



저작자표시-비영리-변경금지 2.0 대한민국

이용자는 아래의 조건을 따르는 경우에 한하여 자유롭게

- 이 저작물을 복제, 배포, 전송, 전시, 공연 및 방송할 수 있습니다.

다음과 같은 조건을 따라야 합니다:



저작자표시. 귀하는 원저작자를 표시하여야 합니다.



비영리. 귀하는 이 저작물을 영리 목적으로 이용할 수 없습니다.



변경금지. 귀하는 이 저작물을 개작, 변형 또는 가공할 수 없습니다.

- 귀하는, 이 저작물의 재이용이나 배포의 경우, 이 저작물에 적용된 이용허락조건을 명확하게 나타내어야 합니다.
- 저작권자로부터 별도의 허가를 받으면 이러한 조건들은 적용되지 않습니다.

저작권법에 따른 이용자의 권리는 위의 내용에 의하여 영향을 받지 않습니다.

이것은 [이용허락규약\(Legal Code\)](#)을 이해하기 쉽게 요약한 것입니다.

[Disclaimer](#)

碩士學位論文

헬리컬 튜브의 자연대류  
열전달 특성에 관한 연구



濟州大學校 大學院

에너지 工學科

許 晶 煥

2011年 2月

# 헬리컬 튜브의 자연대류 열전달 특성에 관한 연구

指導教授 鄭 鈺 津

許 晶 煥

이 論文을 工學 碩士學位 論文으로 提出함

2010年 12月

許晶煥의 工學 碩士學位 論文을 認准함

審査委員長 金 信 (印)

委 員 李 憲 周 (印)

委 員 鄭 鈺 津 (印)

濟州大學校 大學院

2010年 12月

A Study on the Natural Convection Heat Transfer  
Characterist of a Helical tube

Jeong-Hwan Heo  
(Supervised by professor Bum-Jin Chung)

A thesis submitted in partial fulfillment of the requirement  
for the degree of Master of Engineering

December 2010

This thesis has been examined and approved.

.....  
Thesis director, Bum-Jin Chung, Prof. of Nuclear & Energy Engineering

.....  
Date

Department of Nuclear & Energy Engineering  
GRADUATE SCHOOL  
JEJU NATIONAL UNIVERSITY

# 목 차

LIST OF FIGURES .....	iv
LIST OF TABLES .....	vi
NOMENCLATURE .....	vii
NONDIMENSIONAL NUMBERS .....	viii
SUMMARY .....	ix
I. 서론 .....	1
II. 이론적 배경 .....	3
1. 헬리컬 튜브에서 발생하는 자연대류 열전달 현상 .....	3
1) 헬리컬 튜브의 전체길이(L)의 영향 .....	4
2) 헬리컬 튜브의 감긴 높이(H)의 영향 .....	6
3) 튜브의 지름(D)의 영향 .....	7
4) 튜브사이의 떨어진 거리(P)의 영향 .....	10
5) 헬리컬 튜브의 감긴 반지름(R)의 영향 .....	12
6) 헬리컬 튜브의 기울기의 영향 .....	12
2. 열전달과 물질전달의 유사성 .....	13
1) 유사성 .....	13
2) 열전달과 물질전달의 유사성 .....	14
3. 전기도금계 .....	15
1) 물질전달 구조 .....	16
2) 한계전류 기법 .....	19
3) 주요 무차원수 및 물성치 .....	22

<b>III. 예비실험</b> .....	25
1. 수평관에서 발생하는 자연대류 열전달 현상 .....	25
1) 수평관 외부의 자연대류 .....	25
2) 전기도금을 이용한 시각화 방법 .....	28
3) 실험 방법 및 실험범위 .....	29
4) 실험결과 .....	30
2. 기울어진 원형관에서 발생하는 자연대류 열전달 현상 .....	33
1) 기울어진 원형관에서의 자연대류현상 .....	33
2) 실험 방법 및 실험범위 .....	35
3) 실험결과 .....	36
3. 수직배열의 수평관에서 발생하는 자연대류 열전달 현상 .....	39
1) 수직으로 배열된 수평관에서의 자연대류 .....	39
2) 실험 방법 및 실험범위 .....	39
3) 실험결과 .....	40
<b>IV. 실험장치 및 방법</b> .....	44
1. 실험장치 구성 .....	44
2. 실험 방법 및 절차 .....	45
1) 실험 방법 .....	45
2) 실험 절차 .....	46
3. 실험범위 .....	46
<b>V. 실험결과 및 고찰</b> .....	49
1. 헬리컬 튜브의 전체길이(L)의 영향 .....	49
2. 헬리컬 튜브의 감긴 높이(H)의 영향 .....	51
3. 튜브의 지름(D)의 영향 .....	53

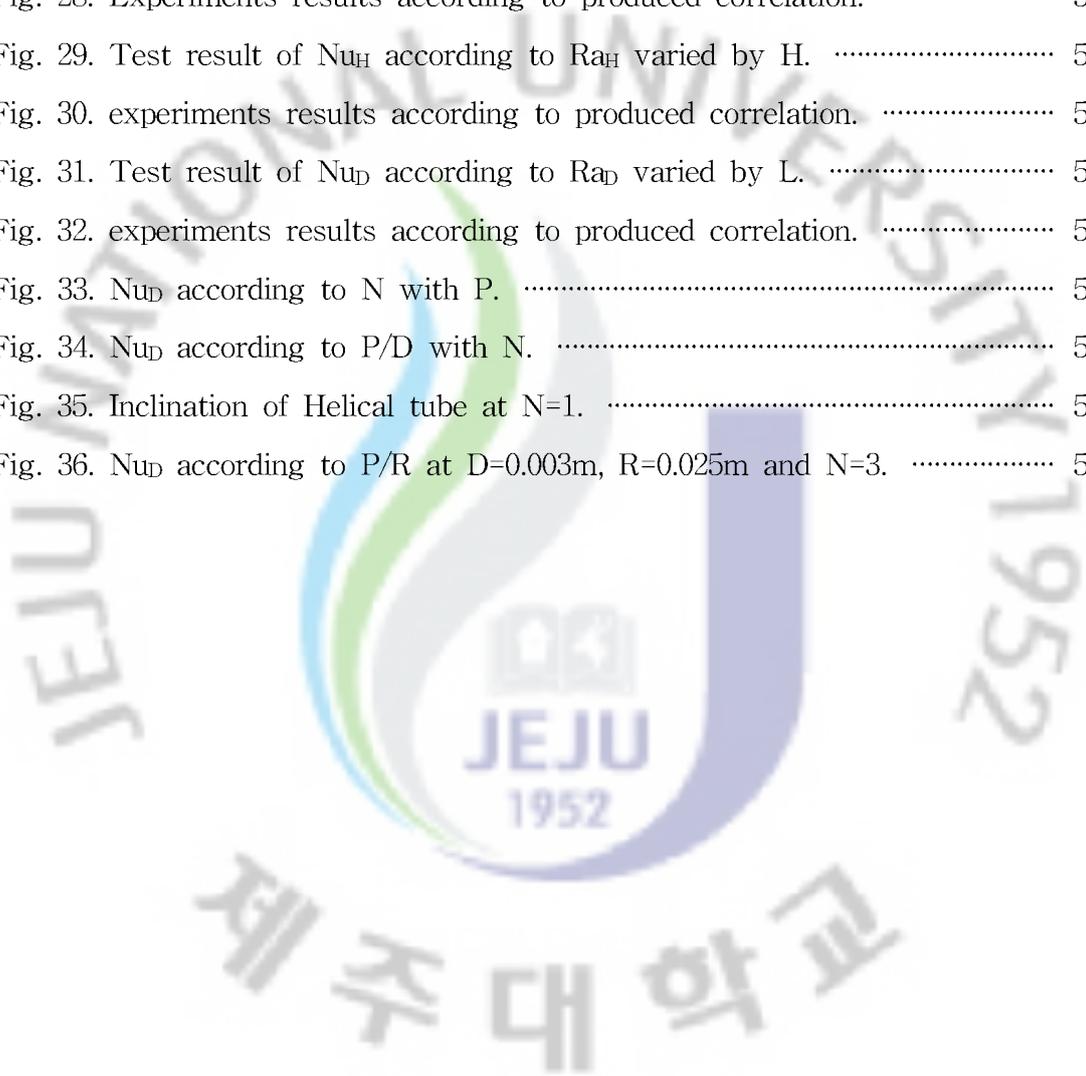
4. 튜브사이의 떨어진 거리(P)의 영향 .....	55
5. 헬리컬 튜브의 감긴 반지름(R)의 영향 .....	57
<b>VI. 결 론</b> .....	59
<b>참 고 문 헌</b> .....	61
<b>감사의 글</b>	



