

アンモニア-水のプール沸騰熱伝達

Boiling heat transfer in pool of ammonia-water mixture

王迅*¹ 門出政則*² 光武雄一*²

Xun WANG, Masanori MONDE, and Yuhichi MITSUTAKE

Abstract

Experimental study has been conducted on boiling heat transfer on a horizontal heated surface in an ammonia-water mixture at a pressure of 2, 4, and 7 bar and at heat flux up to critical heat flux. The mixture employed was chosen such that it is of a large difference between dew and bubble point temperatures and both have a large evaporation heat. It does not pollute environment because both are naturally existing in nature. The effect of mass fraction, heat flux, and pressure on boiling heat transfer coefficients was investigated. Most of heat transfer coefficients can be predicted with an accuracy of $\pm 25\%$ by Stephan correlation ($A_o = 1.25$).

Key words: Ammonia-water mixture, Heat transfer coefficient, Mass fraction, Pool boiling

1. はしがき

2成分混合液の沸騰における特徴は、その熱伝達が物質伝達過程と密接に関係していることである。液体が加熱されて、気泡が生成されると、低沸点成分が優先的に蒸発することから、気液界面近傍では局所的に高沸点成分の濃度が上昇する。その結果、液体の局所の沸点上昇となり、沸騰に必要とする過熱度の減少、気泡成長率の低下、離脱気泡径の減少により、沸騰熱伝達率が低下することになる。

Bonilla and Perry⁽¹⁾は水平平板上のプール沸騰熱伝達率を測定し、2成分混合液の沸騰熱伝達率は高沸点の液体のそれより低下することを初めて明らかにした。Van Wijkら⁽²⁾は気泡成長速度を考慮した理論的考査を行うとともに水平細線上のプール沸騰熱伝達において、二成分混合液の核沸騰熱伝達が低下する結果を得た。

Stephan and Körner⁽³⁾は過熱度をいわゆる理想過熱度と混合液の気液界面の沸点上昇の和になると考えた。

$$T_w - T_{sat} = \Delta T_{w,id} + \Delta T^E$$

但し、 ΔT^E は気液界面の沸点上昇である。

そして、気液界面の沸点上昇、 ΔT^E 、を相平衡状態における蒸気と液体のモル濃度差に関連して、次の式のように与えられている。

$$\Delta T^E = A_o(0.88 + 0.12P)|y_1 - x_1| \Delta T_{w,id}$$

ただし、 A_o は混合液による経験係数である。彼らは17種類の混合液に対して A_o を求めているが、0.43~3.56の範囲で変化する。 A_o が未知の混合液に対しては平均値の1.53推薦している。

熱伝達率を次式のように定義する。

$$h = \frac{q}{T_w - T_{bulk}}$$

$$h_{id} = \frac{q}{T_{w,id} - T_{bulk}}$$

Stephanの式は次式のようになる。

$$\frac{h}{h_{id}} = \frac{1}{1 + A_o|y_1 - x_1|(0.88 + 0.12P)} \quad (1)$$

Calus and Leonidopoulos⁽⁴⁾は気泡成長速度の低下に注目し、熱と質量の拡散方程式を解くことによって、実験定数を含まない整理式を初めて導出した。

$$\frac{h}{h_{id}} = \frac{1}{1 - (y_1 - x_1) \left(\frac{a}{D} \right)^{0.5} \frac{c_{pl}}{H_{lg}} \left(\frac{dT}{dx_1} \right)} \quad (2)$$

Schlünder⁽⁵⁾は水平銅管の(R12+SF6)に対する沸騰熱伝達率を用いて、次の式を提案した。

$$\frac{h}{h_{id}} = \frac{1}{1 + \frac{(T_{s1} - T_{s2})|y_1 - x_1|}{\Delta T_{id}} \left[1 - \exp\left(\frac{-B_o q}{\beta_l \rho_l H_{lg}} \right) \right]} \quad (3)$$

原稿受付 平成10年3月10日

*1 佐賀大学理工学部付属海洋温度差エネルギー実験施設
〒840-8502 佐賀市本庄町1番地

*2 佐賀大学理工学部機械システム工学科

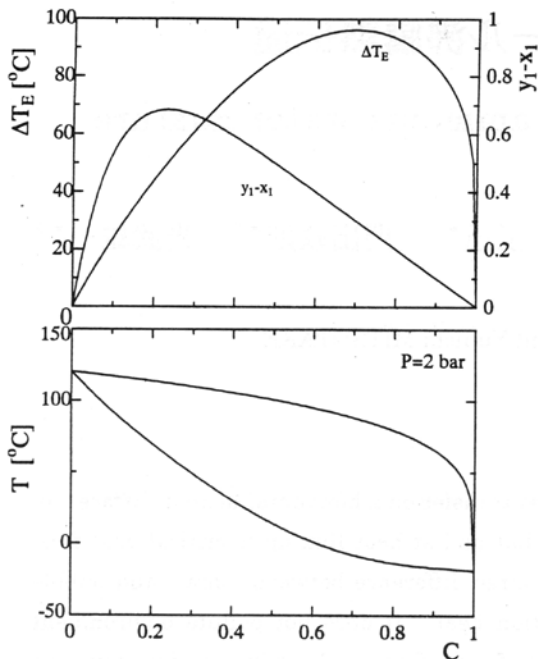


Fig.1 The equilibrium phase diagram for ammonia-water

但し、 T_s は単成分液体の飽和温度である。

Jungnickel ら⁽⁶⁾は混合液 (R22+R12) と (R13+R12) について、圧力が 1~20 bar の範囲で、水平銅板上の沸騰熱伝達率を測定し、式 (1) 改良して次式を提案した。

$$\frac{h}{h_{id}} = \frac{1}{1 + K_{sr} |y_1 - x_1| \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right) q^{0.48 + 0.1x_1}} \quad (4)$$

