LNG タンク底面・側壁同時加熱時の タンク内伝熱流動モデル実験*

金澤卓也^{*1}, 工藤一彦^{*2}
黒田明慈^{*3}, 津井伸彦^{*4}

Experimental Study on Heat and Fluid Flow in LNG Tank Heated from the Bottom and the Side Walls

Takuya KANAZAWA, Kazuhiko KUDO^{*5},
Akiyoshi KURODA and Nobuhiko TSUI

^{*5} Division of Mechanical Science, Graduate School of Engineering, Hokkaido University,
Kita-13, Nishi-8, Kita-ku, Sapporo-shi, Hokkaido, 060-8628 Japan

Heat and fluid flow in a layer heated from the bottom and the side walls simulating underground LNG tank is experimentally studied under high Rayleigh number ($7.5 \times 10^{10} < Ra < 1.5 \times 10^{13}$) conditions by electrochemical mass transfer technique. From the experiment, following results are obtained. When side walls are heated, the heat transfer along the bottom surface is reduced. Heat transfer along sidewalls is independent of bottom heating, and is modeled by an equation for laminar natural convection flow even for $Ra > 10^9$. And convective flow pattern in the tank is visualized by Schlieren technique. The results, combined with local mass transfer measurement, show that Sh is reduced in the area of the bottom surface impinging downward flow. It is caused by the suppression of plume formation by the downward flow.

Key Words: Heat Transfer, Mass Transfer, Natural Convection, High Rayleigh Number, LNG Tank, Electrochemical Mass Transfer Technique, Visualization of Flow

1. 緒 言

LNG(液化天然ガス)は、その組成の90%以上がメタンであるため、LNGの各種混合物性値はメタンの単体物性値に近く、その沸点も約 -160°C となっている。このようにLNGは周囲環境に比べて極めて低温なため、地下貯蔵タンク内部の側壁と底面では、地中から熱が伝達されている。さらに上部液面では、蒸発潜熱により熱が奪われているため、LNGタンク内部には自然対流が生じている。このとき発生する気化流出ガス(BOG)発生量を確度高く求めるための予測技術の要請があるが、地下貯蔵形LNGタンクは高さ・内径ともに数十mのオーダーで、 Ra が約 10^{14} と非常に大きいため、この値に近い高 Ra の実験が行われていないのが現状である。また、このような側壁と底面が同時に加熱され、上面が冷却された系での自然対流熱伝達特性についても調べられていない。

そこで本研究では電気化学的手法⁽¹⁾を用いることにより、比較的实验しやすい大きさで高 Ra (1.5×10^{13})を実現し、側壁と底面が同時通電された系の各壁面での平均物質伝達率および、局所物質伝達率分布を測定し、アナログ⁽²⁾を通じて熱伝達率を求めた。これにより、側壁・底面同時通電時の互いの干渉効果を調べた。また、系全体の対流パターンをシュリーレン法で可視化し、上記の干渉効果の原因を調べた。この可視化のため、系を奥行きが幅に比べて厚さのうすい二次元系とした。

2. おもな記号

C_h : ハセミ係数

ΔC_i : 陰極表面と陽極表面の銅イオンの濃度差
mol/l

ΔC_r : 陰極表面とバルクの銅イオンの濃度差
mol/l

D_i : 拡散係数 m^2/s

F : ファラデー定数 C/mol

g : 重力加速度 m/s^2

Gr : Grashof 数 $\equiv g\beta(2\cdot\Delta\theta)L^3/\nu^2$

h : 壁面あるいは液面とバルクの間の温度差で定義した熱伝達率 $\text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$

* 原稿受付 2002年9月20日.

^{*1} 北海道大学大学院工学研究科(〒060-8628 札幌市北区北13条西8).

^{*2} 正員, フェロー, 北海道大学大学院工学研究科.

^{*3} 正員, 北海道大学大学院工学研究科.

^{*4} 東京ガス(株)生産技術センター(〒230-0045 横浜市鶴見区).

