2 成分蒸気の強制対流凝縮に関する研究*

(第2報, 鉛直および水平凝縮管の管外強制対流凝縮)

土方邦夫^{*1}, 姫野修廣^{*1}, 後藤恵之^{*2}

Forced Convective Condensation of a Binary Mixture of Vapors (2nd Report, Condensation on Vertical and Horizontal Tubes)

Kunio HIJIKATA, Nobuhiro HIMENO, and Shigeyuki GOTO

The characteristics of forced convective condensation of a binary vapor mixture on vertical and horizontal tubes were experimentally investigated using a R113-R114 mixture for vertical and horizontal vapor flows. A smooth tube and two kinds of finned tubes were used as test condensing tubes. It was concluded from the experimental results that the thermal resistance of a vapor diffusion layer is affected markedly by the turbulence generated by a wavy motion of the condensate liquid film and the fins of the condensing tube. The dependency of the heat-transfer coefficient on the vapor-flow direction and the fin shape of the condensing tube can be explained clearly by considering these effects of turbulence. A prediction equation for the heat-transfer coefficient which is derived from an analogy between heat and mass transfer with consideration to the effects of the turbulence generated at the tube surface can accurately estimate the experimental results.

Key Words: Thermal Engineering, Phase Change, Binary Vapor Mixture, Forced Convective Condensation, Condensing Tube, Finned Tube

1. 緒 言

中低温熱エネルギー利用のための高性能ランキンサイクルの作動媒体として非共沸2成分混合媒体を用いることが提案されているが, その凝縮過程においては凝縮面近傍に低沸点蒸気濃度の高い拡散抵抗層が形成され熱伝達の低下が生じる。そのため, その凝縮特性の解明が急がれているが, 従来, 非共沸2成分蒸気の強制対流凝縮に関しては, 研究報告の数は必ずしも多くなく, しかもその大部分は理論的研究である。

Denny-Jusionis⁽¹⁾, 藤井ら⁽²⁾は, 平板上の強制対流凝縮に関し, 液膜と蒸気の流れ方向が同じで相似解が得られる場合につき数値解析を行っており, Denny-South⁽³⁾は水平円管の前方よどみ点における2成分蒸気の膜状凝縮に対して解析解を求めている。また Lucas⁽⁴⁾は平板上で体積力対流と強制対流が共存する場合の2成分蒸気の層流膜状凝縮に対して, 差分法により解を求め, 積分法による解との比較を行っている。しかしこれらの研究はいずれも相似解が得られ, 平板上やよどみ点など比較的理论解析が容易でしかも

蒸気流が層流状態の場合に対するものである。実際上熱交換器などにおいて重要な管外凝縮に関する研究はほとんどなく, 藤井⁽⁵⁾, Rose⁽⁶⁾による研究は, 凝縮性気体に不凝縮気体が混入した場合に対するものであり, 非共沸2成分蒸気に対する研究は行われていない。特に実験的研究はこれまでほとんど報告されていない。

こうした観点から著者らは前報⁽⁷⁾において, 凝縮管を鉛直に設置した場合に対して実験的研究を行い, 2成分蒸気の強制対流凝縮に関しその基本的特性を明らかにするとともに, 小温度差領域で理論値との比較を行ったが, 理論的考察が必ずしも十分とは言えなかった。本報では拡散抵抗の影響についてさらに詳細に考察し, 広い温度差領域にわたって理論値との比較を行う。また2成分蒸気の強制対流凝縮では, 蒸気中の拡散抵抗層の発達方向は主流の方向により定まるのに対し, 凝縮液膜の運動は蒸気流だけでなく重力により大きく影響を受けている。そのため, 伝熱管の設置方向, 蒸気流の方向により熱伝達率が異なると考えられる。そこで本研究では凝縮管を水平に設置し, 蒸気流の方向が水平と鉛直のそれぞれの場合に対して実験を行い, 前報⁽⁷⁾で報告した鉛直凝縮管の結果と併せて検討を行う。また高性能凝縮管としてフィン付き凝縮管を