## LIST OF FIGURES

Fig. 1. Test model of helical tube. ....	3
Fig. 2. Average turbulent heat transfer correlation for a vertical coils in water with coil length as a characteristic length. ....	5
Fig. 3. Average heat turbulent heat transfer correlation for a vertical set of coils with $D=0.012\text{m}$ in water compared with the previous results on flat plates. ....	6
Fig. 4. Local $Nu$ vs. $N$ for $D=0.00127\text{m}$ and $L=3.9\text{m}$ . ....	7
Fig. 5. Effect of number of turns per coil on the mass transfer coefficient. ·	9
Fig. 6. $Nu$ ratio as a function of $P/D$ . ....	11
Fig. 7. Local $Nu$ vs. $P/D$ for $D=0.0095\text{m}$ and $L=1.5\text{m}, 3.9\text{m}$ . ....	11
Fig. 8. Effect of ring diameter on the mass transfer coefficient. ....	12
Fig. 9. Schematic diagram of mass transfer in electric field. ....	17
Fig. 10. Typical limiting current density curve. ....	22
Fig. 11. Natural convection around cylinder. ....	26
Fig. 12. Visualized surface temperatures of cylinders. ....	28
Fig. 13. Test facility and arrangements of cathode. ....	30
Fig. 14. Comparison of the results with the existing correlations. ....	31
Fig. 15. Visualized results. ....	32
Fig. 16. Separation Angles. ....	32
Fig. 17. Inclined cylinder. ....	33
Fig. 18. The experiment equipment and system circuit. ....	36
Fig. 19 $Nu_L$ vs. Inclination angle ....	37
Fig. 20 $Nu_D$ vs. Inclination angle ....	38
Fig. 21. The experiment equipment & system circuit. ....	40
Fig. 22. Lower cylinder Nusselt number compared with correlations. ....	41

Fig. 23. Nusselt number ratio as a function of P/D (Laminar). .....	42
Fig. 24 Nusselt number ratio as a function of P/D (Turbulent). .....	43
Fig. 25. The experimental equipments and system circuit. ....	44
Fig. 26. Helical tube cathode. ....	45
Fig. 27. Test result of $Nu_L$ according to $Ra_L$ varied by L. ....	49
Fig. 28. Experiments results according to produced correlation. ....	50
Fig. 29. Test result of $Nu_H$ according to $Ra_H$ varied by H. ....	51
Fig. 30. experiments results according to produced correlation. ....	52
Fig. 31. Test result of $Nu_D$ according to $Ra_D$ varied by L. ....	53
Fig. 32. experiments results according to produced correlation. ....	54
Fig. 33. $Nu_D$ according to N with P. ....	55
Fig. 34. $Nu_D$ according to P/D with N. ....	56
Fig. 35. Inclination of Helical tube at N=1. ....	57
Fig. 36. $Nu_D$ according to P/R at D=0.003m, R=0.025m and N=3. ....	58



## LIST OF TABLES

Table 1. Governing equations with incompressible fluid. ....	22
Table 2. Dimensionless group transformation. ....	27
Table 3. Natural convection heat transfer correlations on a cylinder. ....	28
Table 4. Test matrix of horizontal cylinder. ....	29
Table 5. Natural convection heat transfer correlations on a Inclined cylinder. .....	43
Table 6. Test matrix of Inclined cylinder. ....	57
Table 7. Test matrix of Double Horizontal Cylinders. ....	57
Table 8. Test matrix - D effect (m). ....	57
Table 9. Test matrix - P effect (m). ....	57
Table 10. Test matrix - R effect by P (m). ....	57
Table 11. Test matrix - L or H effect (m). ....	57

## Nomenclature

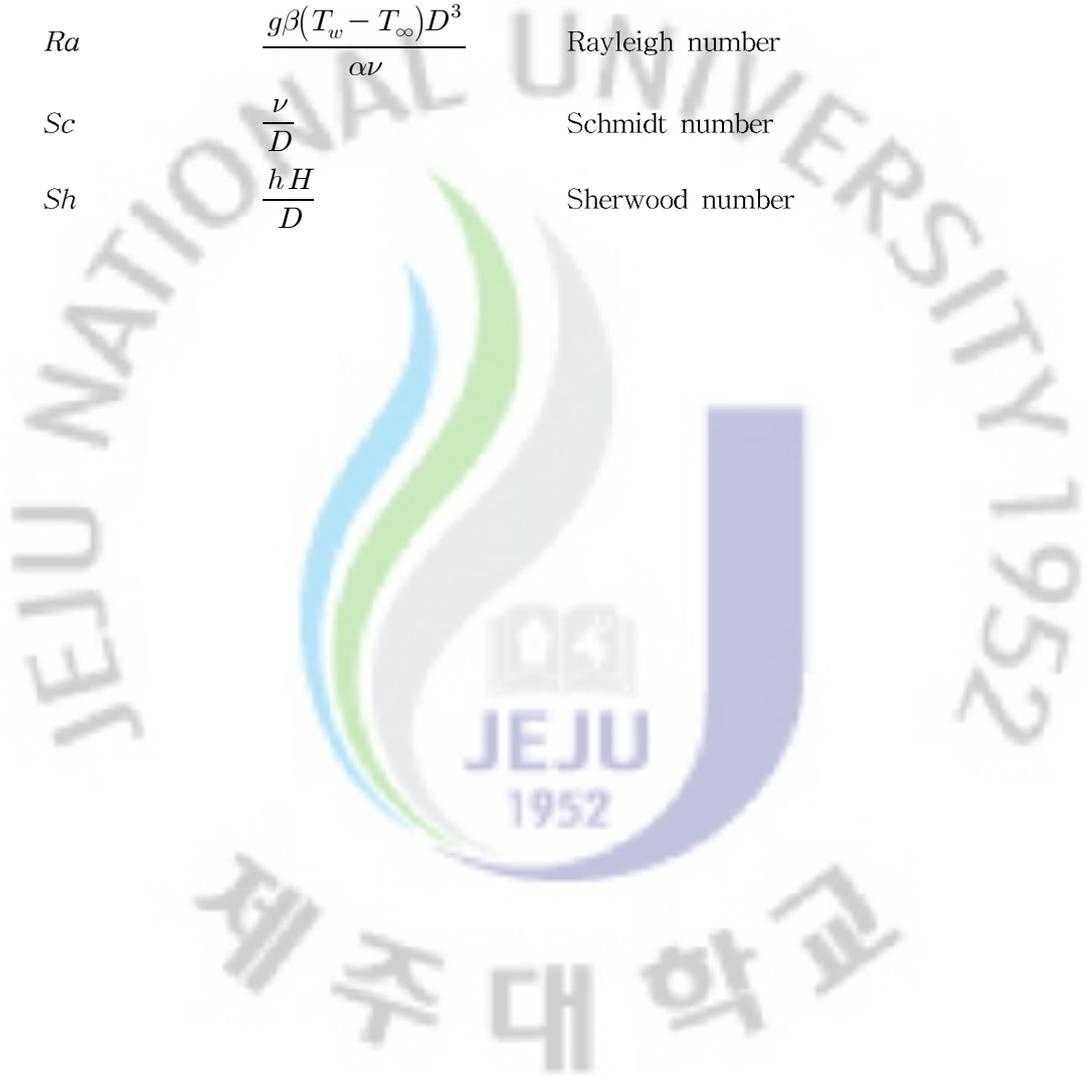
$C$	concentration [ $kmole/m^3$ ]
$D$	diameter of helical tube [ $m$ ]
$F$	Faraday constant, 96,587,000 [ $Coulomb/kmole$ ]
$g$	gravitational acceleration [ $m/s^2$ ]
$H$	height of helical tube [ $m$ ]
$h_m$	mass transfer coefficient [ $m/s$ ]
$I$	electric current [ $A$ ]
$k$	reaction rate constant
$L$	total length of helical tube [ $m$ ]
$N_t$	total mass flux [ $kg/m^2s$ ]
$N_m$	mass flux caused by electric migration [ $kg/m^2s$ ]
$N_d$	mass flux caused by diffusion [ $kg/m^2s$ ]
$N_c$	mass flux caused by convection [ $kg/m^2s$ ]
$n$	number of electrons in charge transfer reaction
$P$	pitch of helical tube [ $m$ ]
$R$	radius of helical tube [ $m$ ]
$t_n$	transference number