E-mail: kana@mech-me.eng.hokudai.ac.jp

- h'_i : 陰極表面と陽極表面の銅イオンの濃度差で定義した物質伝達率 m/s
 h_i : 陰極表面とバルクの銅イオンの濃度差で定義した物質伝達率 m/s
 I_{lim} : limiting current density A/m²
 L : 上面と底面間の距離 m
 m_w : 物質伝達速度 kg/(m²・s)
 m_s : BOG の蒸発速度 kg/(m²・s)
 n_i : イオンの原子価
 Nu : Nusselt 数 $= hL/\lambda = q_w L/(\lambda \Delta\theta)$
 Pr : Prandtl 数
 q_w : 壁面熱流束 W/m²
 Ra : 陰極表面とバルクの密度差で定義した Rayleigh 数 $= g\Delta\rho L^3/\rho\nu D_i$
 Ra' : 陰極表面と陽極表面の密度差で定義した Rayleigh 数 $= g\Delta\rho' L^3/\rho\nu D_i$
 Ra_i : 底面とバルクの温度差で定義した Rayleigh 数
 Ra'_i : 底面と液層上面の温度差で定義した Rayleigh 数
 r : 系の縦横比(横/縦)
 ra : 側壁物質伝達による底面 Sh の減少率
 Sc : Schmidt 数
 Sh : 物質伝達率に h_i を使用した Sherwood 数 $= h_i L/D_i$
 Sh' : 物質伝達率に h'_i を使用した Sherwood 数
 t_i : 輸率
 β : 体膨張係数 K⁻¹
 λ : 熱伝導率 W/(m・K)
 ν : 動粘性係数 m²/s
 θ_w : 壁面温度 K
 θ_∞ : バルク温度 K
 $\Delta\theta$: バルクと LNG 液層下面の温度差 K
 ρ : バルク中の電解液の密度 kg/m³
 $\Delta\rho'$: 陰極表面と陽極表面の電解液の密度差 kg/m³
 $\Delta\rho$: 陰極表面とバルクの電解液の密度差 kg/m³
 ω_w : 壁面近傍の電解液濃度 kg/kg
 ω_∞ : バルクの電解液濃度 kg/kg

3. 現在の手法

現在, BOG 発生量の予測には, 式(1)のハセミ式⁽³⁾と呼ばれる式を用いている。ハセミ式とは, 底面が加熱され, 上面が冷却された準定常状態にある LNG 貯槽容器内の熱移動特性を表す実験式で, これにより蒸発量を求めることができるといわれている。

$$Nu = C \cdot Ra_i^n = C \cdot (Gr \cdot Pr)^n \dots \dots \dots (1)$$

ここで, $C=0.13$, $n=1/3$ などとされる。バルク温度が底面と液体上面の単純平均であると仮定すると, 蒸発速度 m_s はバルクと液体上面の温度差を $\Delta\theta$ として, 式(2)で表すことができる。

$$m_s = C_h \Delta\theta^{4/3} \dots \dots \dots (2)$$

C_h はハセミ係数と呼ばれており, メタンの場合 $C_h = 4.02$ 程度であるといわれている。本報では貯槽内の LNG が底面と側壁から同時に加熱されたときの各壁面とバルク液層との間の熱伝達率を実験的に求め, これらを定式化した。

4. 電気化学的手法⁽¹⁾

電気化学的手法とは, 作動流体として用いる電解液中に複数の極板を入れ, その極板間に直流電圧を加えることにより発生するイオンの移動を電流として測定し, これを物質伝達と熱伝達のアナロジ⁽²⁾ [$Nu = Sh$, 式(3), (4)] を通じて熱伝達率を求める方法である。

$$\text{物質伝達 } m_w = h_i \rho (\omega_w - \omega_\infty) \dots \dots \dots (3)$$

$$\text{熱伝達 } q_w = h (\theta_w - \theta_\infty) \dots \dots \dots (4)$$

本実験で使用する電解液は, 高 Sc であるが, Pr (Sc) の影響を考慮⁽⁴⁾ すれば, この結果を, 水などの伝熱問題に適用することが可能である。電気化学的手法の利点は, (1)高精度である, (2)局所測定が容易である, (3)高 Ra が手ごろな大きさの装置で実験できる, (4)境界条件が制御しやすい, (5)ふく射を無視できる, などがあげられる。本実験では硫酸銅-硫酸溶液(硫酸銅 0.06 mol/l, 硫酸 1.5 mol/l)を使用し, $L = 0.4$ m で $Ra' = 1.5 \times 10^{13}$ を実現した。