* 昭和62年5月27日 第24回日本伝熱シンポジウムにおいて講演, 原稿受付 昭和63年10月28日。

^{*1} 正員, 東京工業大学 (〒152 東京都目黒区大岡山2-12)。

^{*2} 東京工業大学大学院。

用い、そのフィン形状の影響についても明らかにする。

2. 実験装置および方法

実験装置の概略を図1に示す。試料蒸気はR113(沸点47.6°C)を主媒体とし、R114(沸点3.8°C)を最大10 mol %まで混入したものを用いた。ボイラで発生した蒸気は、浮き子面積式流量計、流量調節バルブを通して流路断面が140 mm×60 mmの測定部に流入する。測定部には、その中央に試験用凝縮管が設置されており、凝縮管の上流に混合蒸気の濃度測定用サンプリングプローブ、主流温度測定用の熱電対が取り付けられている。サンプリングした混合蒸気はガスクロマトグラフにより分析定量される。なお測定部は凝縮管の設置方向を変えられるように、流れ方向を軸として、自由に回転して取り付けられるようになっている。前報⁽⁷⁾では図1に示すように凝縮管を鉛直に設置して実験したが、今回の実験では流路を回転し凝縮管を水平に設置して実験を行った。また試験部流路を主凝縮器の上に直接取付けることにより、主流蒸気が鉛直流の場合にも実験できるようになっている。

凝縮管は基底部の直径が21 mm、長さ150 mmの銅製円管で管内が水冷されており、表面での熱流束は、凝縮管下部に取付けた液量計を用いて凝縮量から求めた。凝縮量の測定の際に、流路壁面で凝縮した液が混入しないよう、凝縮管が鉛直の場合には凝縮管の最上部に、水平の場合には両端にそれぞれゴム製のかさ状のリングを取付けて測定を行った。また凝縮管の壁温は、管中央の前方よどみ点を中心として周方向に3点、軸方向のよどみ線に沿ってその両端に各1点の合計5点で、管内より銅-コンスタンタン熱電対を挿入して測定した。各測定点の間の温度差は最大熱流束時で約4°Cであり、熱伝達率を計算する際には、これら5点の平均値を用いた。

測定部での蒸気速度と圧力は、主凝縮器での凝縮量(冷却水量で調節)とボイラでの蒸気発生量(加熱量で調節)とを、適切に設定することにより、変化させる。流路断面が凝縮管断面に比べ小さいのでブロックの影響が無視できないが、実験値は流路断面での平均速度を用いて整理した。実験にあたっては、主流の圧力(温度)、濃度を一定に保ち蒸気速度を57.5 m/sまで変化させた。蒸気速度が速いために、蒸発器と測定部の間での圧力損失が大きく、測定部では過熱状態となるが、過熱度は蒸気速度が55 cm/sのとき、1.0°C、22 cm/sのとき0.4°C程度であるので、実験値の整理には過熱蒸気の顕熱の輸送は考慮しなかった。

本実験に用いた伝熱面は、図2に示す平滑面、波形フィン(高さ3.0 mm、面積増加率3.21)、平底フィン(高さ0.75 mm、面積増加率2.64)の3種類である。これらのフィンは著者らが自然対流凝縮実験⁽⁸⁾で用いたものとほぼ同一である。以下では、フィン高さの高い波形フィンを大フィン(High Fin)、フィン高さの低い平底フィンを小フィン(Low Fin)と呼ぶ。また各フィン付き面で凝縮した凝縮液は重力方向に流下するため、鉛直凝縮管の実験では軸方向フィン、水平凝縮管の実験では周方向フィンのフィン付き管を用いた。

3. 実験結果と考察

3.1 拡散抵抗の解析 2成分蒸気凝縮では、蒸気側に拡散抵抗が存在することが大きな特徴であり、伝熱特性を解明するためにはその見積もりが極めて重要である。しかしながら、円管まわりの凝縮では流れのはく離などの問題があるため厳密な解析は難しく、従来の研究も平板上での凝縮に関するものがほとんどである。そこで本研究では、熱と物質伝達の相似則の適用に関し詳細な検討を行い、広い温度差領域にわたる熱伝達率の見積もりを行った。

壁面に沿う方向を x 、それと直角方向を y とし、それらの速度成分を u, v として境界層形の流れを仮定すると、成分1の連続およびエネルギー保存の関係は、 a を温度伝ば率として