### Greeks symbols

$\alpha$	thermal diffusivity [ $m^2/s$ ]
$\beta$	volumetric expansion coefficient [ $m^3/K$ ]
$\gamma$	dispersion coefficient
$\theta$	angular position [°]
$\mu$	viscosity [ $kg/ms$ ]
$\nu$	kinematic viscosity [ $m^2/s$ ]
$\rho$	density [ $kg/m^3$ ]
$\phi$	cylinder of inclination [°]

## Nondimensional numbers

$Gr$	$\frac{g\beta(T_w - T_\infty)D^3}{\nu^2}$	Grashof number
$Pr$	$\frac{\nu}{\alpha}$	Prantdl number
$Ra$	$\frac{g\beta(T_w - T_\infty)D^3}{\alpha\nu}$	Rayleigh number
$Sc$	$\frac{\nu}{D}$	Schmidt number
$Sh$	$\frac{hH}{D}$	Sherwood number



## SUMMARY

The needs for securing clean energy source and stable energy supply raise the research need for Sodium-cooled Fast Reactor(SFR) which can decrease radioactive waste and radioactivity toxicity. As the SFR uses fast neutrons for nuclear fissions and has the characteristics of converting fertile material to fissile material, the SFR has been developed from early nuclear development period for the efficient utilization of uranium resources.

The SFR is targeting the goal of dramatical improvement of safety and technological verification and adopts PDRC(Passive Decay Heat Removal Circuit). Sodium-Air Heat Exchanger(AHX) is a part of PDRC, which is one of the essential characteristic design concepts of the Sodium-cooled Fast Reactor. The AHX is composed of helical tube banks inside a stack. The hot sodium flows down inside the helical tubes and cold air cools the outside of the helical tubes. The natural convective air flow driven by the heat transfer from the helical tube interacts with the stack and results in a complex phenomenological behavior. The heat removal capacity of the AHX are to be proven by the experimental means in order to get the Design Certificate from the regulatory body.

The studies on natural convection heat transfer on helical tubes are limited. Furthermore, most of the available investigations are concerned with flow and heat transfer inside the helical tube. A study on natural convection heat transfer phenomena of a helical tube was performed as a part of work to verify heat removal capability of th SFR. The study is aiming at the determination of governing parameters for the helical tube phenomena, which will be later utilized for the developed of experimental facilities.

In this study, natural convection heat transfer phenomena of helical tube were investigated experimentally. With the analogy concept, heat transfer

systems were replaced by mass transfer systems. the copper sulfate electroplating system was employed as the mass transfer system. A series of preliminary tests were performed. Natural convection experiments on horizontal cylinder were performed and mass transfer rates were measured as well as the heat transfer pattern was visualized by electroplating technique. Natural convection heat transfer tests on inclined cylinders reveal that when the inclination angle is less than  $30^\circ$  from the horizontal, the measured heat transfer rates were similar to that of the horizontal cylinder. Natural convection experiments of vertical in-line double horizontal cylinders showed that bottom cylinder is not influenced by top cylinder but top cylinder is influenced with pitch-to-diameter ratio between top and bottom cylinders.

Main tests for helical tube were performed. The diameters of helical tube were varied from 0.001m to 0.008m, the total lengths of helical tube were varied from 0.157m to 1.571m, the heights of helical tube were varied from 0.033m to 0.289m, and the pitches of helical tube were varied from 0.004m to 0.1m, which correspond to the Rayleigh numbers by diameter of  $5.5 \times 10^5$  to  $9.4 \times 10^8$ , Rayleigh numbers by total length of  $6.54 \times 10^{11}$  to  $6.54 \times 10^{14}$ , and Rayleigh numbers by height of  $6.09 \times 10^9$  to  $3.62 \times 10^{12}$ .

The study suggested that the heat transfer correlations by diameter, total length, and height of helical tube from experimental results. From natural convection heat transfer phenomena of helical tube, heat transfer rate was decreased with diameter of helical tube at laminar flow, but total length and height of helical tube did not influence the heat transfer rates. And the diameter of helical tube was effective characteristic length when pitch-to-diameter ratio is larger than 5 and pitch-to-radius is smaller than 2.3.

In the AHX, the helical tube is located inside a stack. Due to the chimney effect inside the stack, the total driving force will be affected by the length or height of the tube. Therefore, the experiments on helical tube in duct should be performed to confirm the AHX phenomena study.

## I. 서 론

최근 청정에너지원 확보와 안정적인 에너지 공급원 확보 필요성이 대두되고 있다. 그에 따라, 처분 폐기물량의 획기적 감소와 방사성 독성의 획기적 감소가 가능한 제4세대 소듐냉각 고속로(Gen IV SFR : Generation IV Sodium-cooled Fast Reactor)의 중요성이 두각 되고 있다[T. I. Kim and D. H. Hahn 2006]. 소듐 냉각 고속로는 핵분열에 고속중성자를 이용하는 방식으로 핵연료 증식 특성이 있어서 원자력 발전의 초창기부터 우라늄 자원의 효율적 이용이라는 측면에서 개발되었다[J. H. Lee et al. 2007].

소듐냉각 고속로는 “안전성의 획기적 향상과 입증”을 기술목표로 하고 있으며, 이를 위하여 피동형 잔열제거계통(PDRC : Passive Decay Heat Removal Circuit)을 채택하고 있다. 소듐-공기 열교환기(AHX : Air Heat eXchanger)는 개발중인 소듐냉각 고속로의 고유개념 가운데 하나인 피동잔열제거계통의 일부이다.

소듐-공기 열교환기는 헬리컬 튜브(Helical tube) 내부를 따라 흐르는 뜨거운 소듐을 외부 공기의 자연대류에 의하여 냉각하는 개념이다. 이 시스템은 헬리컬 튜브가 굴뚝(Stack) 내부에 존재하므로 자연대류에 의하여 유동이 구동되지만 굴뚝과의 상호작용에 의하여 매우 복잡한 현상학적 거동이 야기된다. 그러므로 소듐-공기 열교환기의 열제거능력은 궁극적으로는 실험을 통하여 성능을 입증하여야 한다.

이러한 소듐-공기 열교환기의 열제거 능력을 확인하기에 앞서 헬리컬 튜브에서 발생하는 자연대류 현상론에 대한 사전연구를 기초실험을 통하여 실증 실험장치 설계에 사용될 매개변수를 확정하는 연구가 선행 되어야 한다.

헬리컬 튜브에 대하여 수행된 자연대류 열전달 연구는 매우 적으며, 수행된 연구의 대부분은 헬리컬 튜브 내부에서 발생하는 유동과 열전달을 다루고 있다[M. Moawed, 2005]. 이러한 이유로 Grashof 수의 특성길이가 현재까지 정의되어 있지 않다. 또한 헬리컬 튜브의 전체길이, 헬리컬 튜브의 감긴 높이, 튜브의 지름, 상단과 하단의 튜브 사이에 떨어진 거리, 헬리컬 튜브의 감긴 반지름 사이의 관계를 어떤 식으로 고려해 넣을지 판단하기 어려운 상황이다.

한편 소듐-공기 열교환기에 사용되는 헬리컬 튜브의 실규모 장치로써 실험을 수행할 경우, 많은 재원이 소요될 뿐만 아니라 전도에 의한 구조물 표면으로의 열의 누설이 불가피하고 복사로 인한 열전달의 영향으로 순수한 대류 열전달만을 평가하는데 많은 어려움이 따른다. 그러나 상사성(Analogy)의 개념을 이용하면 이러한 열전달 문제에서의 제약을 보다 간단하고 취급이 용이한 물질전달(Mass transfer) 실험으로 전환하여 해결할 수 있다[B. J. Ko, 2008].

본 연구는 상사성의 원리를 이용하는 실험방법론을 도입하여 소듐-공기 열교환기의 헬리컬 튜브에서 발생하는 자연대류 열전달 현상을 물질전달 실험으로 모사하였다. 이러한 방법론을 통하여 열전달에서의 현상을 물질전달 현상을 통하여 확인하였고, 실험을 통하여 실증 실험장치의 상사성 유지를 위한 특성길이를 도출하였다. 또한, 헬리컬 튜브의 전체길이, 헬리컬 튜브의 감긴 높이, 튜브의 지름, 튜브사이의 떨어진 거리, 헬리컬 튜브의 감긴 반지름 등의 변수들 사이의 관계를 상관식의 형태로 제시하였다.