但し、 $h_{id} = x_1 h_1 + x_2 h_2$ (この定義は式 (4) のみ使用されている)。

また、藤田・筒井⁽⁷⁾は大気圧のもとで、炭化水素系及び水を含んだ混合液について、実験を行い、式 (1) ~ 式 (4) を比較し、式(1)を推奨した。

一方、Thome⁽⁸⁾は低沸点成分の濃度の低下が及ぼす質量拡散と対流よりもむしろ蒸発量に注目し、相平衡線図における露点と沸点の差に関連した量 $\Delta T_E = \Delta T_E$ ($\Delta T_E = T_{dew} - T_{bubble}$) を提案した。その式を以下のように示している。

$$\frac{h}{h_{id}} = \frac{1}{1 + \frac{\Delta T_E}{\Delta T_{id}}} \quad (5)$$

最近、井上・門出⁽⁹⁾は最大温度差 ΔT_E が蒸発量によって変化するという考えから、Thome の式を次式のように修正した。

$$T_w - T_{w,id} = T_{local} - T_{bulk} = k(T_{dew} - T_{bubble})$$

ただし、 k は熱流束のみの関数である。

その仮定から、式(5)は次式のように修正される。

$$\frac{h}{h_{id}} = \frac{1}{1 + k \frac{\Delta T_E}{\Delta T_{id}}} \quad (6)$$

ただし、 $k = 1 - 0.75 \exp(-0.75 \times 10^{-5} q [W/m^2])$

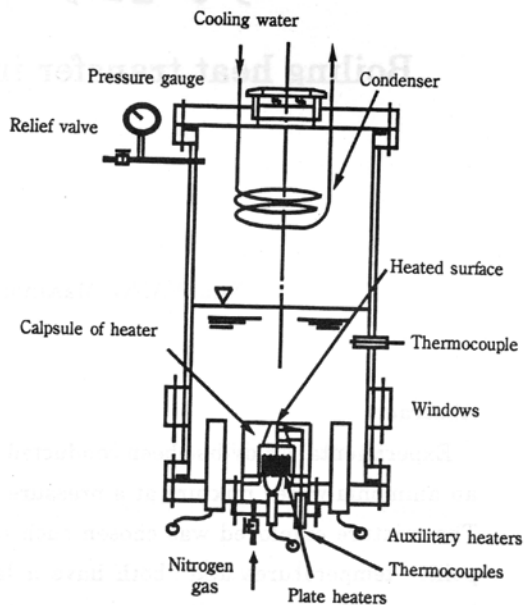


Fig.2 Schematic diagram of experimental apparatus

前述のモデルは二つの異なる考え方

(1) 気液界面沸点上昇が物質移動の駆動力である混合液の濃度の差 $|y_1 - x_1|$ に関連している。

(2) 沸点上昇が加熱面近傍の蒸気の蒸発量に伴って生じる露点温度と沸点温度の差 ΔT_E を関連している。に分類することが出来る。

非共沸混合液は単成分液体と異なり、その組み合わせや濃度によって沸点 (蒸発) 温度と露点 (凝縮) 温度を変化させることができるので、熱力学サイクルの不可逆損失の減少や成績係数の改善などが期待される。また、地球環境汚染の問題から、フロン系冷媒の使用は近い将来に禁止されることになる。その為、他の作動流体を緊急に選択しなければならない。アンモニアと水は共に自然界に存在する自然冷媒であり、かつ大きいエンタルピーの差を持っているので、大きい熱量を輸送することができる。また、アンモニア-水の相平衡図 (Propath から計算された線図) は図 1 に示されるように、比較的大きい露点温度と沸点温度の差を持っている。従って、将来的にアンモニア-水はヒートポンプシステム、海洋温度差発電システムなどの広い範囲で利用されるようになるだろう。しかし、この混合物についての沸騰熱伝達率の測定は世界的に測定されておらず、緊急に測定されることが望まれている。本研究は水-アンモニアの混合液の沸騰熱伝達率を測定し、その基本的特性を明らかにするために行われた。

付表 1 に実験データの一部を示す。

2. 実験装置と方法

2.1 実験装置と方法

図 2 に実験装置の概略を示す。アンモニア-水混合液による容器の腐食防止と 40 bar までの耐圧のために、沸騰

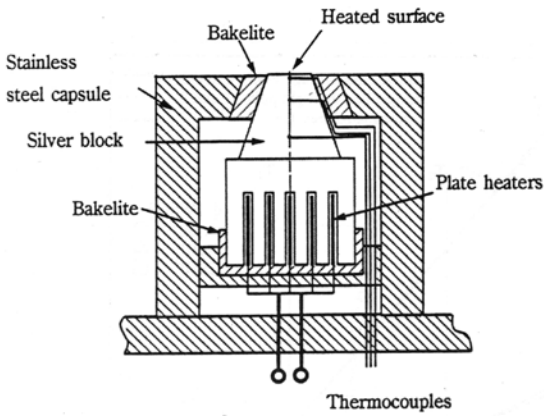


Fig.3 Cross sectional view of capsule and heated block

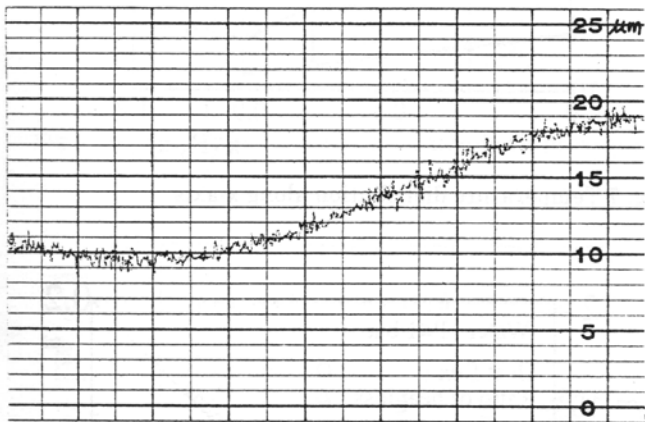


Fig.4 Roughness of heated surface

容器は直径 100 mm, 高さ 360 mm のステンレス鋼製の密封円筒で対向両面と天井に三つの観察窓を持つ。液体を沸点温度まで加熱するためのヒータが取り付けられている。