本実験では Ra' や Sh' の算出に, 陽・陰極板表面間の銅イオンの濃度差を使用している。バルクの平均銅イオン濃度は時間的に変化せず一定であるので, 簡単に求めることができるが, 極板表面での濃度を求めることは難しい。伝熱問題では, 固体壁表面の流体温度は, それに接触している固体壁の温度と同じであるとして求めることができるが, これとは対照的に, 固体壁表面での流体中のイオン濃度の直接測定は一般に困難である。希薄な溶液に入れた金属電極間に電位差を与えると, 陽極から銅イオンがバルク中に溶出し, バルク中の銅イオンが陰極に析出する。このとき, 電位差を大きくしていくと, この銅イオンの溶出・析出速度が増加していくが, 陰極付近での銅イオン拡散速度には限界があるので, 銅イオン付着反応による電流はある一定以上は流れない。このときの最大電流を Limiting current⁽⁵⁾ と称する。このとき, 陰極表面で

の銅イオンの濃度はほとんど零になっているので、この Limiting current 状態では陰極表面の銅イオン濃度を零と規定することができる。また、陰極と陽極での条件が対称である場合、この Limiting current 条件では、陽極表面の銅イオン濃度はバルクの銅イオン濃度の2倍とすることができる。

5. 水平層自然対流実験

はじめに陽極(伝熱問題における冷却面に相当)と陰極(加熱面に相当)の水平極板2枚を上下に向かい合せて設置し、水平層自然対流実験を行い、本実験手法で熱伝達現象を模擬できることを調べた。図1に示すような内容積41.0 cm×40.0 cm×8.0 cmの亚克力製の水槽に、電解液として硫酸銅-硫酸溶液を入れ、39.0×7.5×0.5 cmの銅板2枚を互に向かい合せて水平に設置した。なおこの際、互に向かい合っている面以外(各銅板の側壁と裏面)はシリコン剤(信越シリコン, KE 347 W)を塗って絶縁した。また、向かい合せの面は実験のたびに#240のサンドペーパーで磨いて平たんにした。この実験での Ra' は式(5)で定義し、 Sh' と h'_i はそれぞれ式(6)と式(7)で定義した。式(5)~(7)中の硫酸銅-硫酸水溶液の物性値は、文献(1)より求めた。

$$Ra' = g\Delta\rho' L^3 / \rho\nu D_i \quad (5)$$

$$Sh' = h'_i L / D_i \quad (6)$$

$$h'_i = I_{lim}(1-t_i) / (n_i F \Delta C_i) \quad (7)$$

硫酸濃度は1.5 mol/lと一定にし、硫酸銅濃度を0.029~0.060 mol/l, $L=7.2\sim39.5$ cmと変化させ、 $Ra'=7.5\times10^{10}\sim1.5\times10^{13}$ とした。実験の手順は、(1)極板間に0.05 Vの直流電圧をかけ、電流が安定するまで5 min程度放置し、その後電流を測定する。(2)次に電圧を0.05 Vあげ、安定するまで3 min程度放置し、その後電流を測定する。(3)これを0.8 Vまで繰返し、 I_{lim} を決定する⁽⁵⁾。(4) I_{lim} の状態では系内の対流パターンをシュリーレン法で可視化する。硫酸濃度は、密封し、吸湿の可能性を極小にした96.0%濃硫酸をメスシリンダで一定体積計量し、メスシリンダで計量した蒸留水と混合することで決定した。硫酸銅濃度は硫酸銅五水和物を上皿電子天びん(A & D Company, Ltd., ER-60 A, 精度 ± 0.2 mg)で一定質量計量し、メスシリンダで計量した蒸留水と混合することで決定した。この電解液中の硫酸は希硫酸であるので吸湿性はなく、また、実験中は水の蒸発を防ぐために、水槽上部を亚克力製のふたで覆い、電解液作成時の濃度が一定に保たれるようにした。直流電流は、IWATSU デジタルマルチメータ(VOAC 7411,