## II. 이론적 배경

### 1. 헬리컬 튜브에서 발생하는 자연대류 열전달 현상

그림 1은 헬리컬 튜브의 모형을 나타낸 그림이다. 그림에서  $L$ ,  $H$ ,  $D$ ,  $P$ ,  $R$ 은 각각 헬리컬 튜브의 전체길이, 헬리컬 튜브의 감긴 높이, 튜브의 지름, 튜브사이의 떨어진 거리, 헬리컬 튜브의 감긴 반지름을 각각 나타낸다. 헬리컬 튜브의 감긴 수는  $N$ 이다.

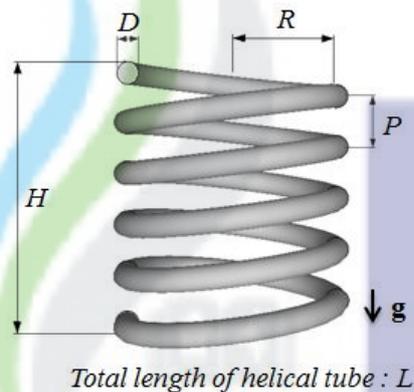


Fig. 1 Test model of helical tube

헬리컬 코일의 구조는 일직선 구조에 비해 조밀하고, 감긴수에 비례하여 증가하는 열전달양 때문에 많은 열전달 장비에 효과적으로 사용된다. 이러한 광범위한 사용에도 불구하고, 헬리컬 코일의 연구에서 발생하는 자연대류 열전달 연구는 비교적 적게 수행되어 왔다[M. Moawed, 2005]. 이러한 이유로 아직까지 헬리컬 튜브에서의 특성길이는 분명하게 정의되지 않고, 학자들마다 다른 특성길이를 사용하여 헬리컬 튜브의 열전달현상을 정의하고 있다. 예를 들어 Ali[M. E. Ali, 1994]와 Prabhanjan 등[D. G. Prabhanjan et al., 2004]의 경우, 특성길이를  $L$  또는  $H$ 로 정의하여 연구를 수행하였으며, Xin와 Ebadian[R.C. Xin and M.A. Ebadian, 1996]와 Moawed[M. Moawed, 2005]의 경우, 특성길이를  $D$ 으로 사용하여 연구를

수행하였다. 한편, Janssen과 Hoogendoorn[L. A. M. Janssen and C. J. Hoogendoorn, 1978]에 의해 P의 영향에 대한 연구가 처음으로 수행된 이후 P의 영향에 대한 연구가 지속적으로 수행되어져 오고 있다. Moawed[M. Moawed, 2005]는 P/D와 R/D의 연구를 통해 D와, P와 R 사이의 영향을 연구하였다.

#### 1) 헬리컬 튜브의 전체길이(L)의 영향

Ali[M. E. Ali, 1994]는 헬리컬 튜브에서 정상상태의 자연대류 열전달 연구를 실험적으로 수행하였고, 특성길이를 L을 사용하여 실험결과를 분석하였다. 그는 실험유체로 물을 사용하여, D가 0.012m, R/D가 20.8, 13.9, 9.9일 경우와 D가 0.008m, R/D가 20.0, 9.9인 경우의 두가지 경우에 대하여 실험을 수행하였다.

그림 2는 Ali[M. E. Ali, 1994]의 실험결과를 나타낸다. 그래프는  $Ra_L$  수에 따른  $Nu_L$  수의 변화를 나타낸다. 그는 실험결과를 이용하여 다음과 같은 상관식을 제시하였다.

$$Nu_L = 0.685(Ra_L)^{0.295}, \quad D = 0.012m, 3 \times 10^{12} \leq Ra_L \leq 8 \times 10^{14} \quad (1)$$

$$Nu_L = 0.00044(Ra_L)^{0.516}, \quad D = 0.008m, 6 \times 10^{11} \leq Ra_L \leq 1 \times 10^{14} \quad (2)$$

그의 상관식에 따르면, D가 0.012m일 경우 열전달 계수는 L의 증가와 함께 약간 감소하였다. 반면, D가 0.008m일 경우 열전달 계수는 L의 증가와 함께 급격하게 증가하였다. 그리고 같은 크기의 L 또는  $Ra_L$  수에서 D의 증가할 때 열전달계수는 증가하였다.

그러나 그는 P가 0.012 ~ 0.042m의 범위에서 수행되었음에도 불구하고 제시된 상관식 (1, 2)에서는 P의 영향이 고려되지 않았다. 이러한 이유로 Xin와 Ebadian[R. C. Xin and M. A. Ebadian, 1996]는 D의 크기 차이로 인하여 관찰되는 열전달계수의 변화에 대하여 설명할 수 없다고 진술 하였다.

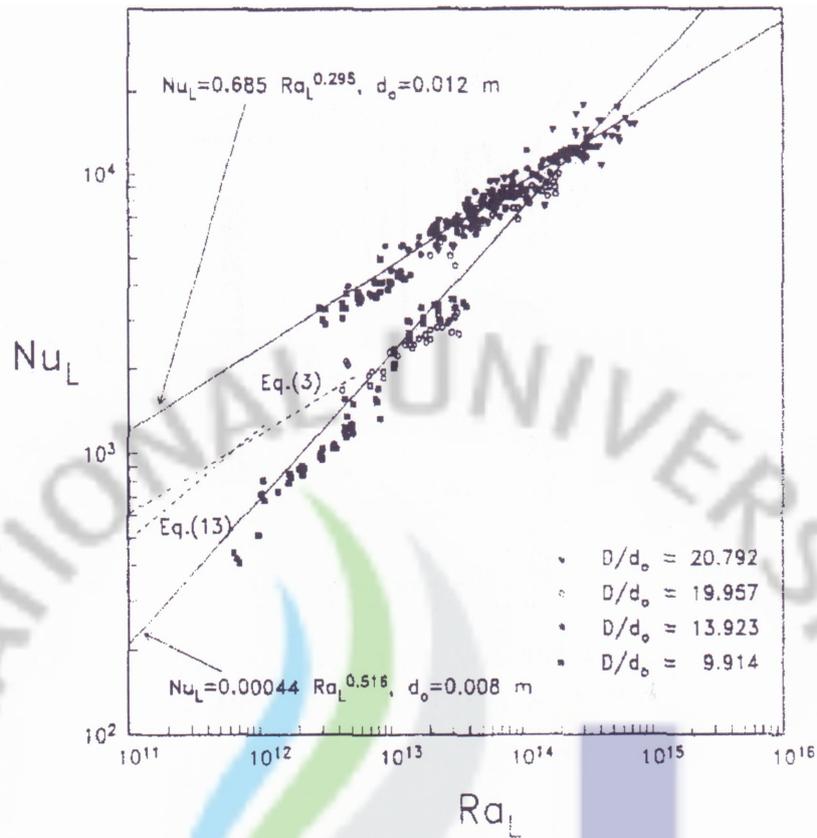


Fig. 2 Average turbulent heat transfer correlation for a vertical coils in water with coil length as a characteristic length[M. E. Ali, 1994].

한편, Prabhanjan 등[D. G. Prabhanjan et al., 2004]은 특성길이를 L로 사용하여 헬리컬 튜브에서 발생하는 자연대류 열전달 연구를 실험적으로 수행하였다. 그는 실험유체로 물을 사용하여, R이 406~610mm, P가 13.5~47.4mm인 네가지의 헬리컬 튜브를 사용하여 다음 상관식을 제시하였다. 그의 실험에 사용된 헬리컬 튜브의 D의 크기는 두가지로 각각 13mm, 15mm이다.

$$Nu_L = 0.009759 Ra_L^{0.3972}, \quad 5 \times 10^{14} < Ra_L < 3 \times 10^{15} \quad (3)$$

2) 헬리컬 튜브의 감긴 높이(H)의 영향

2-1-1절에 제시된 Ali[M. E. Ali, 1994]의 연구에서, 그는 D가 0.012m, R/D가 20.8, 13.9, 9.9일 경우에 대한 실험결과를 특성길이를 H로 사용하여 분석하였다.