伝熱ブロックはステンレス鋼の円筒の中に取り付けている。加熱面は円筒表面より少し突出している。熱損失の防止のために銀ブロックとステンレス円筒の間にベークラトを付けている。ステンレス円筒は容器下部に固定されている。また、内外の圧力調節をするために、窒素ガスをステンレス円筒の中に注入し、その圧力が系の圧力と同じになるようにした。この結果、ベークラト部での液体の漏れは容易に防止することができる。液位は沸騰に影響を及ぼさないために、液位は伝熱面上方 150 mm に設定されている。伝熱面から発生した蒸気は上部凝縮器で凝縮される。系の圧力は圧力計によって測定される。

図 3 に実験の主要部の断面を示す。熱損失の減少及び腐食の防止のため、伝熱ブロックの材質は銀とした。伝熱ブロック上端面は円形で直径 10mm となっている。円錐ブロックにしたのは加熱ヒータからの熱を有効的に表面まで熱伝導で運ぶためである。表面温度と熱流束が正しく測定されるため、熱電対(1)がなるべく表面に近い所に取り付けられている、また、温度差を大きくするため、熱電対(2)と(3)の位置はある距離はなして取り付けられている。熱電対は伝

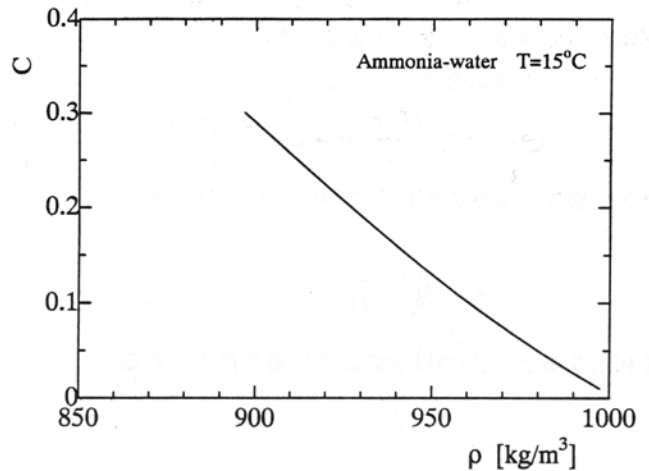


Fig.5 The relationship between density and mass fraction

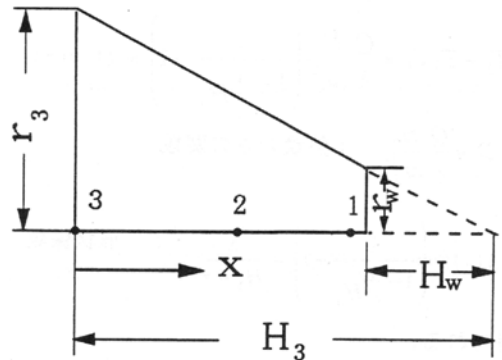


Fig.6 A sketch diagram for deducing correlation of heat flux and surface temperature

熱面の中心軸上に、表面から 1.5, 6.5, 12mm の位置に 3 本が埋め込まれている。その指示温度から伝熱面温度と熱流束を求める。

伝熱面は 800 番のエメリー紙で仕上げ、仕上げ後の表面粗さを測定した結果、平均粗さは 1 μm である。粗さの測定結果の一例を図 4 に示す。

伝熱ブロックの熱容量のため、定常状態になるのに、熱入力増加後 3~4 分後かかった。実験は熱入力を徐々に上昇させながら、表面温度と熱流束を測定する。

混合液は質量濃度で表示されている。質量濃度の 27% の混合液を購入した。従って、それ以外の質量濃度を得るためには、質量を測る方法で、混合液の濃度を定めた。このようにして得られた濃度は図 5 に示される濃度と密度の関係を用いて、混合溶液の密度を再確認した。

本実験範囲を表 2 に示す。

表 2 実験範囲

質量濃度(C)	0	0.1	0.21	0.27
圧力(bar)	1,2	2,4	2,4	2,4,7

今後、高濃度における熱伝達率を測定する予定である。

2.2 熱流束と表面温度の求め方

使用した銀ブロックの形は図 6 に示されるような円錐形

になっている。熱流束及び表面温度の計算を行うために、側面からの熱損失はないと仮定した。

フーリエの法則を適用すると

$$Q = -\lambda A_x \frac{dT(x)}{dx} = -\lambda \pi r_x^2 \frac{dT(x)}{dx} \quad (7)$$

また、銀ブロックの形状から決定される関係式

$$r_x = r_3 \left(1 - \frac{x}{H_3}\right)$$

を利用すると、式(7)は次のように書き換えられる。

$$Q = -\lambda \pi r_3^2 \left(1 - \frac{x}{H_3}\right)^2 \frac{dT(x)}{dx} \quad (8)$$

式(8)を境界条件： $X=0, T(x)=T_3$ のもとに積分すると

$$T_3 - T(x) = \frac{Q}{\lambda \pi r_3^2} \left(\frac{1}{1 - x/H_3} - 1 \right) = D \cdot y(x) \quad (9)$$

ただし、 $D = \frac{Q}{\lambda \pi r_3^2}$: 熱量のみの関数

$$y(x) = \left(\frac{1}{1 - x/H_3} - 1 \right) = \frac{x}{H_3 - x} \quad \text{: 形状係数}$$

式(9)が得られる。

式(9)から、熱量 Q 一定の条件下における銀ブロック内の定常温度分布を、実際の座軸系 x の代わりに $y = x/(H_3 - x)$ という新しい座軸系 y で示すと温度分布は直線で与えられる。従って、加熱面の表面温度はその温度分布を加熱面表面の位置まで外挿することによって決定される。

