$k_l = 0,607 \text{ W/m} \cdot ^\circ\text{C}$$

Análise: (a) O calor latente de evaporação modificado é dado por:

$$\begin{aligned} h_{fg}^* &= h_{fg} + 0,68 C_{pl} (T_{\text{sat}} - T_s) \\ &= 2431 \times 10^3 \text{ J/kg} + 0,68 \times 4180 \text{ J/kg} \cdot ^\circ\text{C} (30 - 20)^\circ\text{C} = 2459 \times 10^3 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

Exemplo 25.1 Resolução (III)

Assumindo fluxo laminar ondulado o número de Reynolds é dado por:

$$\begin{aligned} \text{Re} = \text{Re}_{\text{vertical,ondulado}} &= \left[4,81 + \frac{3,70Lk_l(T_{\text{sat}} - T_s)}{\mu_l h_{fg}^*} \left(\frac{g}{\nu_l^2} \right)^{1/3} \right]^{0,820} \\ &= \left[4,81 + \frac{3,70 \times (2 \text{ m}) \times (0,607 \text{ W/m} \cdot \text{°C}) \times (30 - 20) \text{°C}}{(1,002 \times 10^{-3} \text{ kg/m} \cdot \text{s}) (2459 \times 10^3 \text{ J/kg})} \left(\frac{9,8 \text{ m/s}^2}{(1,005 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s})^2} \right)^{1/3} \right]^{0,82} = 133,9 \end{aligned}$$

Que está entre 30 e 1800 então o coeficiente de transferência de calor por convecção é dado por:

$$\begin{aligned} h = h_{\text{vertical,ondulado}} &= \frac{\text{Re} k_l}{1,08 \text{Re}^{1,22} - 5,2} \left(\frac{g}{\nu_l^2} \right)^{1/3} \\ &= \frac{133,9 \times (0,607 \text{ W/m} \cdot \text{°C})}{1,08(133,9)^{1,22} - 5,2} \left(\frac{9,8 \text{ m/s}^2}{(1,005 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s})^2} \right)^{1/3} = 4132 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C} \end{aligned}$$

Exemplo 25.1 Resolução (IV)

A área de transferência de calor do tubo é

$A = \pi DL = 0,04 \cdot 2 = 0,2513 \text{ m}^2$. Então o calor total transferido neste processo de condensação será:

$$\dot{Q} = hA_s(T_{\text{sat}} - T_s) = (4132 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C})(0,2513 \text{ m}^2)(30 - 20)^\circ\text{C} = \mathbf{10385 \text{ W}}$$

A taxa de condensação do vapor será:

$$\dot{m}_{\text{condensation}} = \frac{\dot{Q}}{h_{fg}^*} = \frac{10385 \text{ J/s}}{2459 \times 10^3 \text{ J/kg}} = \mathbf{4,22 \times 10^{-3} \text{ kg/s}}$$

A espessura da película do líquido condensado na parte de baixo do tubo é dada pela combinação de $\delta_1 = k_l/h_1$ e $h = 4/3h_1$

$$\delta_L = \frac{4k_l}{3h} = \frac{4(0,607 \text{ W/m} \cdot ^\circ\text{C})}{3(4132 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C})} = 0,196 \times 10^{-3} = \mathbf{0,2 \text{ mm}}$$