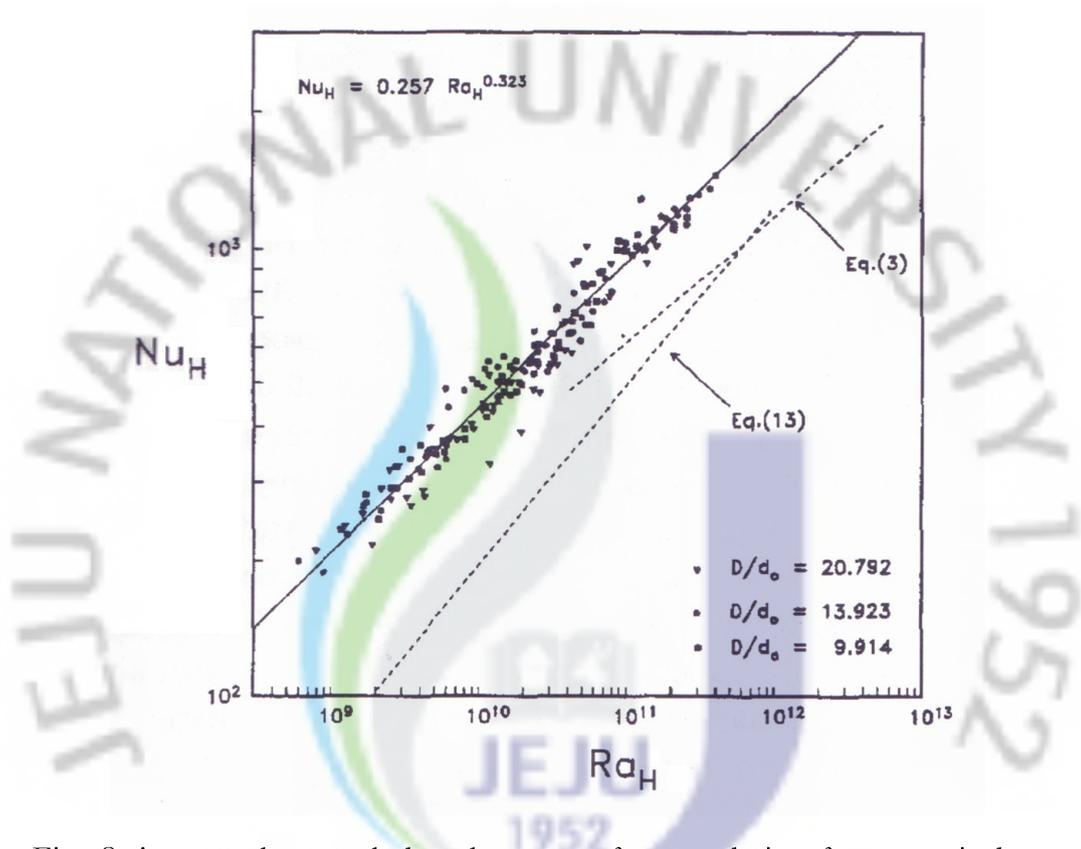


Fig. 3 Average heat turbulent heat transfer correlation for a vertical set of coils with D=0.012m in water compared with the previous results on flat plates[M. E. Ali, 1994].

그림 3은 Ali[M. E. Ali, 1994]의 실험결과를 나타낸 그래프이다. 그래프는  $Ra_H$  수에 따른  $Nu_H$  수의 변화를 나타낸다. 그는 실험결과를 이용하여 다음과 같은 상관식을 제시하였다.

$$Nu_H = 0.257(Ra_H)^{0.323}, \quad 6 \times 10^8 \leq Ra_H \leq 3 \times 10^{11} \quad (4)$$

그는 제시된 상관식 (4)에서 지수의 값이 약 1/3에 가깝기 때문에 H의 변화는 전체 열전달에 거의 영향을 주지 않을 것이라 평가하였다.

Prabhanjan 등[D. G. Prabhanjan et al., 2004] 역시 특성길이를 H로 사용하여 실험결과를 분석하였다. 그는 실험유체로 물을 사용하여, D가 13~15mm, R이 406~610mm, P가 13.5~47.4mm인 네가지의 헬리컬 튜브를 사용하여 다음 상관식을 제시하였다.

$$Nu_H = 0.0749(Ra_H)^{0.3421}, \quad 9 \times 10^9 \leq Ra_H \leq 4 \times 10^{11} \quad (5)$$

### 3) 튜브의 지름(D)의 영향

Moawed[M. Moawed, 2005]는 헬리컬 튜브에서 발생하는 열전달 실험을 수행하였고, 특성길이를 D를 사용하여 실험결과를 분석하였다. 그는 실험유체를 공기로 사용하였고, 수행된 실험의  $Ra_D$  수의 범위는  $1.5 \times 10^3 \sim 1.1 \times 10^5$ 이며, 4가지 크기가 서로 다른 헬리컬 튜브를 이용하여 실험을 수행하였다. 이 때, 사용된 헬리컬 튜브 D의 크기는 0.0095m, 0.0127m 두 가지를 사용하였다.

그림 4는 Moawed[M. Moawed, 2005]가 수행한 실험결과 중, 대표적으로 D가 0.00127m이고 L이 3.9m인 경우에서의 실험결과를 나타낸 그래프이다. 그래프는 N의 변화에 따른 국부  $Nu_D$  수의 변화를 보여준다.

국부  $Nu_D$  수는 N이 증가함에 따라 줄어들다가, 소폭 상승함을 보인다. Marsters[Marsters, 1972]와 Smith와 Wragg[A. F. J. Smith and A. A. Wragg, 1973]에 의하면, 이러한 현상은 상대적으로 하단에 위치한 N번째 원형 튜브가 상대적으로 상단에 위치한 N번째 원형 튜브의 경계층에 영향을 미치기 때문이다. 이러한 영향은 다음과 같다.

- ① 예열 영향(Preheating effect) : 상대적으로 하단에 위치한 N번째 원형관에서 발생한 플룸(Plume)은 보다 위쪽에 위치한 N번째 원형관에서 발생하는 경계층을 두껍게 만들어 열전달을 저하시킨다.

② 속도 영향(Velocity effect) : 플룸의 발생은 상단에 위치한 N번째 원형관에  
 게 초기 속도를 제공하여 상단 N번째 원형관에서의 유체 속도를 증가되면  
 서 열전달이 향상시킨다.

예열 영향은 헬리컬 튜브의 하단에서 지배적이고 상단으로 올라가면서 속도영  
 향이 예열영향보다 강하게 발생하게 된다. 즉, 헬리컬 튜브의 하단에서는 단일 수  
 평관보다 열전달이 감소하지만, 상단에서는 열전달이 증가할 것이다.

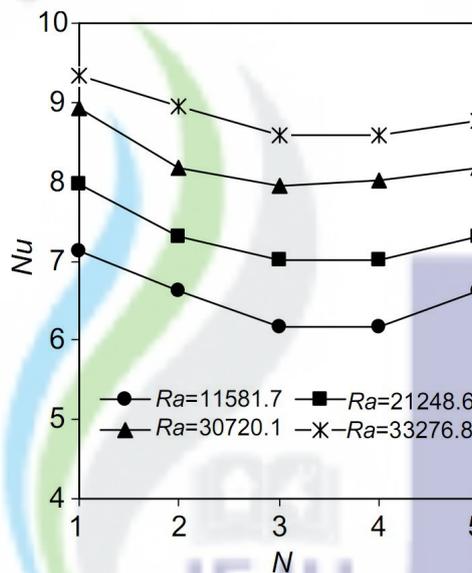


Fig. 4. Local Nusselt number vs. N for D=0.00127m and L=3.9m  
 [M. Moawed, 2005].

Sedahmed 등[G. H. Sedahmed et al., 1985]은 특성길이를 D로 사용하여 물질  
 전달을 이용한 유사성 방법으로 헬리컬 튜브에서의 자연대류 열전달 실험을 수행  
 하였다. 그의 실험은  $Ra_D$  수  $5.5 \times 10^5 \sim 9.4 \times 10^8$ 의 범위에서 수행되었다. 실험에  
 사용된 헬리컬 튜브의 크기는 D는 0.006m, R은 0.0885m, P는 0.005~0.02m이며,  
 튜브의 최고 N은 10이다.

그림 5는 헬리컬 튜브의 N에 따른 물질전달계수를 보여준다. 그의 실험은  
 물질전달 방법을 이용하여 실험을 수행하였으므로 물질전달계수는 열전달계의 열전  
 달계수와 유사(Analogy)하다.

헬리컬 튜브에서 물질전달계수의 값은 N의 수가 증가함에도 불구하고 N이 1인 경우의 물질전달계수와 비교하였을 때 큰 차이를 보이지 않았다. 그림 5에서, 물질전달계수는 N에 따라 작은 차이를 보였다. 이는 앞서 설명한 예열 영향과 속도 영향으로 설명될 수 있을 것이다.