熱流束 q 及び加熱面の表面温度 T_w は加熱面に任意2点の温度(T_1, T_2)から、次式で計算される。

$$q = \frac{\lambda}{H_2} \left(\frac{r_2}{r_w} \right)^2 (T_2 - T_1) \left(\frac{H_1}{H_2 - H_1} \right) \quad (10)$$

$$T_w = T_1 - \frac{H_1}{\lambda r_w} \left(\frac{r_w}{r_1} \right)^2 (r_1 - r_w) q \quad (11)$$

2.3 測定誤差と熱損失

側面から熱損失はないという仮定の妥当性を調べるために銀ブロック内の温度分布を軸方向に3点測定した。

点1と点2、点1と点3の温度から表面位置まで外挿することによって得られた表面温度の比較の結果を図7に示す。熱損失が生じると温度分布は上に凸となることから、点1と点2から計算された表面温度が点1と点3から計算された表面温度より誤差小さいと考えられるので、本実験では表面温度が点1と点2の温度から求められた。その誤差が1度以下であることが判る。

図8は式(10)を用いて、得られる熱流束 q_{cal} と伝熱

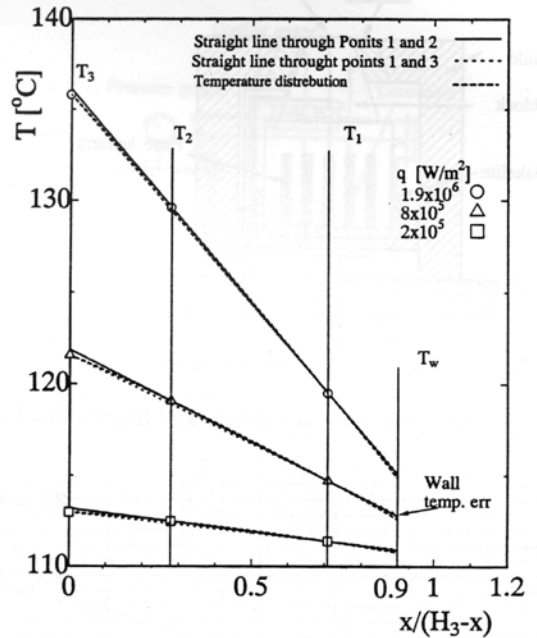


Fig. 7 Temperature distribution along x-axis

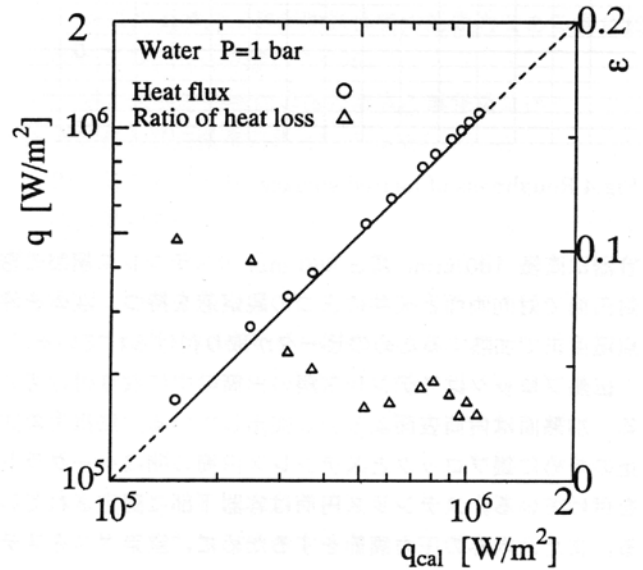


Fig. 8 Heat flux and ratio of heat loss

ブロックへの電気入力($q = IE/A$)との比較、外部への熱損失率($\varepsilon = (q - q_{cal})/q$)一例を示す。図7のように、熱損失は電気入力 q の10%以下である。