Fig. 1 Natural convection system (Type 1)
(Bottom heated, Insulated side walls)

精度 $\pm 0.2\%$), 直流電圧は、OHKURA Electric Co. Model AM-1001(精度 $\pm 1.09\%$)を使用して測定した。この実験を硫酸銅濃度と極板間距離をパラメータとして複数行い、測定結果を表1に示した。本実験結果は、 Ra' のべき乗係数を1/3にすると以下の式にまとめられる。

$$Sh' = 0.0591 Ra'^{1/3} \quad (8)$$

また、この結果をバルクと陰極表面の電解液の密度差で定義した Ra と、バルクと陰極表面の銅イオン濃度差で定義した Sh を使って整理すると、

$$Sh = 0.148 Ra^{1/3} \quad (9)$$

となる。

本実験の結果と、これまで行われた無限流体中での水平上向き加熱平板の自然対流実験結果を比較し、図2に示した。図2中の(a)~(e)の実験結果を定式化したときの係数を表2に示すが、本実験の結果の式(9)は、式(a)~(d)の延長線上にあり、高 Ra 域で良好な結果を示しているといえる。また、図3に示すように、この結果は、同様の電気化学的手法を用いた Goldstein らの結果⁽⁶⁾ともよく一致している。なお、式(8)の係数0.0591は Goldstein らの結果の0.0659よりも10%程度低いが、これは Goldstein らの実験では、水平断面がほぼ正方形の系で行っているのに対し、本実験では、水平の1方向の層厚さが比較的小さく、二次元的になっていたことによるものと考えられる。以上、本実験手法により、高 Ra 域での自然対流伝熱を模擬できることが示された。

6. LNG タンク内モデル実験

ここでは、陰極3枚(伝熱問題における加熱面に相当)と陽極1枚(伝熱問題における冷却面に相当)の極

Table 1 Conditions and results of insulated side walls system

CuSO ₄ [mol/l]	H ₂ SO ₄ [mol/l]	T[°C]	L[cm]	I _{lim} [A/m ²]	Ra'	Sh'	Sc
0.0290	1.50	10.0	13.2	11.6	2.64×10 ¹¹	3.20×10 ²	4.30×10 ³
0.0290	1.50	10.0	21.0	11.3	1.06×10 ¹²	6.05×10 ²	4.30×10 ³
0.0290	1.50	10.0	31.2	11.0	3.48×10 ¹²	8.77×10 ²	4.30×10 ³
0.0500	1.50	10.0	7.2	24.6	7.52×10 ¹⁰	2.61×10 ²	4.38×10 ³
0.0500	1.50	9.0	9.5	22.7	1.73×10 ¹¹	3.26×10 ²	4.48×10 ³
0.0500	1.50	10.0	16.2	24.3	8.56×10 ¹¹	5.79×10 ²	4.38×10 ³
0.0500	1.50	9.0	20.4	22.6	1.72×10 ¹²	6.95×10 ²	4.59×10 ³
0.0500	1.50	10.0	26.0	23.9	3.54×10 ¹²	9.13×10 ²	4.38×10 ³
0.0500	1.50	9.0	39.5	21.8	1.25×10 ¹³	1.30×10 ³	4.59×10 ³
0.0600	1.50	11.5	13.1	31.1	5.41×10 ¹¹	4.83×10 ²	4.12×10 ³
0.0600	1.50	7.0	29.5	27.0	6.29×10 ¹²	1.06×10 ³	5.08×10 ³
0.0600	1.50	11.0	31.1	30.8	7.25×10 ¹²	1.15×10 ³	4.21×10 ³
0.0600	1.50	7.5	34.6	27.7	1.01×10 ¹³	1.26×10 ³	4.97×10 ³
0.0600	1.50	9.5	36.3	28.4	1.16×10 ¹³	1.28×10 ³	4.52×10 ³
0.0600	1.50	9.5	39.5	28.4	1.49×10 ¹³	1.40×10 ³	4.52×10 ³

Table 2 Empirical formulas for natural convection heat transfer from upward facing heating plate
($Nu = C \cdot Ra^n$, $Sh = C \cdot Ra^n$)