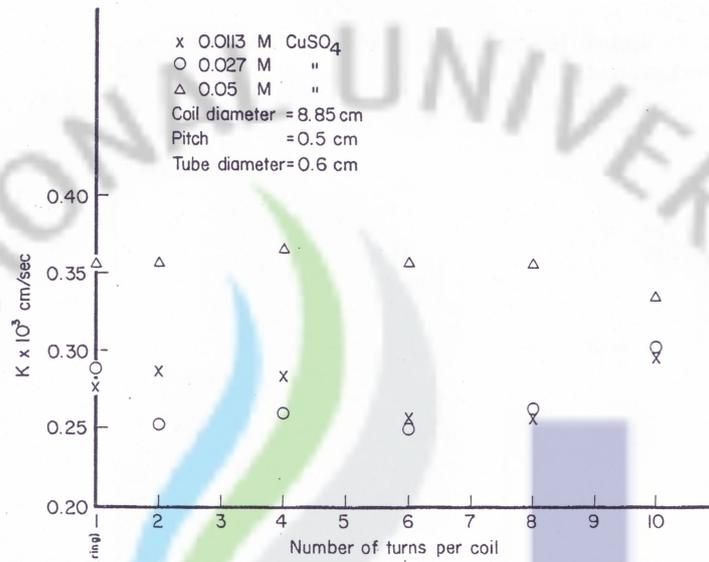


Fig. 5. Effect of number of turns per coil on the mass transfer coefficient[G. H. Sedahmed et al., 1985].

그는 실험결과를 통하여  $Ra_D$  수가  $5.5 \times 10^5 \sim 9.4 \times 10^8$ 인 범위에서 다음과 같은 상관식을 제시하였다.

$$Sh_D = 0.55(Gr_D Sc)^{0.25}, \quad 5.5 \times 10^5 \leq Ra_D \leq 9.4 \times 10^8 \quad (5)$$

식 (5)는 물질전달과 열전달의 유사성의 원리로 인해 다음과 같은 열전달 상관식으로 사용될 수 있다.

$$Nu_D = 0.55(Gr_D Pr)^{0.25}, \quad 5.5 \times 10^5 \leq Ra_D \leq 9.4 \times 10^8 \quad (6)$$

Xin와 Ebadian[R. C. Xin and M. A. Ebadian, 1996]는 특성길이를  $D$ 를 사용하여 헬리컬 튜브에서의 자연대류 열전달 현상을 실험적으로 연구하였다. 그는 실험 유체로 공기를 사용하여  $D$ 가 0.0127m, 0.0254m의 두가지 헬리컬 튜브에서 실험을 수행하였다. 그는 실험결과를 이용하여 다음과 같은 열전달 상관식을 제시하였다.

$$Nu_D = 0.29(Gr_D Pr)^{0.293}, \quad 4 \times 10^3 \leq Ra_D \leq 1 \times 10^5 \quad (7)$$

#### 4) 튜브사이의 떨어진 거리(P)의 영향

Yuncu와 Batta[H. Yuncu and A. Batta, 1994]는 특성길이를  $D$ 로 사용하여 수직으로 배열된 두 개의 수평관에서  $P$ 에 변화에 따른 자연대류 열전달 연구를 수치적으로 수행하였다. 그의 연구는  $Ra_D$  수의  $2 \times 10^4 \sim 2 \times 10^5$ 의 범위에서  $P/D$ 를 2~10으로 변화시키며 실험을 수행하였다.

그림 6은 그의 실험결과를  $P/D$ 에 따른 상단수평관의  $Nu_D$  수( $Nu_U$ )와 단일수평관의  $Nu_D$  수( $Nu_S$ )의 비를 나타낸 그래프이다. 하단 수평관의  $Nu_D$  수의 값은 단일 수평관의  $Nu_D$  수의 값과 일치 하였다. 즉, 상단 수평관은 하단 수평관에서의 열전달에 영향을 미치지 않는다. 반면, 상단 수평관은  $P/D$ 가 작을 경우  $Nu_D$  수가 감소하고,  $P/D$ 의 증가와 함께  $Nu_D$  수가 증가하다가 단일 실린더의  $Nu_D$  수의 값보다 높아졌다. 그리고 일정지점의  $P/D$ 의 거리부터  $P/D$ 의 증가와 무관하게  $Nu$  수는 일정한 값을 갖는다.

이러한 현상이 발생하는 이유는 2-1-3절에 제시한 예열효과와 속도효과로 인하여 설명된다. 즉, 어느 특정 지점 이전의  $P/D$ 에서는 예열효과가 지배적인 반면, 그 지점을 지나게 돼서부터는 속도효과가 지배적이다.

이와 유사한 헬리컬 튜브에서의 연구는 Moawed[M. Moawed, 2005]에 의해 수행되었다. 2-1-3절에 제시된 그의 연구는 헬리컬 튜브에서  $D$ 의 영향뿐만 아니라  $P/D$ 의 영향을 같이 수행 되었다.

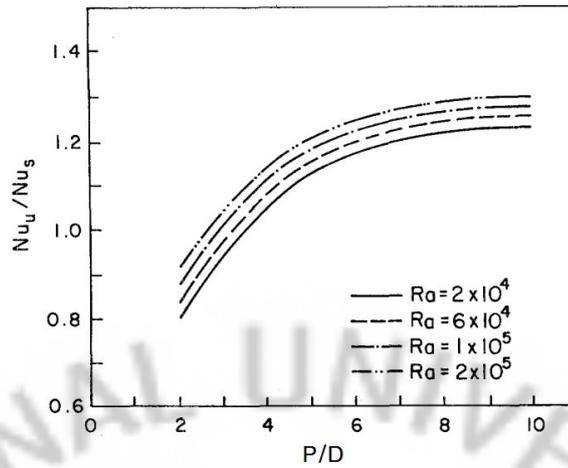


Fig. 6 Nusselt number ratio as a function of P/D

[H. Yuncu, and A. Batta, 1994].

그림 7은 Moawed[M. Moawed, 2005]가 수행한 실험결과 중, 대표적으로 D가 0.0095m이고 L이 1.5m, 3.9m인 경우의 실험결과를 나타낸 그래프이다. 그래프는 P/D의 변화에 따른  $Nu_D$  수의 변화를 나타낸다. 그의 실험결과는 모든 경우에서 P/D의 증가와 함께 Nu 수가 증가하였다. 이러한 비교에서 단일 수평관일 경우에 대한 비교가 수행되지 않았지만, 수직배열의 수평관에서 발생하는 자연대류에서 P의 영향을 연구한 Yuncu와 Batta[H. Yuncu and A. Batta, 1994]의 결과와 일치한다.

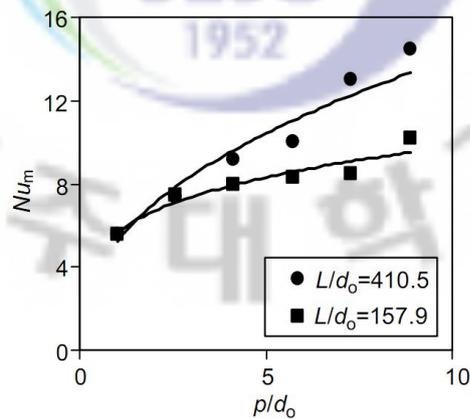


Fig. 7. Local Nusselt number vs. P/D for D=0.0095m and L=1.5m, 3.9m [M. Moawed, 2005].

### 5) 헬리컬 튜브의 감긴 반지름(R)의 영향

Sedahmed 등[G. H. Sedahmed et al., 1985]은 또한 2-1-3절에 제시된 그의 연구에서 수평으로 위치한 단일 원형관에서의 R의 영향에 대한 실험을 함께 수행하였다. 그림 8은 단일 원형관 실험에서 R의 변화에 따른 물질전달 계수의 변화를 보여준다. 실험결과 원형관 실험에서 R의 영향은 거의 없음을 알 수 있다.