3. 実験結果及び検討

3.1 単成分の沸騰の熱伝達

西川・藤田⁽¹¹⁾とStephan and Abdelsalam⁽¹²⁾の核沸騰整理式は次のように与えられる。

$$\text{西川} \quad Y = 6.24 (f_p f_\xi X)^{2/3} \quad Y \leq Y_i \quad (12)$$

$$Y = 0.66 l^{-2/5} (f_\xi f_p X)^{4/5} \quad Y \geq Y_i \quad (13)$$

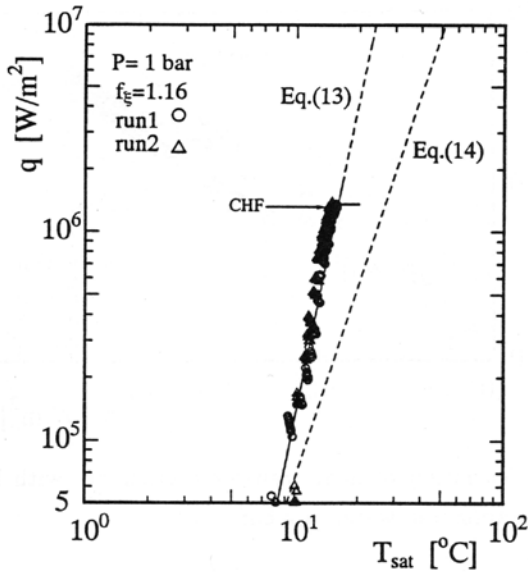


Fig.9 Boiling curves for water at atmospheric pressure

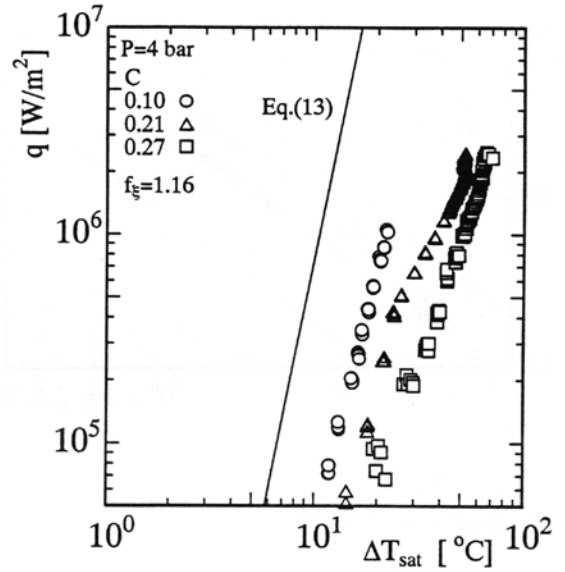


Fig.11 Boiling curves for ammonia-water at 4 bar

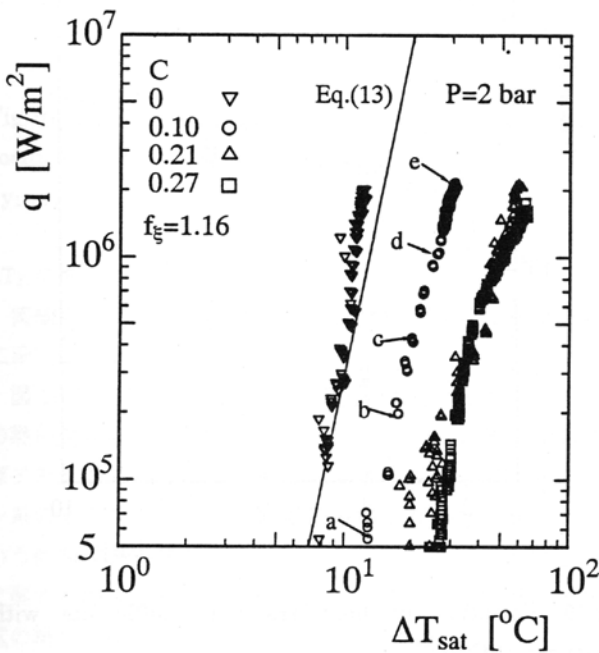


Fig.10 Boiling curves for ammonia-water at 2 bar

ただし、
$$Y = \frac{hl}{\lambda_l}, X = \left[\frac{1}{M^2 P} \frac{c_l \rho_l^2 g}{\lambda_l \sigma H_{lg} \rho_g} \right]^{1/2} ql^{3/2}$$

$$f_p = (p/p_a)^{0.7} [1 + 3(p/p_c)^3]$$

$$Y_t = 4.71 \times 10^5 l^2 \quad (l-m)$$

$$\text{Stephan} \quad q = (c \Delta T_{sat})^n \quad (14)$$

ただし、n, c が液体と圧力によって変わる。

本実験の場合、 10^4 W/m^2 を越えるので、 $Y > Y_t$ となり、式(13)を得た。また、Stephanの係数の図から、核沸騰式の定数Cとnを決める。

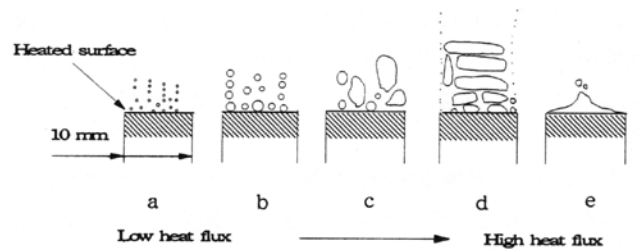


Fig. 12 View of flow phenomena

圧力 1 bar における、水の沸騰曲線を図 9 に示す。図中実線と破線は式 (13) と式 (14) である。表面係数 $f_\xi = 1.16$ を用いると実験データと一致することが判る。式(14)の予測値は過熱度を大きく見積もっている。また直線の傾きは小さくなっている。

なお、図 9 中の短実線は次式の Kutateladze⁽¹³⁾の式から推定された値を示す。

$$\frac{q_{CHF}}{\rho_g H_{lg}} = 0.16 \left[\frac{0g(\rho_l - \rho_g)}{\rho_g^2} \right]^{1/4} \quad (15)$$

その予測値は実験データ (水) と一致することが判る。

3.2 二成分混合液の沸騰曲線

図 10 は圧力 $P = 2 \text{ bar}$ において、異なる濃度で十分発達した沸騰曲線を示す。沸騰曲線の熱流束の最大点が限界熱流束に対応している。図 11 のように、同じ濃度における熱流束と過熱度の関係は直線となっている。参考ために、式(13)を記入しておく。表面係数が表面の粗さのみの関数なので、表面係数 $f_\xi = 1.16$ を用いると実験データは式 (14) の予測値と一致することが判る。異なる濃度に対する直線の傾きは少し異なっている。過熱度は濃度によって、大きく異なっている。

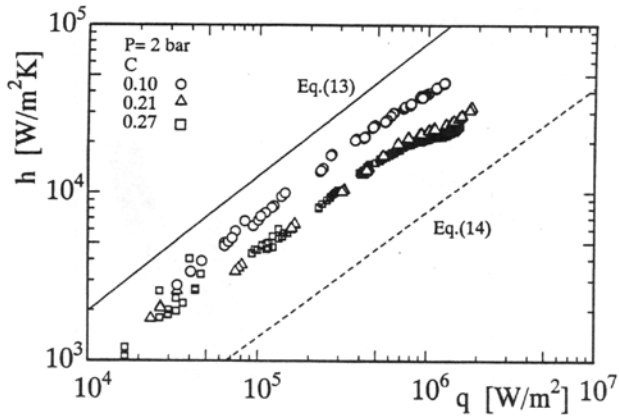


Fig.13 Variation of heat transfer coefficients with heat flux for ammonia-water at 2 bar

また、 $P=4$ bar の場合 (図 11)、図 10 と同様に濃度の増加につれて、過熱度は上昇している。

3.3 気泡の流動状態の観察

図 12 は濃度 $C=0.21$ の混合液について、加熱面上の流動状態をスケッチした図である。図 12 中の(a), (b), (c), (d), (e)は図 11 中の沸騰曲線上の点 a, b, c, d, e に対応している。