	Fig.2	C	n	fluid	Ra
Heat Transfer	(a) McAdams ⁽⁶⁾	0.54	1/4	air	2×10 ⁴ -2×10 ⁷
	(b) Fujii et al. ⁽⁷⁾	0.16	1/3	water	2×10 ⁴ -2×10 ⁸
	(c) McAdams ⁽⁶⁾	0.14	1/3	air	2×10 ⁷ -3×10 ¹⁰
	(d) Fujii et al. ⁽⁷⁾	0.13	1/3	water	5×10 ⁸ -
Electro-Chemical	(e) eq.(9) present	0.148	1/3	CuSO ₄ , H ₂ SO ₄	7.5×10 ¹⁰ -1.5×10 ¹³

Fig. 2 Results of natural convection heat transfer from upward facing heating plate

Fig. 3 Mass transfer results in horizontal natural convection layer

板を、反応面を内向きにして図4のように設置し、側壁・底面同時加熱、上面冷却のLNGタンクを模擬した実験を行った。この実験で、タンク内のLNGは満タンに近い状態を仮定し、液体部分の流動を対象とした。また、本実験の上部液面の境界条件は固体表面であり、実際のLNGの液面は自由表面であるが、特に本実験のような高Ra域において、上部液面の境界条

件が、底面と側壁の物質伝達率に与える影響が少ないことを、上部電極として7本の細い平行銅棒を用いた自由表面模擬の予備実験で確認した。電解液は硫酸1.5 mol/lと硫酸銅0.05 mol/lの混合電解液とした。実験は上面を冷却とし、(Type 1)底面のみ加熱(側壁は非通電)、(Type 2)底面と側壁の同時加熱、(Type 3)側壁のみ加熱(底面は非通電)、の三とおり

の伝熱条件に対応した電気化学的実験を、それぞれ表 3 に示す Case 1~10 の 10 個の Ra と r の条件にわたって 5 章と同じ実験手順で行った。表 3 中の r は系の縦横比(=横/縦)を表しており、 r の小さな系は縦長の系、 r の大きな系は横長の系である。この実験では、Type 1 以外は陽極と陰極が対称でないため、4 章で述べたように陽極表面の銅イオン濃度がわからない。したがって、 Ra と h_i はバルクと陰極表面間の濃度差を用いた以下の式で定義した。

$$Ra = g\Delta\rho L^3 / \rho\nu D_i \quad \text{.....(10)}$$

$$Sh = h_i L / D_i \quad \text{.....(11)}$$

$$h_i = I_{\min}(1 - t_i) / n_i F \Delta C_i \quad \text{.....(12)}$$

底面の物質伝達率の測定結果を図 5 に示す。側壁非通電の Type 1 実験における底面の Sh に比べ、Type 2 実験における側壁・底面同時通電時の底面の Sh が若干低いことがわかる。この減少率は Ra が大きくなるに伴って大きくなり、 $Ra = 1.0 \times 10^{11}$ 付近で 0.5~3% 程度、 $Ra = 2.7 \times 10^{12}$ 付近で 8~18% 程度、 $Ra = 6.0 \times 10^{12}$ で 24% 程度減少する。また、縦横比の効果はこの程度の r の範囲では実験のばらつき範囲内であった。また、式(9)に対する Type 2 実験結果

の減少率は、式(13)で与えられる。

$$r_d = 2.90 Ra^{-0.0423} \quad \text{.....(13)}$$

側壁の平均物質伝達率測定結果を図 6 に示す。側壁の物質伝達率は、底面非通電時の Type 3 実験に比べ、側壁・底面同時通電時の Type 2 実験では若干低いが、差は非常に小さい。また、縦横比による側壁の平均 Sh の変化は非常に小さく、はっきりとした傾向は示さなかった。側壁の結果を整理すると、