図1 実験装置

図2 フィン形状

$$\frac{d}{dx} \int_0^{\infty} \frac{\rho}{\rho_i} (1 - W^*) u dy = \frac{W_i - W_{\infty}}{W_i - W_i} D \left(\frac{\partial W^*}{\partial y} \right)_i \quad \dots\dots\dots (1)$$

$$\frac{d}{dx} \int_0^{\infty} \frac{\rho}{\rho_i} (1 - T^*) u dy - v_i = \frac{\rho_{\infty}}{\rho_i} a \left(\frac{\partial T^*}{\partial y} \right)_i \quad \dots\dots\dots (2)$$

となる。ここで、 T^* 、 W^* は、温度 T と質量分率 W を主流と界面の値で無次元化した値であり、

$$T^* = \frac{T - T_i}{T_{\infty} - T_i}, \quad W^* = \frac{W - W_i}{W_{\infty} - W_i} \quad \dots\dots\dots (3)$$

T^* 、 W^* の境界条件は

$$\left. \begin{array}{l} y=0: T^*=0, W^*=0 \\ y \rightarrow \infty: T^*=1, W^*=1 \end{array} \right\} \quad \dots\dots\dots (4)$$

で全く同一である。

したがって

$$\frac{\rho_{\infty}}{\rho_i} a = \frac{W_i - W_{\infty}}{W_i - W_i} D \quad \dots\dots\dots (5)$$

が成り立っていれば、式(1)から求まる濃度分布は、式(2)において v_i が零 (吹出し、吸込みがない) の温度分布によって推定しうることになる。式(1)では v_i は零でなく、式(2)では v_i が零の場合を考えるので、左辺中に含まれる u の分布が多少異なるが、その影響は無視することにする。このとき円柱まわりの平均的な温度こう配は、円柱径を d とすると、円柱まわりのヌセルト数の経験式⁽⁹⁾を用いて

$$\left(\frac{\partial T^*}{\partial y} \right)_i = \frac{Nu}{d} = \frac{1}{d} 0.27 Re^{0.6} Pr^{1/3} \quad \dots\dots\dots (6)$$

で与えられるから、 $\frac{\partial W^*}{\partial y} = \frac{\partial T^*}{\partial y}$ の関係を用いて

$$\begin{aligned} \dot{m} &= \frac{W_{\infty} - W_i}{W_i - W_i} \rho_i D \left(\frac{\partial W^*}{\partial y} \right)_i \\ &= \frac{\rho_i D}{d} \left(\frac{W_{\infty} - W_i}{W_i - W_i} \right) \left(\frac{\nu}{a} \right)^{1/3} 0.27 Re^{0.6} \quad \dots\dots (7) \end{aligned}$$

ここで、 a の値を式(5)から求め式(7)に代入すると

$$\begin{aligned} \dot{m} &= C \frac{W_{\infty} - W_i}{(W_i - W_i)^{2/3} (W_i - W_{\infty})^{1/3}} \rho_i^{2/3} \rho_{\infty}^{1/3} \frac{D}{d} \\ &\quad \times 0.27 Re^{0.6} Sc^{1/3} \quad \dots\dots\dots (8) \end{aligned}$$

となり、凝縮量を求めることができる。ただし実際にはフィンあるいは液膜の波立ちにより拡散層内での物質伝達が促進されるので、その効果を C で表すことにする。その影響が無視できるとき、 $C=1$ となる。

式(8)からわかるように境界における液相濃度 W_i が主流の蒸気濃度 W_{∞} に近づくと、 $\dot{m}$ は無限大となり気相中の拡散抵抗が無視できるようになる。これは、 W_i が W_{∞} に等しい状態では、主流の混合物が濃度変化をせずに凝縮するので、見掛け上拡散抵抗が零となる⁽¹⁰⁾のである。このことは、温度差が大きくなると、拡散抵抗は液膜抵抗に比べて相対的に低下し零に近づ

くことを意味している。

式(8)の導出にあたっては、壁面での吸込みによって流れ方向の速度分布 u が大きく変わらないと仮定しているので、凝縮量が少ない領域で正確な式である。しかし、上述の特性のために温度差が大きい領域では拡散抵抗は液膜熱抵抗に比べて無視しうようになるため、式(8)を用いても液膜抵抗も含めた全体の熱伝達率は、広い温度差領域にわたって精度良く見積もることができる。

