3. 熱エネルギー移動(その3)

3.4 自然対流熱伝達と相変化を伴う熱伝達

<u>3.4.1 自然対流熱伝達</u>

◇ 自然対流熱伝達の基礎

自然対流とは、媒体を加熱(冷却)したことによって生じる力を駆動力とする媒体の移動

体積変化に基づく密度差による浮力 温度による表面張力の変化 など

一般には「自然対流」といえば浮力を駆動力とする自然対流を指すことが多い。

自然対流によって生じた流れによる対流伝熱
 流体中の温度分布
 ↑↓
 加熱と流れが関連している
 自然対流による流れ

加熱と流れが関連している ↓ 加熱のしかたによって熱伝達率が変化する

◇ 垂直平板のまわりの自然対流

図 3.4.1 は加熱された垂直平板に沿う自然対流の様子を等温線で示したものである。温度境界層 (図中の縞の見える部分)の厚さが平板下端からゆっくり増加していくことがわかる。平板下端か ら 50 cm (図中の数字はインチ表示、1インチ = 25.4 mm)までは温度境界層は層流で、それ以降 では攪乱を伴った乱流境界層となっている。



図 3.4.1 加熱された垂直平板に沿う自然対流

○ 温度分布

図 3.4.1 の等温線からもわかるとおり、自然対流境界層内の温度分布は壁近傍で壁面温度、境界 層の外側で周囲流体温度となる単調な分布である。

○ 速度分布

周囲流体を駆動しているのは平板からの加熱による温度境界層の浮力であるから、駆動力は壁に 近いほど大きい。しかし、周囲流体は粘性流体であるから、壁では速度 =0 となる。したがって自 然対流境界層内の速度分布は境界層内で極大値をもった分布形状となる。



図 3.4.2 自然対流境界層内の温度および速度分布

◇ 自然対流境界層内の基礎方程式

自然対流境界層内のエネルギーの保存式および流れの連続の式は基本的に強制対流の場合と変わりない。ただし運動量の保存式には流体にはたらく浮力(重力と考えても良い)の項を含める必要がある。

浮力を含めた運動量の釣合の式

$$u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} = v \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} + g\beta(T - T_\infty)$$
 ...(3.4.1)
連続の式
 $\frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} = 0$...(3.3.5)
 $x \stackrel{?}{x} \stackrel{?}{\mu} \stackrel{Y}{=} - 5$ 程式
 $u \frac{\partial T}{\partial x} + v \frac{\partial T}{\partial y} = \alpha \frac{\partial^2 T}{\partial y^2}$...(3.3.11')

◇ プロフィル法による温度分布と速度分布の解析

プロフィル法は、境界層内の速度分布(温度分布)をもっともらしい関数で与えておき、これが 境界層内全体で運動方程式(エネルギー方程式)を満足するよう未定常数を決定する方法である。

垂直平板に沿う自然対流境界層内の速度分布と温度分布の仮定

速度分布: $\frac{u}{u_x} = \frac{y}{\delta} \left(1 - \frac{y}{\delta} \right)^2 \qquad ...(3.4.2)$

温度分布:

$$\frac{T - T_{\infty}}{T_w - T_{\infty}} = \left(1 - \frac{y}{\delta}\right)^2 \qquad \dots (3.4.3)$$

ここで δ は境界層厚さ、 u_x は上昇流の代表速度であり、次のように近似する。

$$u_x = C_1 x^m$$
 ...(3.4.4)
 $\delta = C_2 x^n$...(3.4.5)

これらを境界層内で積分された運動量の式とエネルギー方程式

$$\frac{\partial}{\partial x} \int_0^\delta u^2 dy = -\nu \left(\frac{\partial u}{\partial y}\right)_{y=0} + g\beta \int_0^\delta (T - T_\infty) dy \qquad \dots (3.4.6)$$

$$\frac{\partial}{\partial x} \int_0^\delta u (T - T_\infty) dy = -\alpha \left(\frac{\partial T}{\partial y} \right)_{y=0} \qquad \dots (3.4.7)$$