$$Sh = 0.480 Ra^{0.263} \quad \text{.....(14)}$$

べき乗係数を 1/4 にすると、

$$Sh = 0.685 Ra^{1/4} \quad \text{.....(15)}$$

が得られる。これを表 4 中の既存の無限流体中での鉛直加熱平板の自然対流熱伝達実験[図 7 中の (f)⁽⁹⁾ と (h)⁽⁹⁾]、正方形キャビティ(側壁片面加熱・片面冷却、上下面断熱)内の自然対流流動熱伝達解析[図 7 中の (g)⁽¹⁰⁾]と比較すると、式(14)[表 4 中の (i)]のべき乗係数は、高 Ra 域の実験にもかかわらず層流域の式に近い。また、電気化学的手法による高 Sc 数の実験結果は、 $Pr \approx 6.5$ の従来の伝熱実験に比べて 20% 程度高い値を示すことが知られていること⁽⁸⁾、本実験系の結果は、図 3 の結果から、文献(8)の結果より 10%

Table 3 Experimental conditions

	Ra	r
Case 1	9.74×10^{10}	1.0
Case 2	1.01×10^{11}	2.0
Case 3	1.07×10^{11}	2.9
Case 4	8.11×10^{11}	0.5
Case 5	7.82×10^{11}	1.0
Case 6	8.08×10^{11}	1.5
Case 7	2.70×10^{12}	0.3
Case 8	2.70×10^{12}	0.7
Case 9	2.69×10^{12}	1.0
Case 10	6.00×10^{12}	1.0

Fig. 4 Natural convection system
(Bottom and side walls heated)

Fig. 5 Mass transfer results at bottom surface with/without mass transfer at sidewalls

Fig. 6 Mass transfer results at sidewall with/without mass transfer at bottom surface

Table 4 Case of sidewall heat and mass transfer cases

	analysis	heat transfer exp.	electro-chemical exp.
cavity	(g) Makiyara et al. ⁽¹⁰⁾	-	-
vertical wall	-	(f) (h) McAdams ⁽⁹⁾	-
in infinite fluid	-	-	(i)(eq.14)
Type2,3	-	-

Fig. 7 Results of vertical natural convection layer

程度低い値を示すことを考えると、今回の式(14)の結果は、無限流体中の鉛直平板の層流域の伝熱特性(f)の延長上に来ることが予想される。本実験結果が高 Ra にもかかわらず層流域と同形となったのは、系内全体での対流のために、側壁付近で流れが層流化しているのではないかとと思われる。

7. 局所物質伝達率分布の測定

上記の結果より、Type 2 実験での底面の平均 Sh は、Type 1 実験の底面の平均 Sh より低いことがわかった。一方、Type 2 実験での側壁の平均 Sh は、Type 3 実験の側壁の平均 Sh とほとんど同じ値を示すことがわかった。すなわち、陰極として底面のみを単独通電または側壁のみを単独通電した場合に比べ、側壁と底面を同時に通電した場合には流れのパターンが変化し、底面の平均 Sh が減少することがわかった。そこで、底面の極板を分割することによって、底面の局所 Sh 分布を求め、底面・側壁同時通電時に底面の平均 Sh が減少する理由を調べた。実験は、図8で示す系で、底面と側壁から同時に加熱されているLNGタンク内の流動伝熱を模擬し、Type 1 実験とType 2 実験を行った。電解液は、硫酸 1.5 mol/l、硫酸銅 0.05 mol/l の混合電解液で、 $L=10.0$ cm、 $Ra=1.05 \times 10^{11}$ である。底面の平均 Sh と局所 Sh 分布を図9、それぞれの流動のようすを図10に示した。

側壁を非通電とした Type 1 実験では、図10(a)に示したように、系内全体に時計回りの弱い対流が発生

Fig. 8 Experimental apparatus

Fig. 9 Profiles of local mass transfer coefficient at bottom surface with/without mass transfer at sidewalls

した。この系では、上下面からのブルームのみが生じると予想されたが、実際には渦が系内に一つ生じた。これは、なんらかの不安定要素によって弱い渦が発生したと考えられるが、現時点ではその原因は特定できていない。この対流の向きは実験によってランダムである。底面と側壁を陰極・上面陽極とした Type 2 実験では、図10(b)に示したように、側壁に沿って上昇する流れが、上面中央で合流・下降する流れが発生した。このときの流れは Type 1 実験のときの流れよりも速かった。この系では左右対称な渦が生じると予想されたが、実際には実験系内に生じる渦が、縦横比 1:1 の大きさになるようとするため、縦横比約 1:1 の渦と、これより小さい渦のペアができ、物質伝達率の分布が非対称になった。また、渦の向きは側壁加熱の