3.2 鉛直凝縮管の実験結果と考察 鉛直凝縮管

の実験結果については、前報⁽⁷⁾でも一部報告したが、本報ではより広い温度差領域にわたって理論値との比較を行うとともに、その特性を水平凝縮管と比較する。

R 113 純蒸気の結果の要点は以下のとおりである。

(1) 平滑管の場合には、主流蒸気のせん断力による液膜の波立ちのために、 Re 数 (蒸気速度) の増加とともに熱伝達率は増加する。

(2) フィン付き管の場合には、平滑管に比べて熱伝達率は大きく増加し、その増加は小フィンのほうが大フィンに比べて大きい。

これらの伝熱特性は、2 成分蒸気凝縮における液膜の熱抵抗の見積もりに用いる。

次に2 成分蒸気に対する熱伝達率の測定結果を図3~5に示す。図3は平滑管、図4は大フィン管、図5は小フィン管に対する凝縮熱伝達率を示したもので、主流の R 114 モル分率 X はいずれも 10 % である。図中、比較のために R 113 純蒸気に対するヌセルトの理論解を破線、またフィンによる伝熱面積増加を考慮したヌセルトの解を、二点鎖線 (図4)、および一点鎖線 (図5) で示してある。2 成分蒸気の凝縮では、凝縮管表面での拡散抵抗のため純蒸気に比べて熱伝達率は低下するが、 Re 数の増加とともに拡散層での物質伝達が促進され熱伝達率の低下は小さくなる。

図中各実験点に対して描かれた実線は、3.1 節で述べた熱伝達と物質伝達のアナロジーより計算した理論曲線である。気液界面温度 T_i を一定と仮定して、R 113 純蒸気の熱伝達率から液膜の熱抵抗を見積もり、また式(8)より拡散層の熱抵抗を計算して、これらが直列に存在するとして熱伝達率を計算した。実際には凝縮管表面での乱れの生成による伝熱促進があるので、式(8)の C の値として温度差によらず一定値を仮定し、最も良く実験値を説明しうる C の値を選んでいる。その値は、平滑管では 2.7、大フィン管では 2.1 ($Re=1300$)、3.0 ($Re=8100$)、小フィン管では 1.9 ($Re=1300$)、2.0 ($Re=3500$)、2.6 ($Re=8100$)

となった。フィン付き管の場合には、さらに伝熱面積増加率も考慮している。いずれの場合も一つの実験パラメータ C だけで広い温度差領域にわたって実験値と理論値は非常に良く一致し、フィンまたは液膜による乱れの効果を考慮すれば、本計算により熱伝達率を十分な精度で見積もれることがわかる。また図4と図

5より大フィンと小フィンで熱伝達率の値を比較すると、大フィンのほうが純蒸気からの熱伝達率の低下が若干小さくなっており、このことは上述の伝熱促進率 (C の値) が大フィンのほうが小フィンに比べてやや大きいことに対応している。これは大フィンではフィン高さが高く乱流プロモータとしての効果が大きいた

図3 鉛直平滑管の熱伝達率

図6 拡散層の熱伝達率 (鉛直平滑管)

図4 鉛直大フィンの熱伝達率

図7 拡散層の熱伝達率 (鉛直大フィン管)

図5 鉛直小フィン管の熱伝達率

図8 拡散層の熱伝達率 (鉛直小フィン管)

めと考えられ、伝熱促進がフィンによる乱流生成によってもたらされると考えることにより説明できる。水平な蒸気流中での鉛直フィン付き管への凝縮においては、フィンと流れの方向が直角であるために、フィン高さの低い小フィンでも乱流プロモータとしての効果が大きい。

図6~8には、2成分蒸気の伝熱特性をさらに明確にするため、平滑管、大フィン管、小フィン管のそれぞれに対して、実験的に求めた熱伝達率から、純蒸気の熱伝達率より計算される液膜の熱抵抗を差引き、拡散層の熱伝達率を求めた結果を、理論値と比較して示した。図の横軸は主流と気液界面との温度差 $T_\infty - T_i$ 、縦軸はこの温度差を代表温度差として計算した拡散層の熱伝達率である。ただしフィン付き管(図7, 8)に対しては、実表面積基準の熱伝達率を用いた。特に理論値はフィン付き管において明確に表れている気体中の熱伝達率の急激な増加を非常に良く説明していることがわかる。これらの計算にあたっては、気液界面温度 T_i として仮想的な一定の温度を仮定し、液膜の熱抵抗と気相の拡散抵抗を分離しているが、これらの結果から平均熱伝達率の計算には T_i を一定としても大きな誤差を生じないことがわかる。