に代入し、すべてのxで成立する未定常数 C_1 、 C_2 、m、nを決定すると、

$$u_x = 5.17 \, v \left(\frac{v}{\alpha} + \frac{20}{21} \right)^{-0.5} \left(\frac{g \beta (T_w - T_\infty)}{v^2} \right)^{0.5} x^{0.5} \qquad \dots (3.4.8)$$

$$\delta = 3.93 \left(\frac{v}{\alpha}\right)^{0.5} \left(\frac{v}{\alpha} + \frac{20}{21}\right)^{0.25} \left(\frac{g\beta(T_w - T_w)}{v^2}\right)^{0.25} x^{0.25} \qquad \dots (3.4.9)$$

◇ 局所熱伝達率

この結果を用いて平板の局所熱伝達率 h_x を求めると、

$$h_x = \frac{q}{T_w - T_\infty} = \frac{-k \left(\frac{\partial T}{\partial y}\right)_{y=0}}{T_w - T_\infty} = k \frac{2}{\delta} \qquad \dots(3.4.10)$$

ヌッセルト数で表せば、

$$Nu_{x} = \frac{h_{x}x}{k} = 0.508 \left(\frac{Pr}{0.952 + Pr}\right)^{0.25} \left(Pr \, Gr_{x}\right)^{0.25} \dots (3.4.11)$$

ここで、 $Pr = v/\alpha$ (プラントル数)、 $Gr_x = g\beta(T_w - T_\infty)x^3/v^2$ (グラスホフ数) である。

◇ 平均熱伝達率

平均熱伝達率(ヌッセルト数) Numは高さLの温度一様の平板に対して、

$$Nu_m = \frac{4}{3} Nu_{x,x=L} = 0.677 \left(\frac{Pr}{0.952 + Pr}\right)^{0.25} \left(PrGr_L\right)^{0.25} \dots (3.4.12)$$

※ 自然対流境界層が乱流に遷移した場合には(3.4.12)式は使用できない。このときには *Gr_x*の指数 は 0.33 に近づくことが知られている。

◇ その他の自然対流熱伝達の熱伝達率

・垂直平板 (0.72 \leq $Pr \leq$ 10)	
$Nu_m = 0.56 (Pr Gr_L)^{0.25}$	(壁温一定、層流 ($10^5 \le Pr Gr_L \le 10^8$))
$Nu_m = 0.12 \left(Pr Gr_L \right)^{0.33}$	(壁温一定、乱流 ($10^8 < Pr Gr_L$))
・水平円柱	
$Nu_m = 0.53 \left(Pr Gr_d \right)^{0.25}$	(壁温一定、 $10^3 \leq Pr Gr_d \leq 10^8$)
• 球	
$Nu_m = 0.513 (Pr Gr_d)^{0.25}$	(壁温一定、 $3 \times 10^6 \leq Pr Gr_d \leq 8 \times 10^6$)
$Nu_m = 2 + 0.43 (Pr Gr_d)^{0.25}$	(壁温一定、1 \leq $Gr_{d} \leq$ 10 ⁵)
・水平平板(1辺Lの正方形)	
加熱平板の上面:	
$Nu_m = 0.54 \left(Pr Gr_L \right)^{0.25}$	(壁温一定、層流 ($10^5 \leq Pr Gr_L \leq 2 \times 10^7$))
$Nu_m = 0.14 \left(Pr Gr_L \right)^{0.33}$	(壁温一定、乱流($2 \times 10^7 < Pr Gr_L$))
加熱平板の下面:	
$Nu_m = 0.27 (Pr Gr_L)^{0.25}$	(壁温一定、 $3 \times 10^5 \leq Pr Gr_L \leq 3 \times 10^{10}$)

※ 直径の大きな垂直円柱の熱伝達率は高さを代表長さとして垂直平板の式から求めることができる。

3.4.2 沸騰熱伝達

◇ 相変化と潜熱

・相変化 物質の「相」が変化すること
 ex. 固体 ←→ 液体 (融解・凝固)
 液体 ←→ 気体 (蒸発・凝縮)

・潜 熱 相変化に際して出入りするエネルギー

水の蒸発潜熱 2440 kJ/kg

※ 潜熱のやりとりは一定温度(凝固点、沸点など) で行われる。

他の伝熱とは異なる形態(見かけ上、比熱無限大)

Î

◇ 沸騰熱伝達

・沸騰現象 液体を加熱したとき、加熱面で相変化(液→気)が起こる現象

液体が静止:	プール沸騰(狭義の沸騰)、	自然対流熱伝達
液体が流動:	強制対流沸騰	

沸騰熱伝達の特徴

伝熱面上で「相変化」が生じている	\rightarrow	相変化に関与する液体の温度一定
蒸発によって生じた「蒸気」が液体を攪拌する	\rightarrow	浮力対流より強い流れが生じる