Fig. 10 Flow patterns in layers (Experiment 7-2)

影響でつねに同じ向きであるが、この大きな渦は、実験によって左にできる場合と右にできる場合がランダムに生じた。図9より、Type 1実験とType 2実験ともに、下降流が存在する部分では底面の局所 Sh が減少していることがわかる。通常、強制対流が壁面に衝突する部分では、熱伝達が促進されるが、本実験のように、上向き加熱平板からの自然対流に、非常に弱い流れが衝突する場合には、熱伝達が減少する領域が存在することが知られている⁽¹¹⁾。本実験で観察された下降流は、非常に弱いので、衝突噴流効果による物質伝達の増加には寄与しないが、底面から上昇するブルームの発生を抑制させる働きにより、その部分の自然対流物質伝達を抑制する効果が発生していると考えられる。実際、可視化により、下降流部ではブルーム発生が抑えられていることが確認されている。

8. 結 言

本実験では電気化学的手法を用いることにより、高 Ra の水平層自然対流実験と LNG タンクモデル実験を行い以下の結論を得た。

(1) 底面加熱・上面冷却(側壁断熱)を模擬した水

平層自然対流実験を行い、既存の高 Ra 物質伝達実験の結果に近い値を得、本実験装置・手法の妥当性が示された。

(2) 底面と側壁を同時通電した LNG タンクモデル実験を行い、底面と側壁それぞれの平均 Sh を求め、定式化した。底面の平均 Sh は、底面のみを通電した場合に比べ、底面と側壁を同時通電した場合減少する。その減少率は Ra の増加に伴って増加する。側壁の平均 Sh は、底面のみを通電した場合と、底面と側壁を同時通電した場合で、ほとんど同じ値を示した。またこの値は、 Ra の小さな層流域における無限流体中の鉛直平板における値の延長線上にあることが示された。

(3) 底面を分割し、底面の局所 Sh 分布を求め、同時に流動パターンを可視化した。これにより、下降流の衝突により底面の局所 Sh が低下することが示され、側壁・底面同時加熱時のように系全体に比較的強い対流が存在することで、底面の平均物質伝達率が低下するメカニズムが示された。

文 献

- (1) Chiang, H. D. and Goldstein, R. J., Transport Phenomena in Heat and Mass Transfer, *Proc. 4th. Int. Symp.*, (1992), 1-25.
- (2) 甲藤好朗, 伝熱概論, (1969), 221, 養賢堂.
- (3) Hashemi, H. T. and Wesson, H. R., Cut LNG Storage costs, *HYDROCARBON PROCESSING*, 50-8 (1971), 117-120.
- (4) Globe, S. and Dropkin, D., Natural-Convection Heat Transfer in Liquids Confined by Two Horizontal Plates and Heated from Below, *Trans. ASME*, 81 (1959), 24-28.
- (5) Selman, J. R. and Tobias, C. W., Mass-transfer Measurements by the Limiting-Current Technique, *Adv. Chem. Eng.*, 10 (1978), 211-318.
- (6) McAdams, W. H., *Heat Transmission*, 3rd ed., (1954), 180, McGraw-Hill Book Company INC.
- (7) Fujii, T. and Imura, H., Natural-Convection Heat Transfer from a Plate with Arbitrary Inclination, *J. Heat Mass Transf.*, 15 (1972), 755-767.
- (8) Goldstein, R. J., ほか 2 名, High-Rayleigh-Number Convection in a Horizontal Enclosure, *J. Fluid Mech.*, 213 (1990), 111-126.
- (9) McAdams, W. H., *Heat Transmission*, 3rd ed., (1954), 172, McGraw-Hill Book Company INC.
- (10) 横原孝文・ほか 2 名, 機論, 66-644, B (2000), 1045-1052.
- (11) 服部康男・ほか 3 名, 機論, 67-654, B (2001), 480-486.