3.3 水平凝縮管の実験結果と考察 水平凝縮管の場合には、凝縮液が重力方向に落下するために、蒸気流の方向により熱伝達率の特性が異なると考えられる。そこで本研究では、鉛直蒸気流と水平蒸気流の二つの場合について実験を行った。

図9と図10は、それぞれR113純蒸気に対する鉛直蒸気流および水平蒸気流の実験結果を示したものである。図9, 10の破線は水平平滑管に対するヌセルトの理論解、二点鎖線と一点鎖線は、それぞれ大フィンおよび小フィンの面積増加率を考慮したヌセルトの理論解である。

平滑管(S.T.)の実験結果を見ると、鉛直凝縮管と同様、主流の蒸気せん断力によって生じる液膜の波立ちのために、 Re 数の増加とともに熱伝達率は増加している。また鉛直流と水平流で熱伝達率の値を比較すると、鉛直流のほうが水平流に比べて約10~20%程度高くなっている。鉛直流の場合には、重力の方向と蒸気流の方向が一致し、液膜が薄い凝縮管上部が前方よどみ点、液膜が厚い凝縮管下部が後方よどみ点となるのに対し、水平流の場合には、よどみ点の位置と液膜厚さの最大、最小位置とが一致しない。蒸気流の方向による熱伝達率の差異は、こうしたよどみ点位置と液膜厚さの関係によると考えられる。

一方、フィン付き管の場合には、鉛直流と水平流の

結果を比較すると、大フィン、小フィンとも蒸気流の方向の影響はほとんど認められない。これは、フィン付き面ではフィン先端部での熱伝達が支配的となり、フィン先端での液膜は表面張力によって薄く維持されているので、蒸気流の方向の影響を受けにくいとめと考えられる。また鉛直凝縮管と同様、小フィンが最も性能の良い凝縮面となっている。

次に2成分蒸気の実験結果について述べる。

最初に平滑管の結果を示す。図11は鉛直流、図12は水平流に対する平滑管の熱伝達率を示したもので、主流のR114濃度はいずれも10%である。図には比較のため、水平管に対するヌセルトの理論解も併せて示してある。図11, 12中、各 Re 数の実験値に対して描かれた実験は、3.1節と同様にして求めた凝縮熱伝達率の理論曲線で、式(8)から計算される拡散層の熱伝達率に一定の伝熱促進率 C を乗じて求めたものである。図11の鉛直流の場合には $C=2.2$ 、図12の水平流の場合には $C=3.5$ である。このように一定の伝熱促進率を考慮することにより、水平管に対しても熱伝達率を精度良く見積もれることがわかる。水平管水平流の場合には、液膜の厚い凝縮管下部が蒸気流に対し側

図9 純蒸気の熱伝達率 (水平管・鉛直流)

図10 純蒸気の熱伝達率 (水平管・水平流)

面となるので、水平管鉛直流の場合に比べ波立ちが大きくなり、このことが伝熱促進率が高い原因と考えられる。水平流中の鉛直管の場合には、蒸気流の方向に対して液膜の厚さは流れに対し左右対称となり水平管鉛直流と状態はかなり近くなるが、水平管のほうが鉛直管に比べて代表寸法が短く液膜が薄いので、 C の値は小さくなっている。

一方、フィン付き管の場合には、液膜の波立ちに加えフィンによる伝熱促進が重要となる。図13, 14にそれぞれ大フィンに対する鉛直流と水平流の実験結果、また図15, 16に小フィンに対する鉛直流と水平流の実験結果を示す。主流のR114濃度はいずれも10%である。図13~16中、破線は平滑管に対するヌセルトの理論解、一点鎖線と二点鎖線はそれぞれ小フィンと大フィンに対してフィンによる伝熱面積増加を考慮したヌセルトの理論解である。