↓ 高い熱伝達率、複雑な伝熱挙動

沸騰熱伝達の整理



図 3.4.3 沸騰熱伝達を生じている伝熱面近傍の温度分布

液体の沸点(飽和温度 T_{sat}) と実際の液温 T_b との差=サブクール度($\Delta T_{sub} = T_{sat} - T_b$) 伝熱面温度 T_s と液体の飽和温度 T_{sat} の差=過熱度($\Delta T_e = T_s - T_{sat}$) ※ 液体より伝熱面の方が必ず温度が高いことに注意

◇ 沸騰熱伝達率

 $q = h \Delta T_e = h \left(T_s - T_{sat} \right)$

沸騰熱伝達の整理には、伝熱面と液体の飽和温度の差に基づく熱伝達率を用いる。沸騰熱伝 達率は、液体の物性値や伝熱面の姿勢のみならず、気泡の運動の激しさによって強く影響される。

◇ プール沸騰における熱伝達 (抜山の飽和プール沸騰の実験と沸騰曲線)



図 3.4.4 飽和液内の発熱細線まわりの沸騰熱伝達(抜山の実験) 飽和液:サブクール度 *ΔT*_{sub} = 0 K

・沸騰の状態の領域分け

(1) 自然対流領域 :

(2) 核沸騰領域 :

(3) 遷移領域

蒸気の発生の見られない低加熱領域

「核」状の蒸気泡が見られる沸騰形態

核沸騰から膜沸騰へ至る不安定な領域

(4) 膜沸騰領域 :

:

伝熱面が蒸気で覆われ、液体が直接伝熱面に接触しない沸騰形態

核沸騰領域の最後にみられる伝達熱流束の極大値を「限界熱流束」、この点を「バーンアウト (burn-out) 点」という。



図 3.4.5 細線の過熱度と伝達熱流束の関係(抜山の沸騰曲線)



図 3.4.6 各領域における沸騰の状態

◇ 沸騰熱伝達の実験式と影響因子

沸騰熱伝達に関しては多くの研究者によりさまざまな実験式が提唱されている。以下にそのいく つかを示す。

△ 飽和プール核沸騰の熱伝達

・Rohsenow の実験式:

$$q = \mu_l L \sqrt{\frac{g(\rho_l - \rho_v)}{\sigma}} \left(\frac{c_{p_l} \Delta T_e}{C_s L P r_l^n}\right)^3$$

...(3.4.13)

ここで、Lは液体の蒸発潜熱、 σ は表面張力 (N/m) であり、添字lは液体をvは蒸気を表す。 C_s およびnは伝熱面と液体の組み合わせにより次のような値を取る。

伝熱面=液体	$C_{\rm s}$	п
水=銅(機械加工面)	0.0068	1.0
水=銅(磨いた面)	0.0130	1.0
水=ステンレス鋼 (磨いた面)	0.0130	1.0
水=真鍮	0.0060	1.0
水=白金	0.0130	1.0
エチルアルコール=クロム	0.0027	1.7

・Insinger & Bliss の式:

大気圧下の水の核沸騰に対して

$$\log_{10} \left(0.0197 \frac{q}{\Delta T_e} \right) = 0.363 + 0.923 \log_{10} \left(0.00308 q \right) - 0.047 \left\{ \log_{10} \left(0.00308 q \right) \right\}^2$$
...(3.4.14)

ただし伝達熱流束 qは W/m^2 、伝熱面過熱度 ΔT_e は K の単位で計算すること。

△ 飽和プール核沸騰の最大熱流束の実験式

・Zuber の理論式:

$$q_{\max} = \frac{\pi}{24} L \rho_{\nu} \left\{ \frac{\sigma g(\rho_l - \rho_{\nu})}{\rho_{\nu}^2} \right\}^{1/4} \left(1 + \frac{\rho_{\nu}}{\rho_l} \right)^{1/2} \dots (3.4.15)$$

沸騰伝熱は複雑な現象であるため、多くの因子に影響される。その代表例をいくつかあげる。

△ 伝熱面の性状:

沸騰伝熱は伝熱面からどのように気泡が発生するかによって大きく影響される。伝熱面には微細な凹凸があり、その形状によっては気泡が伝熱面を離れた後にも微量な蒸気が凹部に捕らえられていることがある(Reentrant Cavity、図 3.4.7 参照)。このような凹凸があると気泡発生はおおいに促進され、同一過熱度における沸騰伝熱は大幅に増大する(逆に言うときわめて滑らかな伝熱面では 沸騰はおこりにくい)。この性質を利用して Reentrant Cavity を人工的に伝熱面上に作り、沸騰伝熱を促進する方法が実用化されている(図 3.4.8(a)、(b))。



図 3.4.7 Re-entrant Cavity = 気泡発生点



図 3.4.8 沸騰促進面の例((a): 焼結面、(b): サーモエクセル)

△ サブクールの影響:

プール沸騰の液体温度が飽和温度に達していない場合、伝熱面上に生じた蒸気泡は液面に達する

までに周囲液体に冷却され縮小し、消滅する。このような沸騰形態をサブクール沸騰と呼ぶ。この ときの沸騰伝熱による熱流束は先の実験式で表されるが、最大熱流束はサブクール度*AT*_{sub}に比例し て増大する。

△ 流動の影響:

流動している液体での沸騰伝熱(強制対流沸騰伝熱)は、工学的には沸騰伝熱と強制対流伝熱と を独立に扱って良い。すなわち、

$$q_{total} = q_{boil} + q_{conv}$$

...(3.4.16)

 q_{boil} は前述のプール沸騰の実験式を、 q_{conv} は対流伝熱の実験式をそれぞれ用いて見積る。

3.4.3 凝縮熱伝達

◇ 凝縮現象と凝縮熱伝達

蒸気の中に冷却面をおくとその上で蒸気が凝縮して液体となる。凝縮にともなう潜熱の伝熱面へ の移動を**凝縮熱伝達**という。

気液界面では温度一定(飽和温度)

*伝熱面温度はそれより低いことに注意(液膜の厚さによる)

 ex)
 エアコン室外器内部の冷媒の凝縮

 除湿器表面での水分の凝縮
 など

・凝縮の形態



伝熱面(凝縮面)の「ぬれ」がよい 場合には凝縮液は伝熱面上を連続し た「膜」状に流下する。

図 3.4.9 膜状凝縮



伝熱面(凝縮面)がぬれにくい場合 には凝縮液は滴状で凝縮面を転がり 落ちる。

図 3.4.10 滴状凝縮



図 3.4.11 直接接触凝縮

滴状凝縮では流下する液滴が付着している液滴を取り込んで液膜のない伝熱面が常にあらわれて いる(<u>熱伝達率 高)</u>。また、直接接触凝縮では伝熱面がなく、冷たい液相と蒸気とが直接接触し て凝縮する。

・凝縮熱伝達率 凝縮に伴う潜熱移動に関する熱伝達率 凝縮熱伝達率 高 → 凝縮量 大

$$h = \frac{q}{T_{sat} - T_s} \qquad \dots (3.4.17)$$

ここでqは凝縮潜熱の熱流束であり、 $q = 潜熱×単位面積・単位時間あたりの凝縮量、<math>T_{sat}$ は飽和温度、 T_s は凝縮面温度である。

◇ 垂直平板上の層流膜状凝縮熱伝達

最も単純な凝縮熱伝達の形態が垂直平板上の層流膜上凝縮熱伝達である。ただしこれを理論的に 解析しようとするといくつかの仮定を必要とする(Nusseltの仮定)。

- (1) 液膜の流れは層流で、その物性値は一定
- (2) 気相は純粋な蒸気であり、温度は飽和温度で一定
- (3) 凝縮面の温度は一定
- (4) 蒸気と液膜の間の粘性力は無視できる。
- (5) 液膜厚さ方向の流れと熱伝達は無視できる。
- このときの液膜の様子は下図のようになる。





液膜内の鉛直方向の運動方程式は境界層近似した形で、

$$\mu_l \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} = \frac{\partial p}{\partial x} - g\rho_l$$

液膜内の垂直方向の圧力勾配(∂p/∂x)は気相内のそれと等しいと考えられる(境界層近似)から

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

これを以下の境界条件の下で解く。

y=0(平板上)で $y=\delta$ (液膜厚さ、xの関数)で du/dy=0解は以下の通り。

$$u(y) = \frac{g(\rho_l - \rho_v)\delta^2}{\mu_l} \left\{ \frac{y}{\delta} - \frac{1}{2} \left(\frac{y}{\delta} \right)^2 \right\} \qquad \dots (3.4.18)$$