図 12 から、沸騰開始時、加熱面上で小さい気泡が発生しているが、また、その密度は小さい。離脱している気泡の直径も水の場合よりもかなり小さくなっている。観察によると、熱流束 $5.1 \times 10^4 \text{ W/m}^2$ とき、その直径は 1 mm 以下であった (図 12a)。熱流束の増加につれて、気泡密度が高くなると、同時に気泡の直径がだんだん大きくなる。 $2 \times 10^5 \text{ W/m}^2$ のとき、気泡の直径は $1 \sim 2 \text{ mm}$ である (図 12 b)。そして、 $4.2 \times 10^5 \text{ W/m}^2$ になると、気泡の合体が始まる。直径 $d=3 \sim 4 \text{ mm}$ の気泡が見られた (図 12 c)。 $1 \times 10^6 \text{ W/m}^2$ 以上で、合体泡がだんだん大きくなっている。合体泡は加熱面の面積とほぼ同じ大きさの気泡になった (図 12 d)。気泡の発生周波数が短く、連なった気泡が気柱ように見えた。限界熱流束発生後 ($2.2 \times 10^6 \text{ W/m}^2$)、蒸気の発生量が急激に少なくなり、気柱が円錐体ようになった (図 12e)。

3.4 核沸騰熱伝達率に及ぼす熱流束の影響

図 13 に、圧力 $P=2$ bar における、濃度をパラメータにとって核沸騰熱伝達率に及ぼす熱流束の影響を示す。参考のために式(13)と式(14)の整理式を記入しておく。

同じ濃度の場合、沸騰熱伝達率は熱流束に比例して、ほぼ直線的に上昇していることが判る。その直線の傾きが濃度によって、少し変わる。なお、純物質であるアンモニア及び水に対する勾配はわずかに異なっている。核沸騰熱伝達率に及ぼす熱流束の影響を理想熱伝達率に含むことができる。

図 14 に圧力 $P=4$ bar における、同じ結果を示す。

3.5 核沸騰熱伝達率に及ぼす圧力の影響

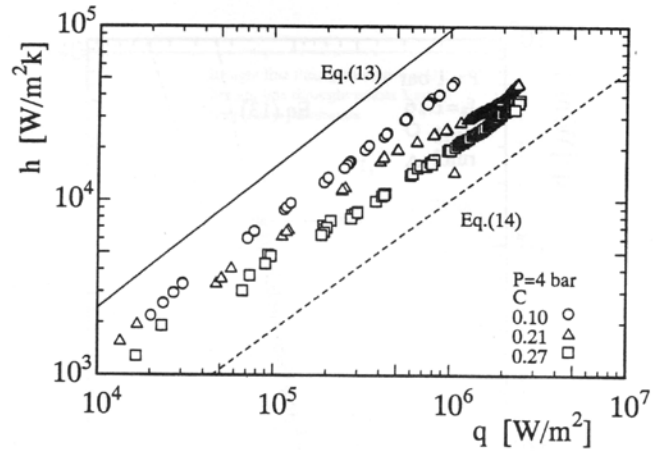


Fig.14 Variation of heat transfer coefficients with heat flux for ammonia-water at 4 bar

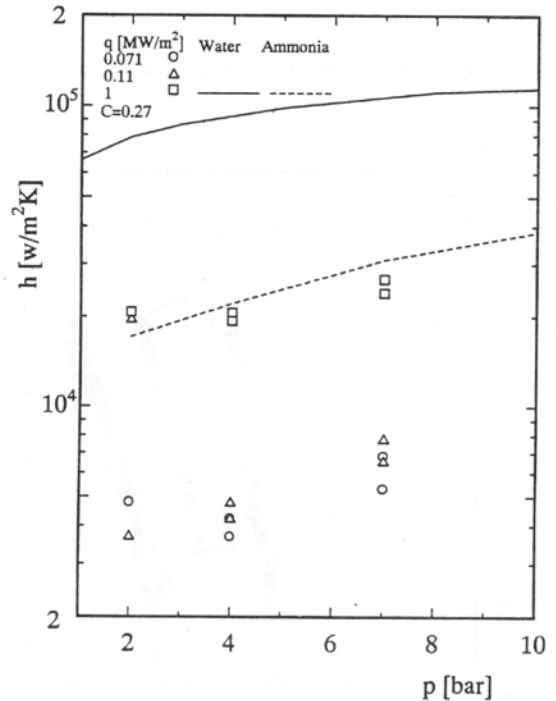


Fig.15 Variation of heat transfer coefficients with pressures at $C=0.27$

$C=0.27$ において、熱伝達率の圧力による変化を、熱流束をパラメータにとって図示したのが図 15 である。図中に参考のためにアンモニアと水のデータを記入しておく。

図 15 のように熱流束と濃度の一定の場合、熱伝達率は圧力の増加につれて、少し上がることが判る。しかし、その傾向はアンモニアと水の傾向とも異なっている。これは圧力によって核沸騰に関与している物性値が変化するためである。

3.6 核沸騰熱伝達率に及ぼす濃度の影響

熱流束をパラメータにとって、熱伝達率と濃度の関係を図 16 に示す。また、参考のために、濃度と $|y_1-x_1|$ と ΔT_E の関係を一緒に示す。図 16 に示すように、最大 $|y_1-x_1|$ と最大

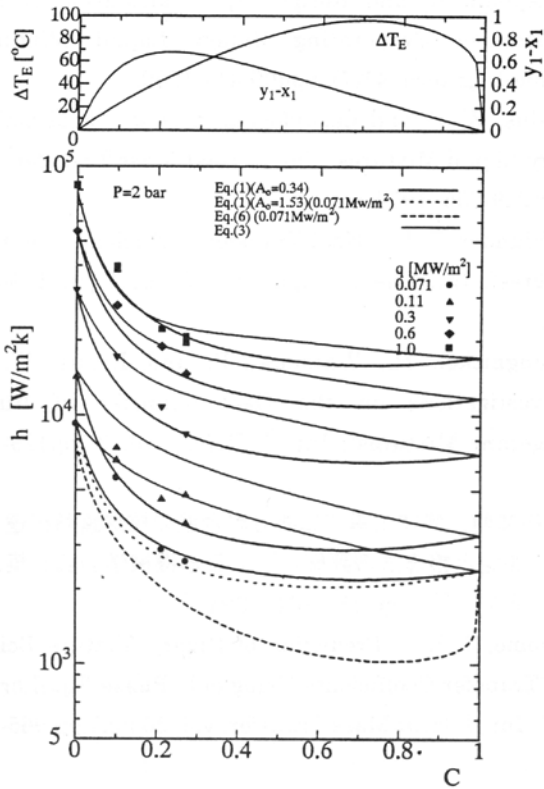


Fig.16 Effect of the mass fraction on the heat transfer coefficients at 2 bar, together with relation of ΔT_E and $|y_1-x_1|$