最初に大フィンの鉛直流(図13)と水平流(図14)の結果を比較する。図13, 14中、各実験値に対して描

かれた実線は、これまでの図と同様、式(8)で計算される拡散層の熱伝達率に伝熱促進率を乗じて求めた理論曲線である。鉛直流の場合には1.9, 水平流の場合には2.5 ($Re=1300$), 2.7 ($Re=3500$), 2.8 ($Re=5400$)である。平滑管と同様、水平流の場合には液膜の厚い凝縮管下部が蒸気流に対して側面となるため、鉛直流に比べて波立ちが大きく伝熱促進率が大きくなっている。

また小フィンの場合、図15の鉛直流と図16の水平流の結果を見ると、鉛直流の場合(図15)には、拡散層の伝熱促進率(フィンによる伝熱面積増加効果は含んでいない)は、 $Re=1300$ で1.0, $Re=3500$ で1.3, $Re=5400$ で1.4であり、図5の軸方向フィンとなる鉛直管に比べてかなり小さい値となっている。ただし、実験値との一致は非常に良く、この場合も一定の伝熱促進率を考慮することにより、実験値を良く予測できることがわかる。それに対し水平流の場合(図16)には、拡散層の伝熱促進率は、広い温度差範囲にわたって一定の伝熱促進率 C では説明しえないことがわかる。すなわち図の点線と実線は伝熱促進率の下限と上限を示し、それぞれ $Re=1300$ では0.9~2.2, $Re=3500$ では1.0~2.2, $Re=5400$ では1.3~2.2であ

図11 平滑管の熱伝達率 (水平管・鉛直流)

図13 大フィン管の熱伝達率 (水平管・鉛直流)

図12 平滑管の熱伝達率 (水平管・水平流)

図14 大フィン管の熱伝達率 (水平管・水平流)

図 15 小フィン管の熱伝達率 (水平管・鉛直流)

図 16 小フィン管の熱伝達率 (水平管・水平流)

る。このように温度差により伝熱促進率が一定とならないのは、水平流ではフィンによる乱れの生成と液膜の波立ちの影響の程度が温度差により変化するためと考えられる。温度差の増加とともに凝縮量が増加し液膜は厚くなるが、小フィンではフィン高さが低くフィンによる乱れの生成効果が小さいため、液膜の波立ちの影響が相対的に大きくなるためと考えられるが、この点に関しては、今後さらに検討が必要と思われる。最後に、本実験で得られた伝熱促進率の値を表 1 にまとめて示す。

4. 結 論

2成分蒸気の管外強制対流凝縮の伝熱特性を明らかにするため、試料媒体として R 113-R 114 混合媒体を用いて実験的研究を行い、凝縮管の設置方向と蒸气流の方向、および凝縮管の表面形状の影響につき検討を行い、以下の結論を得た。

(1) 2成分蒸気の管外強制対流凝縮では、凝縮液膜の波立ちおよびフィンによる乱れの生成が拡散層の熱伝達に大きな影響を及ぼす。

(2) 平滑凝縮管では、凝縮液膜の波立ちの影響が最も大きい、凝縮管が水平で蒸气流も水平の場合に、

表 1 伝熱促進率

鉛直管

	Re=1300	Re=3500	Re=8100
平滑面	2.7	2.7	2.7
大フィン	2.1		3.0
小フィン	1.9	2.0	2.6

水平管・鉛直流

	Re=1300	Re=3500	Re=5400
平滑面	2.2	2.2	2.2
大フィン	1.9	1.9	1.9
小フィン	1.0	1.3	1.4

水平管・水平流

	Re=1300	Re=3500	Re=5400
平滑面	3.5	3.5	3.5
大フィン	2.4	2.7	2.8
小フィン	0.9-2.2	1.0-2.2	1.3-2.2

拡散層の伝熱促進が最も大きくなる。

(3) フィン付き凝縮管では、拡散層内での乱れの生成効果はフィン高さに大きく依存し、フィン高さが高い凝縮管では、乱れの生成効果が大きいので熱伝達率は大きくなる。

(4) フィン高さが 0.75 mm 程度の比較的低いフィン付き凝縮管では、軸方向フィンとなる鉛直凝縮管の場合に、熱伝達率は最も大きくなり、周方向フィンとなる水平凝縮管の場合には、フィンによる乱れの生成が小さくなるため熱伝達率は小さく、液膜の波立ちの影響が重要となる。