これから伝熱面単位幅あたりの流下凝縮液質量流量 m が x の関数として次のように求められる。

$$m = \int_{0}^{\delta(x)} \rho_{l} u(y) dy = \frac{g \rho_{l} (\rho_{l} - \rho_{v}) \delta^{5}}{3\mu_{l}} \qquad \dots (3.4.19)$$

さて、 δ はまだ未知関数である。 δ を決定するには液膜上の凝縮潜熱の移動を考える必要がある。 液膜上に上図に示すような試験体積をとると、この部分における流下凝縮液質量流量の増分 $(\partial m/\partial x)$ は、

$$\frac{\partial m}{\partial x} = \frac{g\rho_l(\rho_l - \rho_v)\delta^2}{\mu_l}\frac{\partial \delta}{\partial x}$$

この増加に伴う潜熱は凝縮面へ液膜内の熱伝導によって伝えられねばならない。すなわち、凝縮面 温度を T。として、

$$L\frac{\partial m}{\partial x} = \frac{Lg\rho_l(\rho_l - \rho_v)\delta^2}{\mu_l}\frac{\partial \delta}{\partial x} = \frac{k_l(T_{sat} - T_s)}{\delta}$$

これを δ に関して解くと、

$$\delta(x) = \left\{ \frac{4k_l \mu_l (T_{sat} - T_s) x}{g \rho_l (\rho_l - \rho_v) L} \right\}^{1/4} \dots (3.4.20)$$

したがって潜熱移動に伴う局所熱伝達率 h_xは、

$$h_{x} = \frac{L\frac{\partial m}{\partial x}}{T_{sat} - T_{s}} = \frac{k_{l}}{\delta} = \left\{ \frac{g\rho_{l}(\rho_{l} - \rho_{v})k_{l}^{3}L}{4\mu_{l}(T_{sat} - T_{s})x} \right\}^{1/4} \dots (3.4.21)$$

高さ1の垂直平板に対する平均熱伝達率hは

$$h = \frac{1}{l} \int_{0}^{l} h_{x} dx = \frac{4}{3} \left\{ \frac{g\rho_{l}(\rho_{l} - \rho_{v})k_{l}^{3}L}{4\mu_{l}(T_{sat} - T_{s})l} \right\}^{1/4} = 0.943 \left\{ \frac{g\rho_{l}(\rho_{l} - \rho_{v})k_{l}^{3}L}{\mu_{l}(T_{sat} - T_{s})l} \right\}^{1/4} \dots (3.4.22)$$

実際にこれらの式を使用する場合には蒸気の凝縮潜熱Lには

$$L'=L+0.68c_{pl}(T_{sat}-T_s)$$
を用いることが推奨されている。

◇ 他の形態の層流膜状凝縮熱伝達

・直径 D の水平円管および球の上の層流膜状凝縮

$$h = C \left\{ \frac{g \rho_l (\rho_l - \rho_v) k_l^3 L}{\mu_l (T_{sat} - T_s) D} \right\}^{1/4} ...(3.4.23)$$

球に対して C = 0.815
円柱に対して C = 0.729

円管列上の膜状凝縮

水平円管が縦に N 列連なっている場合、下段の円管には上段の円管による凝縮液が流下してくる ため、凝縮液膜が厚くなり、熱伝達率は低下する。

$$h_{N} = 0.729 \left\{ \frac{g\rho_{l}(\rho_{l} - \rho_{v})k_{l}^{3}L}{N\mu_{l}(T_{sat} - T_{s})D} \right\}^{1/4} \dots (3.4.24)$$

◇ 乱流膜状凝縮熱伝達

凝縮液膜の厚さがある臨界値を越えると液膜の流れは層流から乱流へ遷移する。 遷移は次の定義 による液膜のレイノルズ数

$$Re_{\delta} = \frac{4\rho_{l}u_{m}\delta}{\mu_{l}} = \frac{4m}{\mu_{l}}$$
が 1800 を越えると起こるとされる。このときの平均凝縮熱伝達率 h は
$$\frac{h\left(\frac{v_{l}}{g}\right)^{1/3}}{k_{l}} = \frac{Re_{\delta}}{8750 + 58Pr^{-0.5}\left(Re_{\delta}^{0.75} - 253\right)} \qquad \dots (3.4.25)$$