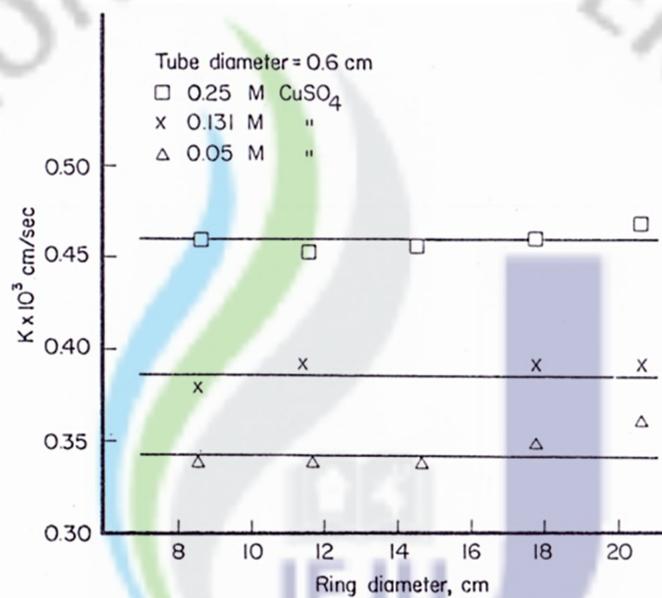


Fig. 8. Effect of ring diameter on the mass transfer coefficient

### 6) 헬리컬 튜브의 기울기의 영향

헬리컬 튜브의 원형관은 상단과 하단의 N번째 원형관과 이어지기 때문에 수평이 아닌 약간 기울어진 형태로 존재한다. 기울어진 원형관의 경우 수평 원형관과 달리 3차원적 특성이 나타나게 되고 이 영역에서는 유동 및 열전달 특성이 매우 복잡해진다[W. E. Stewart, 1981]. Lia와 Tarasuk[J. Lia and J. D. Tarasuk, 1992]에 의하면, 기울기에 따른 원형관에서의 열전달율은 수평일 경우 가장 높고 기울기의 증가와 함께 서서히 감소한다.

헬리컬 튜브에서의 기울기는 고정된 R에서 P가 변할 경우 달라지거나 그 역의 과정에서도 설립될 것이다. 즉, 헬리컬 튜브에서의 기울기의 영향은 R과 P의 관계로 주어질 것이다. 그러므로 2-1-4절에서 Sedahmed 등[G. H. Sedahmed et al., 1985]이 제시한 단일 수평 원형관에서의 R의 영향은 P가 고려되지 않은 결과이므로 헬리컬 튜브로 적용하였을 경우, 다른 결과가 나타날 수도 있을 것이라 판단된다.

## 2. 열전달과 물질전달의 유사성

### 1) 유사성

자연계에 존재하는 물리적 현상이나 역학에서 나타난 문제들은 이를 지배하는 방정식을 해석적·수치적으로 규명함으로써 수학적으로 해결될 수 있다. 그러나 Navier-Stokes 방정식과 같이 해석적인 해를 구할 수 없는 경우에는 실험을 통하여 그 현상에 관한 문제를 해결할 수 있다. 특히 “상사성(Analogy)”을 이용한 실험기법은 물질의 거동에 관한 정보도 제공하기 때문에 여러 가지 물리적 현상 파악에 유용하게 쓰일 수 있다[G. Murphy, 1950].

상사성이란, 서로 다른 두 시스템에서 시스템 기능이나 거동이 서로 유사(Similar)하게 나타나는 시스템간의 특성을 의미한다. 상이한 시스템간의 상사성이 성립하는 이유는 각각의 시스템을 구성하는 요소들 간에 일정한 상관관계가 나타나기 때문이다. 즉, 시스템을 모델링하는 지배방정식이 똑같은 형태를 취하고 동일한 형태의 무차원수에 의해서 지배되기 때문에 유도되는 결과나 현상이 유사하게 나타난다[A. Bejan, 1984].

따라서 이러한 상사성의 개념을 이용하여 두 시스템의 경계조건과 초기조건을 동일하게 취해주면, 하나의 간단한 시스템을 파악함으로써 이와 유사한 다른 복잡한 시스템의 물리적 현상을 논리적으로 규명할 수 있다[W. E. Baker et al., 1997].

## 2) 열전달과 물질전달의 유사성

열전달계와 물질전달계의 지배방정식을 살펴보면, 연속방정식과 운동량방정식은 일치하고 열전달계의 에너지방정식은 물질전달계의 농도방정식과 수학적으로 동일한 형태를 취한다(표 1). 따라서 이 두 시스템간의 경계조건과 초기조건을 동일하게 취해 주면 열전달과 물질전달의 현상이나 거동은 서로 유사한 형태를 보인다. 이것은 물질전달 실험을 통하여 열전달 실험에서 나타나는 결과를 얻을 수 있으며 반대로 열전달 실험으로 물질전달 실험을 대체할 수 있다는 것을 의미한다. 즉, 시스템의 상호 전환이 가능하다.

Table 1. Governing equations with incompressible fluid.

Heat Transfer	Mass Transfer
$\nabla \cdot \vec{v} = 0$ (Continuity equation)	
$\rho \frac{D\vec{v}}{Dt} = -\nabla P + \mu \nabla^2 \vec{v} + \vec{F}$ (Momentum equation)	
$\frac{DT}{Dt} = \alpha \nabla^2 T$ (Energy equation)	$\frac{DC}{Dt} = D \nabla^2 C$ (Concentration equation)

따라서 열전달계에서의 에너지 방정식의 온도( $T$ )를 물질전달계의 농도방정식의 농도( $C$ )로 변환하고 열확산계수( $\alpha$ )를 물질확산계수( $D$ )로 변환함으로써 복잡한 열전달 실험을 보다 간단한 물질전달 실험으로 대체할 수 있다.

이와 같이 열전달과 물질전달에서의 유사한 변수끼리 서로 변환을 하면 열전달에서의 관련 무차원 수들을 물질전달과 관련되는 무차원 수들로 각각 대응시켜 나타낼 수 있다. 즉, 표 2에 나타난 바와 같이 열전달과 관련된 무차원 수, Prandtl 수와 Nusselt 수 및 Rayleigh 수는 물질전달계의 Schmidt 수와

Sherwood 수 및 Rayleigh 수로 각각 변환된다. 그리고 대응되는 무차원 수끼리는 구성(Structure)과 조직형태가 동일하기 때문에 서로 물리적인 의미가 유사하다.

그러므로 두 시스템간의 초기 및 경계조건을 동일하게 하고 표 2에 나타낸 무차원 수들을 각각 변환하면 잘 알고 있는 열전달 상관식을 물질전달 상관식으로 표현할 수 있다.

Table 2. Dimensionless group transformation.

Heat Transfer			Mass Transfer	
Prandtl number	$\frac{\nu}{\alpha}$	$\Leftrightarrow$	Schmidt number	$\frac{\nu}{D}$
Nusselt number	$\frac{hH}{k}$	$\Leftrightarrow$	Sherwood number	$\frac{h_m H}{D}$
Rayleigh number	$\frac{g\beta\Delta TH^3}{\alpha\nu}$	$\Leftrightarrow$		$\frac{gH^3}{D\nu} \frac{\Delta\rho}{\rho}$

### 3. 전기도금계

본 연구의 전기도금계 물질전달 실험에서는 화학적 안정성이 높고 물성치가 잘 알려져 있으며 비교적 높은 용해도를 갖는 구리도금계를 채택하였다. 전해질 용액(Electrolyte)은 황산구리-황산( $\text{CuSO}_4 - \text{H}_2\text{SO}_4$ ) 수용액을 사용하였다. 전기장 내에서 전극반응에 의해 양극에서 생성된 구리이온( $\text{Cu}^{2+}$ )이 음극으로 이동하여 음극표면에 도금이 되는 구리 전극반응 물질 전달계를 기본계로 설정하였다.

구리 도금 반응계는 도금이 진행됨에 따라 표면 거칠기 효과(Surface roughness effect)로 전극면적을 정확히 결정할 수 없다는 단점이 있지만 구리이온이 전극표면에 도금됨으로 인하여 가용성 물질(부산물)을 만들지 않고 일반적인 농도 범위에서 구리의 도금이 진행될 때 벌크(Bulk)상과 전극표면 사이의 밀도차가 커서 자연대류를 발생시키는 추진력이 크다는 장점으로 인해 여러 관련 연구들에서 구

리이온의 산화·환원 반응계를 기본계로 채택하고 있다.

### 1) 물질전달 구조

전해질 용액으로 포화된 전극반응계의 전극간에 일정한 전위차가 부여되면 양극에서 발생된 양이온은 음극으로, 음극에서 발생된 음이온은 양극으로 이동하는 물질전달이 발생된다.

본 연구에 사용된 황산구리-황산 수용액에서는 그림 9에서와 같이 양극에서는 다음과 같은 산화반응을 거쳐 구리이온이 용액 중으로 녹아 나온다.



한편, 음극에서는 양극의 역반응인 다음과 같은 환원반응이 일어나 구리 이온이 음극표면에 도금된다.