(5) 拡散層の熱伝達率は、乱れによる伝熱促進効果を考慮して熱伝達と物質伝達の保存式の相似性から求めた式を適用することにより、精度良く見積もることができる。

なお最後に、本研究は文部省科学研究費エネルギー特別研究 (60040061, 61040047) により行ったことを付記し、謝意を表す。

文 献

- (1) Denny, V.E. and Jusionis, V.J., *Int. J. Heat Mass Transf.*, **15** (1972), 2143.
- (2) 藤井・ほか 2 名, 機論, **53**-486 (1987), 541.
- (3) Denny, V.E. and South, V., *Int. J. Heat Mass Transf.*, **15** (1972), 2133.
- (4) Lucas, K., *Int. J. Heat Mass Transf.*, **19** (1976), 1273.
- (5) Fujii, T., *Power Condenser Heat Transfer Technology*, (1981), 193, McGraw-Hill.
- (6) Rose, J.W., *Int. J. Heat Mass Transf.*, **23** (1980), 539.
- (7) Hijikata, K., ほか 2 名, *JSME Int. J.*, **30** (1987), 1951.
- (8) Hijikata, K., ほか 4 名, *Proc. 8th Int. Heat Trans. Conf.*, San Francisco, 4 (1986), 1621.
- (9) 甲藤, 伝熱概論, (1976), 121, 養賢堂.
- (10) Sparrow, E.M. and Marchall, E., *Trans. ASME, J. Heat Transf.*, **91** (1969), 306.

討 論

〔質問〕 小 山 繁

〔九州大学機能物質科学研究所〕

(1) 一般に、熱伝達と物質伝達とのアナロジーにより凝縮特性を考察する場合、 $m \rightarrow 0$ での単相熱伝達の式中の Pr 数を Sc 数に置き換えて得られる物質伝達の式を基礎として、吸込みの影響を、別途、二相境界層理論や膜理論によって推定する方法がとられる。したがって、式(5)の仮定によって導出される式(8)はあくまでも吸込量が小さい場合の特性のみを示すものとする。著者のご見解をおうかがいしたい。

(2) 式(2)の導出に際して、物性値 ρ の変化のみを考慮されているものと推定されるが、温度伝導率 α 中の ρ はどのように扱われたのか。

(3) 気相拡散層の熱伝達率 h_g を定義することの物理的意味が不明確と思うが、どのようにお考えか。

〔回答〕 (1) 従来の相似則では、式(2)に対応する物質保存の式として

$$\frac{d}{dx} \int_0^\infty \frac{\rho}{\rho_i} (1 - W^*) u dy - v_i = D \left(\frac{\partial W^*}{\partial y} \right)_i \dots (i)$$

を用い、この式で v_i が小さいとして相似関係を求めているが、本研究では、式(i)を本文中の式(1)のように変形した後、式(2)との対応を考えている。つまり式(1)は吸込みの影響を含んでおり、これと吸込みがない場合の温度分布とが近似的に相似と考えられると述べているわけである。ただ、式(1)と $v_i = 0$ とした式(2)の u は必ずしも同じではないので、その分だけ両者には差が生じるが、その差は従来の相似則に比べてかなり小さいと考えられる。著者らは文献(8)あるいは下記の文献(付1)で、2成分蒸気の鉛直平板上での自然対流凝縮に対して解析解を求めたが、それから計算される Sh 数と、自然対流熱伝達の解析解(付2)に本論文中で述べたアナロジーの手法を適用して得られる Sh 数とは $[1 + (15/28) \cdot \{(\rho_i - \rho_\infty)/\rho_\infty\}]^{1/4}$ 倍異なるだけで、その他の項は全く同じになり、吸込みの影響を表す $(W_i - W_\infty)$ に対する依存性は厳密に一致する。したがって密度変化がよほど大きくないかぎり両者の差は無視でき(仮に50%の密度変化があったとしても両者の差は6%程度)、強制対流凝縮の場合でも、方程式系に本質的な違いはないことから、その特性を十分予測できると考えている。

(2) 式(2)は、エネルギー保存式と連続の式より、定圧比熱 C_p を一定と仮定して導出される。 α の定義は $\lambda/\rho_\infty C_p$ で、密度に関する仮定は全く含まれていな