実際には Re_sが 30 を越えると凝縮液膜上に「波立ち」が生じ、層流膜状凝縮熱伝達の理論式は適用 できなくなる (図 3.4.13 参照)。



流下凝縮液膜



演習問題

[3-15] 静止した空気中に高さ 500 mm、幅 1000 mm のパネル状の電気ヒーターが置かれて いる。いま、この表面温度が 50℃に保たれ、室温が 20℃の時、次の問に答えよ。

- (1) パネル上端における温度境界層の厚さを求めよ。
- (2) ヒーターの加熱電力はいくらか。
- ヒント:まずグラスホフ数を計算して、パネル上端の境界層が層流であることを確認する。境界 層厚さは(3.4.9)式から、熱伝達率は(3.4.12)式から求めよ。電力を計算する際、放熱面が表 裏両面であることに注意せよ。

[3-16] パワートランジスタが2Wの電力を消費している。これに放熱フィンをつけて温度を60℃に抑えたい。外気温を20℃とし、フィンを高さ100mmの垂直平板とするとき、必要とされるフィン面積を求めよ。さらに発熱量が増加したとき、フィンの高さを増すのと横幅を増すのではどちらが効果的か。

ヒント: [3-18]に同じ。同じ温度差で幅を2倍としたときの放熱量と高さを2倍としたときの放熱量を比較して見よ。

[3-17] 外径 20 mm の円柱状の電気ヒーターの上をセラミックの保護被覆が覆っている。保護被覆の厚さは5 mm、熱伝導率は 1.2 W/mK である。このヒーターを空気中に水平に放置したとき、保護層の表面温度を測定したら 600 K であった。外気温を 300 K として、ヒーターの発熱量とヒーター温度を求めよ。

ヒント:円筒壁(保護層)内の熱伝導と表面の熱伝達を同時に考える。表面の熱伝達率は自然対流の式から求める。保護層表面の温度分布、熱伝達率分布、ヒーター内の温度分布は無視して良い。

[3-18] 外形 20 mm の薄肉パイプが 15℃の静止した空気中に水平に保持され、その中を 45℃ の温水が流れている。この温水の温度を精密に 45℃に保つため、パイプ外面にごく薄い電気ヒーターを巻いてパイプからの自然対流による熱損失を補償することを考えた。必要とされる加熱電力はパイプ1m あたりいくらか。

ヒント: 温水の温度低下を抑止するためにはヒーターを温水と同じ温度に保てば良い。ヒーター を45℃に保ったときの自然対流による放熱量を求める。

[3-19] 60 Wの電球が 20℃の部屋の中で点灯している。電球のガラスはフィラメントからの 光(ふく射)の 25 %を吸収するとして、電球ガラス表面温度を求めよ。ただし電球は表面温度一 定の球(直径 100 mm)と近似して良い。

ヒント:ガラスに吸収された光(ふく射)が自然対流によって空気に伝達されていると考える。 熱伝達率をグラスホフ数で表し、伝熱量の式を温度差について整理せよ。

[3-20] 大気圧下の100℃の水の中に直径0.1 mm、長さ30 mmの線状のヒーターが張られている。このヒーターを2Wの電力で加熱したところ、ヒーター表面で核沸騰が生じた。このときの

ヒーター表面の温度を求めよ。ただし、大気圧下の水中での核沸騰の熱伝達率hと加熱熱流束qの関係はInsinger & Blissの式で与えられるとせよ。

ヒント:まずヒーター表面の熱流束を計算し、これから Insinger & Bliss の実験式を用いて熱伝達 率を計算する。この結果と熱流束からヒーター表面と周囲の水との温度差を求める。

[3-21] 内径 50 mm の円管内を 90℃、1 気圧の水が1 m/s の速さで流れている。管壁温度が 125℃であるとき管内で核沸騰が観察された。このときの伝達熱流束を求めよ。この熱流束は沸騰 が生じないとしたときの何倍か。

ヒント:液体が流動するときの沸騰熱伝達による熱流束は、沸騰が生じないときの熱流束と流動 がないときの沸騰による熱流束の和で近似的に表される。沸騰が生じないときの管内強 制対流の熱伝達率は3.3.5節、3.3.6節を見よ。