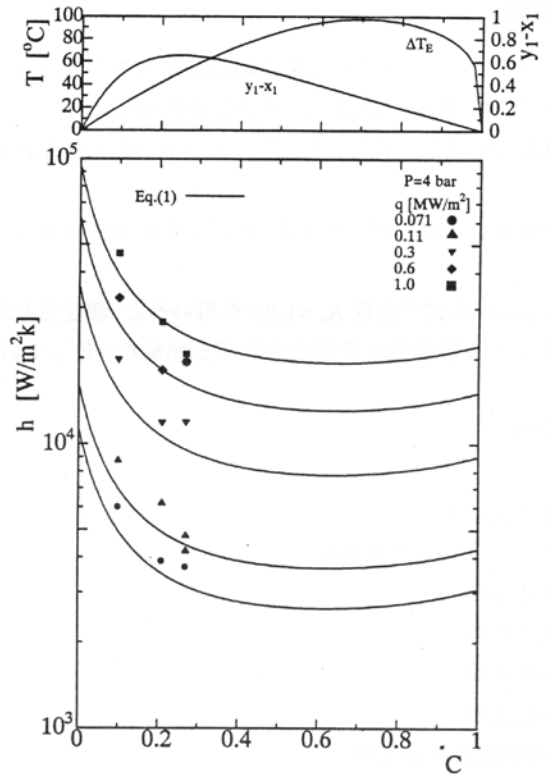


Fig.17 Effect of the mass fraction on the heat transfer coefficients at 4 bar, together with relation of ΔT_E and $|y_1-x_1|$

ΔT_E 点をかなりずれている。

実験データが式(1)、(3)、(6)と比較している結果を図 16 に示す。

図 16 のように、アンモニア濃度の増加につれて、混合液の熱伝達率は小さくなる。そして、 $c=0.27$ の熱伝達率はほぼアンモニアの熱伝達率と同じ程度まで減少している。フロン系のような二つ単成分の熱伝達率よりかなり低くなるという傾向は見られなかった。なお、アンモニアの熱伝達率に関する測定データが十分でないのでここで採用した予測式の精度については更に検討する必要がある。

式(3)では $B_0=1, \beta_1=0.0002$ m/s を用いてそれが示されている(細い実線)。図 16 のように高熱流束におけるよく一致しているけれども、熱流束の減少につれて、だんだんずれていることが判る。

Stephan and Körner の推薦値 $A_0=1.53$ を使用しているけれども、図 16 のようにその予測値は実験データより低いである。しかし、式(1)の式は定数 $A_0=1.25$ を用いると実験データとわずかにずれていることが判った(太い実線)。井上・門出の予測値 ($q=7.1 \times 10^4$) は実験データより低くなっている。また、濃度の増加につれて、井上・門出の予測値はだんだんアンモニアの熱伝達率より低い値まで下がり、そして、アンモニアの熱伝達率まで上がる。

図 17 に、圧力 $P=4$ bar における、核沸騰熱伝達率に及ぼ

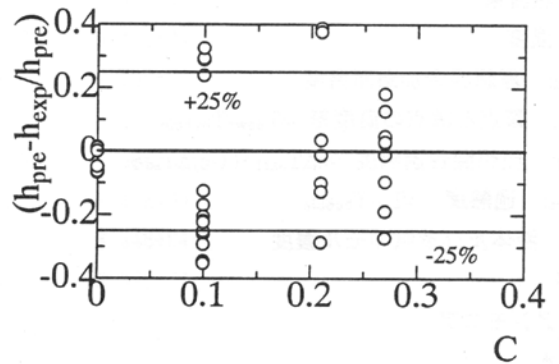


Fig.18 Comparison of the heat transfer data with values of Eq.(1)

す濃度の影響を示す。同じ $A_0=1.25$ を用いると、実験データと一致することが判った。

図 18 は本実験で得られた核沸騰熱伝達率と式(1)を比較したものである。図 18 から、本実験範囲で核沸騰熱伝達率をほぼ $\pm 25\%$ 以内の精度で予測できることが分かる。

なお、理想熱伝達率を計算するとき、水の場合、式(13)の熱伝達率を用いる、アンモニアの場合、式(14)の予測値を使用する。また、アンモニア-水の混合液の物性値が Propath から計算される。

4. 結論

アンモニア水のプール沸騰熱伝達率をアンモニアの質量濃度の27%範囲で測定し、次の結果を得た。

- (1) 濃度の増加につれて、アンモニア水の熱伝達率は低くなる。
- (2) 熱流束或いは圧力の増加につれて、その熱伝達率は上昇する。
- (3) Stephan の式で定数 $A_0 = 1.25$ を用いると、測定された熱伝達率は本実験範囲で予測式をほぼ $\pm 25\%$ で一致している。

主要記号

- a: 温度伝導率
 C: アンモニアの質量濃度
 D: 拡散係数
 f_p : 圧力係数
 f_s : 表面係数
 h: 熱伝達率
 h_{id} : 理想混合熱伝達率
 k: 修正係数
 l: 加熱面代表寸法、ここで半径である
 P: 圧力
 p_a : 大気圧
 p_c : 臨界圧力
 q: 熱流束
 T: 温度
 $T_{w,id}$: 理想混合加熱面温度
 ΔT_E : 露点と沸点の温度差 $= T_{dew} - T_{bubble}$
 ΔT_{id} : 理想混合過熱度 $= c\Delta T_{sat1} + (1-c)\Delta T_{sat2}$
 ΔT_{sat} : 過熱度 $= T_w - T_{bubble}$
 x, y : 液体及び蒸気のマール濃度
 添字
 1: アンモニア
 2: 水
 bulk: バルク液
 local: 局所
 w: 加熱面
 id: 理想混合状態

参考文献

1. Bonilla, C. F. and Perry, C. W., "Heat Transmission to Boiling Binary Liquid Mixtures", Trans. AIChE, vol. 34, pp685-705, 1941.
2. Van Wijk, W. R., Vos, A. S., and Van Stralen, S. J. D., "Heat Transfer to Boiling Binary Liquid Mixtures", Chem. Engng. Sci., vol.5, pp68-80,1956.