い。ただし以後の計算では λ も一定とし、主流での物性値を用いた。

(3) 本論文では、仮想的に一定の気液界面温度を仮定し、液膜の熱抵抗と気相拡散層の熱抵抗を分離して計算している。図6~8に示した拡散層の熱伝達率 h_g は、こうして計算される気相側の熱抵抗を、液膜の熱抵抗と容易に比較できるように定量的に表したもので、熱流束としては、物質流束に潜熱をかけたものを用いている。

〔質問〕 本 田 博 司

〔九州大学機能物質科学研究所〕

2成分蒸気の強制対流凝縮に関する広はんな研究を行われたことに敬意を表す。

(1) 式(8)を導く際に、温度分布に及ぼす吸込効果は無視されている。しかし、文献(5)、(6)の方法を拡張して2成分蒸気に適用すれば、吸込効果をより正確に表す式が導かれると考えるが、いかがか。

(2) 水平平滑管上で純蒸気が凝縮する際の熱伝達に及ぼす Re の影響を、液膜の波立ちによって説明されているが、質問者の経験(付3)では、図9と類似の条件について、蒸气流速1.5 m/sまでは波立ちは観察されていない。質問者は、蒸气流のせん断力により、はく離点より上流側の液膜が薄くなる効果のほうが大きいと考えるが、いかがか。

(3) 図9、10において、平滑管、フィン付き管ともに $T_\infty - T_s$ が小さいほど Re の影響が顕著になるのはなぜか。

〔回答〕 (1) 小山氏への回答で述べたように、温度分布に対する吸込みの影響は流れ方向への速度分布によるものだけなので、文献(5)、(6)の方法をそのまま適用することはできないと思われる。

(2) 本文中でも述べたが、本実験の場合、流路幅が管径の3倍程度であり、ブロックageの影響が無視できない。文献(付3)では流路幅が管径の5倍以上あり、波立ちが生じる流速の違いはこの差によるものと思われる。ご指摘の効果は確かにあると思うが、本実験では流速の増加とともに波立ちが激しくなり、その影響がかなり大きいように思われる。

(3) 明確に断定することはできないが、蒸气流による液膜表面でのせん断力が、温度差とともに変化するためと思われる。すなわち温度差が大きくなるにつれ凝縮量が増加し、これに伴い凝縮管の側面では、液膜表面近傍で蒸気流量の減少のために接線方向の流速

が低下する(本実験では、ブロックageの影響が無視できないため、特にこうした効果が大きいと思われる)。その結果、液膜表面での蒸気せん断力が低下し、伝熱促進効果も減少する。こうした影響は蒸気流速が大きいほど顕著になると考えられ、温度差による Re 数の影響の違いはこうしたことによるものと考えられる。

〔質問〕 望月貞成〔東京農工大学工学部〕

熱伝達と物質伝達のアナロジーを導入することにより、2成分蒸気の管外凝縮の基本特性の概略をうまく説明されておられる点に敬意を表す。

(1) 貴研究によれば、 C の値は、フィン付き管の場合には Re に依存するが、平滑管の場合には Re の値によらず一定値である(表1)。しかし、貴論文において述べられているように、平滑管の場合における C の値は主として液膜の波立ちの影響を表すものであるとするならば、その値は Re によってかなり変化しても良いように思える。著者らのご見解をお伺いしたい。

(2) 純蒸気の強制対流凝縮の場合の熱伝達率がヌセルトの理論値より低くなっている場合(図10, $Re=1300$, S.T.)があるが、なぜか。

〔回答〕 (1) 本文中で述べたように、平滑管の伝熱促進率 C は液膜の波立ちによってもたらされると考えることにより、本実験結果を良く説明することができるが、その詳細については、本論文の結果だけから断定的な判断を下すことはできない。

(2) 文献(9)で報告されているように、水平円管上での凝縮では、実験値は必ずしもヌセルト解に一致せず、一般に有機蒸気では熱伝達率は低くなる。その原因の一つとして、円管下端近くの液膜の状態が、ヌセルト解の仮定と一致しないことが考えられる⁽⁹⁾。

(付1) 土方・姫野, 伝熱研究, 28-108 (1989), 54.

(付2) Goldstein, S., *Modern Development in Fluid Dynamics*, 2 (1965), 643, Dover.

(付3) Honda, H., ほか 名, *Int. J. Heat Mass Transf.*, 29-3, (1986), 429-438.