[3-22] コンピュータ CPU のシリコンチップ(厚さ δ =2.5 mm、熱伝導率 k_s =135 W/mK)を 冷却するために、その裏面を飽和温度(T_{sat} =57°C)のフルオロカーボン液体につけたところ、表面 で核沸騰が生じた。シリコンチップ表面にある電子デバイスの発熱量 q=5×10⁴ W/m²であるときの 電子デバイス温度 T_0 を求めよ。ここで、フルオロカーボンの物性値は以下の通りである。

比熱 c_{pl} = 1100 J/kg、蒸発潜熱 L = 84400 J/kg、プラントル数 Pr_l = 9.01

液相密度 $\rho_1 = 1619.2 \text{ kg/m}^3$ 、気相密度 $\rho_v = 13.4 \text{ kg/m}^3$ 、

液相・気相界面張力σ=8.1×10⁻³ N/m、液相粘度µ = 440×10⁻⁶ Pas

Rohsenow の実験定数 $C_s = 0.005$ 、n = 1.7

また、シリコンチップの側面は完全に断熱されているとして良い。



ヒント: Rohsenow の実験式を用いて、シリコンチップ裏面(フルオロカーボン液体に接触している面)の過熱度 *AT*。を求めよ。シリコンチップ表裏面の温度差は厚さ方向1次元の熱伝導から求めれば良い。

[3-23] [3-22]の問題で CPU の負荷が増加したとき、核沸騰によって冷却できる最大 熱流束はいくらか。またそのときの電子デバイスの温度は何度になるか。

ヒント: 核沸騰の最大熱流束は Zuber の理論式を用いて計算できる。この結果を用いて[3-22] と同じようにシリコンチップ表面温度を計算せよ。

[3-24] 61℃の飽和蒸気中に 59℃に保たれた垂直平板がある。この平板上で膜状凝縮が生じるとき、上端から1mの位置における凝縮熱伝達率と液膜の厚さはいくらか。61℃の水蒸気の凝縮 潜熱 L は 2.35×10⁶ J/kg とせよ。 ヒント: Nusseltの解によると、上端から x の位置における液膜の厚さδは蒸気密度が液体密度に比 べて十分小さいとして

$$\delta^4 = \frac{4\mu_l k_l}{\rho_l^2 gL} (T_{sat} - T_s) x$$

で表される。また凝縮熱伝達率 h を q/($T_{sat} - T_s$)で定義すると
 $h = k_l / \delta$
である。

[3-25] 表面温度が 80℃に保たれた直径 30 mm、長さ 100 mm の円柱が 100℃の飽和蒸気内 におかれている。いま円柱の表面で層流膜状凝縮が生じるとしたとき、円柱を水平に保持した場合 と垂直に保持した場合の冷却熱量の比はいくらか。

ヒント: 円柱を垂直に保持したときの凝縮は、幅πDの垂直平板と同じとして良い。この場合温度 差が同一であるから冷却熱量の比は熱伝達率の比と同じであることに注意せよ。

[3-26] 100℃の飽和水蒸気中に表面温度 90℃に保たれた平板を垂直に保持する。いま、垂直 平板の上の凝縮を層流膜状凝縮としたとき、高さ 100 mm、幅 100 mmの板を 1 枚使用するのと高 さ 50 mm、幅 100 mmの板を 2 枚使用するのとでは凝縮液量はどれだけ異なるか。ただし 100℃の 飽和蒸気の蒸発潜熱 Lを 2257×10³ J/kg とせよ。

ヒント: 平板両面の凝縮を考えよ。

[3-27] 内径 30 mm、長さ2 m のきわめて薄いパイプを垂直にたて、内部に飽和蒸気とわず かの飽和水を入れて両端を完全に封止した。パイプの両端 100 mm を残して中央部 1800 mm を完全 に断熱した後、下部を 105℃の油で加熱し、上端を水で冷却したところ、パイプ内の飽和水内で核 沸騰が、上部では膜状凝縮が生じた。この装置が完全に定常に達したとき内部圧力が1気圧(飽和 温度 100℃)であったとして、下端の油から上端のパイプ壁の温度および水に伝えられる熱量は単 位時間あたりいくらか。管端の影響は無視して良い。

ヒント: このような装置をサーモサイフォンという。下端の沸騰による熱流束は Insinger & Bliss の式で見積る。この熱量が上端で膜状凝縮により水に伝えられるとして、凝縮面温度を 求めよ。