3. Stephan, K. and Körner, M., "Calculation of Heat Transfer in Evaporating Binary Liquid Mixtures", Chemie-Ingr-tech. 41(7), pp409-417,1969.
4. Calus, W. F. and Leonidopoulos, D. J., "Pool boiling-binary Liquid Mixtures", Int. J. Heat Mass Transfer, vol. 17, pp249-256, 1974.
5. Schlünder, E. U. "Heat Transfer in Nucleate Boiling of Mixtures", Int. Chem. Engng. vol.23. no.4 pp. 589-599, 1983.
6. Jungnickel, H., Wassilew, P. and Kraus, W. E., "Investigations on the Heat Transfer of Binary Refrigerant Mixtures", Int. J. Refri., vol. 3, pp129-133, 1980.
7. 藤田恭伸、筒井正幸 "二成分混合液の核沸騰熱伝達 (熱伝達の測定と整理式の評価)"、日本機械学会論文集、60巻、577号、pp. 157-164, 1994.
8. Thome, J. R., "Prediction of Binary Mixture Boiling Heat Transfer Coefficients Using only Phase Equilibrium Data", Int. J. Heat Mass Transfer, vol. 26, no.7, pp.965-973, 1983.
9. 井上利明、川江信治、門出政則 "二成分混合冷媒のプール沸騰における沸騰熱伝達特性"、日本機械学会論文集、63巻、608号、pp. 184-191, 1997.
10. Nishikawa, K. and Fujita, Y., "Nucleate Boiling Heat Transfer and Its Augmentation", Advances in Heat Transfer, vol. 20. pp.1-82, 1990.
11. Stephan, K. and Abdelsalam, M., "Heat-transfer Correlations for Natural Convection Boiling", Int. J. Heat Mass Transfer, vol. 23, pp.73-87,1980.
12. 日本機械学会編、"沸騰熱伝達と冷却"、p 62, 1989.

付表1: アンモニア-水のデータ

No.	p (bar)	C(kg/kg)	q (w/m ²)	ΔT_{sat} (°C)	h (w/m ² k)
1	2	0	7.10E+04	7.7	9.23E+03
2	2	0	7.10E+04	7.7	9.28E+03
3	2	0.1	7.10E+04	12.7	5.61E+03
4	2	0.1	7.10E+04	12.6	5.62E+03
5	2	0.1	7.10E+04	12.6	5.64E+03
6	2	0.21	7.10E+04	24.7	2.88E+03
7	2	0.27	7.10E+04	27.6	2.58E+03
8	2	0	1.10E+05	8.6	1.27E+04
9	2	0	1.10E+05	7.7	1.42E+04
10	2	0.1	1.10E+05	16.6	6.61E+03
11	2	0.1	1.10E+05	14.9	7.40E+03
12	2	0.21	1.10E+05	23.9	4.61E+03
13	2	0.27	1.10E+05	29.9	3.68E+03
14	2	0.27	1.10E+05	22.9	4.80E+03
15	2	0	3.00E+05	9.4	3.19E+04
16	2	0.1	3.00E+05	17.5	1.72E+04
17	2	0.21	3.00E+05	27.7	1.08E+04
18	2	0.27	3.00E+05	35.6	8.43E+03
19	2	0	6.00E+05	11.0	5.48E+04
20	2	0.1	6.00E+05	21.7	2.76E+04
21	2	0.21	6.00E+05	31.8	1.89E+04
22	2	0.27	6.00E+05	40.9	1.47E+04
23	2	0	1.00E+06	12.0	8.34E+04
24	2	0	1.00E+06	11.9	8.39E+04
25	2	0.1	1.00E+06	25.9	3.86E+04
26	2	0.1	1.00E+06	25.1	3.98E+04
27	2	0.21	1.00E+06	45.1	2.22E+04
28	2	0.27	1.00E+06	51.3	1.95E+04
29	2	0.27	1.00E+06	48.3	2.07E+04
30	4	0	7.10E+04	6.2	1.15E+04
31	4	0.1	7.10E+04	11.8	6.01E+03
32	4	0.21	7.10E+04	18.4	3.87E+03
33	4	0.27	7.10E+04	19.2	3.69E+03
34	4	0	1.10E+05	6.7	1.64E+04
35	4	0.1	1.10E+05	12.6	8.75E+03

No.	p (bar)	C (kg/kg)	q (w/m ²)	ΔT_{sat} (°C)	h (w/m ² k)
36	4	0.21	1.10E+05	17.8	6.19E+03
37	4	0.27	1.10E+05	26.1	4.21E+03
38	4	0.27	1.10E+05	23.1	4.76E+03
39	4	0.1	3.00E+05	15.2	1.98E+04
40	4	0.21	3.00E+05	25.1	1.19E+04
41	4	0.27	3.00E+05	33.7	1.20E+04
42	4	0.1	6.00E+05	18.5	3.25E+04
43	4	0.21	6.00E+05	32.4	1.85E+04
44	4	0.27	6.00E+05	42.3	1.94E+04
45	4	0	1.00E+06	10.5	9.57E+04
46	4	0.1	1.00E+06	21.5	4.65E+04
47	4	0.1	1.00E+06	21.4	4.66E+04
48	4	0.21	1.00E+06	37.4	2.67E+04
49	4	0.27	1.00E+06	51.7	1.93E+04
50	4	0.27	1.00E+06	48.5	2.06E+04