이러한 물질전달은 전위차에 의한 전기영동(Electric migration), 농도차에 의한 확산(Diffusion) 그리고 유체의 유동에 의한 대류(Convection)로 구성되어 진다.

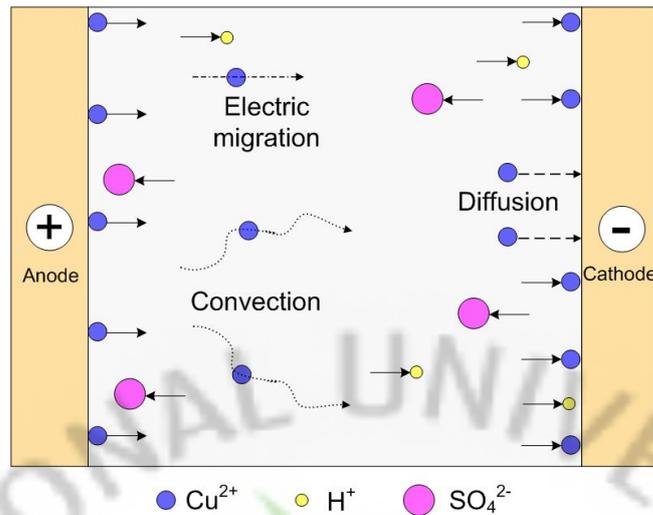


Fig. 9. Schematic diagram of mass transfer in electric field.

따라서 도금면에서의 전체 물질전달량은 다음의 식 (10)과 같이 나타낼 수 있다[C. R. Wike and C. W. Tobias, 1953].

$$N_t = N_m + N_d + N_c \quad (10)$$

여기서  $N_t$ ,  $N_m$ ,  $N_d$ ,  $N_c$ 는 각각 전체 물질전달 플럭스(Flux)와 전기영동, 확산 및 대류에 의한 물질전달 플럭스를 나타낸다. 전극과 아주 인접한 영역에서는 계면의 마찰력 때문에 대류가 발생되지 않으므로 확산이 지배적이나, 전극으로부터의 거리가 멀어질수록 확산에 비해 대류의 영향이 점점 커진다. 반면에 전위차에 의해 생겨나는 전기영동에 의한 물질전달은 확산 경계층 내부와 외부에서 모두 일어나며 전달되는 양은 전위차와 용액의 조성 등에 의하여 좌우되게 된다.

전체 물질전달량,  $N_t$ 는 Faraday 법칙에 의하여 다음과 같이 전류밀도(Current density)에 비례하는 관계식으로 나타낼 수 있다[J. S. Newman, 1973].

$$N_t = \frac{I}{nF} \quad (11)$$

여기서  $I$ 는 전류밀도,  $n$ 은 전극반응에서 교환되는 전자수 즉, 이온의 원자가

(Valence charge)를 나타내며  $F$ 는 패러데이 상수(Faraday constant)이다.

한편,  $N_m$ 으로 표시되는 전기영동에 의한 물질전달은 열전달에서는 볼 수 없는 현상으로 물질전달 현상을 열전달계로 전환하기 위해서는 이에 대한 정확한 이해가 필요하다. 따라서 전극반응계 물질전달 실험에서의 큰 장애 요인 중의 하나는 전위차에 의한 전기영동의 발생이다. 정상상태에서 전기영동에 의한 이온의 물질 전달량 역시 Faraday 법칙에 의해 다음과 같이 표현될 수 있다.

$$N_m = \frac{t_n I}{nF} \quad (12)$$

여기서  $t_n$ 은 전달수(Transference number)로서, 전기영동에 의해 전달되는 이온의 농도 중에 전극반응에 참여하는 이온의 농도 분율을 나타내며 보통 모액의 이온 농도 분율에 비례한다고 알려져 있다[Thomas, B. Drew, et al., 1978].

Newman[J. S. Newman, 1973]에 의하면 0.1 M의 황산구리 용액에서  $t_n$ 의 값은 약 0.363으로서 전극반응에서 식 (12)과 같은 구조로 전달되는 전체 구리이온의 이동수를 10이라 보았을 때, 전기영동에 의해 이동되는 구리이온의 수는 약 4개 정도임을 의미한다.

결국, 물질전달 구조 중에서 전기영동을 억제해야만 열전달과의 상사 관계가 성립된다. 따라서 확산과 대류만의 영향을 고려하기 위해서는 전기영동에 의한 물질전달의 효과를 최소화 시켜야만 한다. 전기영동에 의한 물질전달의 효과를 최소화하는 방법으로는 황산, 염산 또는 수산화나트륨과 같은 고정 전해액(Supporting electrolyte) 및 비활성 전해액(Inert electrolyte)을 과량 첨가함으로써 전극반응에 참여하는 이온의 농도 분율( $t_n$ )을 줄이면 된다[C. R. Wike and C. W. Tobias, 1953]. 즉, 고정 전해액을 다량 첨가하여 전해질 용액의 전도도를 증가시킴으로써 구리이온이 받는 전기장의 세기를 상대적으로 감소시키는 것을 의미한다. 본 실험에서는 이전의 여러 연구에서, 황산구리 수용액에서 사용되어 온 황산을 고정전해액으로 사용하였다. 따라서 전기영동에 의한 물질전달의 효과를 이 고정전해액을 사용함으로써 무시할 수 있고, 열전달에서와 같이 확산과 대류만으로 전체 물질전

달을 나타낼 수 있다. 즉,

$$N_t - N_m = N_d + N_c = \frac{(1-t_n)I}{nF} \quad (13)$$

또한, 통상적인 물질전달계수,  $h_m$ 을 사용하면 아래와 같은 관계식을 얻을 수 있다.

$$N_t - N_m = h_m(C_b - C_s) \quad (14)$$

여기서  $C_b$ 는 이온의 모액 농도이고,  $C_s$ 는 전극 표면에서의 이온의 농도를 각각 나타낸다.

위와 같은 두 식으로부터 물질전달계수  $h_m$ 을 다음과 같이 나타낼 수 있다.

$$h_m = \frac{(1-t_n)I}{nF(C_b - C_s)} \quad (15)$$

위에서 구해진 물질전달계수  $h_m$ 은 전기도금에 의한 물질전달과 열전달에서 동시에 일어나는 확산 및 대류에 의한 물질전달계수이므로 열전달계에서의 열전달계수와 같은 의미를 갖는다. 따라서 물질전달 실험을 열전달계로 전환할 수 있다.

## 2) 한계전류 기법

한계전류를 이용한 전기화학기법은 물질전달 측정을 이용해 열전달을 모델링하기 위해 잘 알려진 방법이다. 이는 Levich[V. G. Levich, 1962]에 의해 처음 도입되어 Wragg[A. A. Wragg, 1968], Fenech와 Tobias[E. J. Fenech and C. W. Tobias, 1960], Newman[J. S. Newman, 1973]에 의해 잘 정리되어 현재에도 물질전달 실험에서 널리 이용된다[M. M. Zaki, et al., 1997].

황산구리-황산 수용액을 이용한 본 실험에서 두 전극사이에 전위차를 걸어주

면 양극에서는 구리이온이 생성되는 산화반응, 음극에서는 구리로 석출되는 환원 반응이 일어나 음극 표면에 구리 도금이 일어난다. 즉, 구리 이온 자체가 전극반응을 통하여 다시 구리 전극으로 작용한다. 이와 같은 반응을 간략하게 나타내면 다음의 2 가지의 반응경로로 표현할 수 있다.

(1) 모액에서 전극표면으로의  $Cu^{2+}$  이온의 물질 전달 ( $N_1$ )

(2)  $Cu^{2+}$  이온의 전극표면 도금 반응 ( $N_2$ )

위의 (1)단계에서 일어나는 물질전달 속도는 아래와 같이 나타낼 수 있다.

$$N_1 = h_m(C_b - C_s) \quad (16)$$

또한, (2)단계의 표면반응을 1차 반응이라 가정하면 이때의 물질전달 속도는 아래의 반응 속도식으로 나타낼 수 있다.

$$N_2 = kC_s \quad (17)$$

여기서  $k$ 는 반응속도상수(Reaction rate constant)이며 정상상태(Steady state)의 전극반응에서는  $N_1 = N_2$ 의 관계가 성립하므로 다음과 같은 관계가 성립된다.

$$h_m(C_b - C_s) = kC_s \quad (18)$$

따라서 전극 표면에서의 구리 이온 농도,  $C_s$ 는 다음과 같다.

$$C_s = \frac{h_m C_b}{h_m + k} \quad (19)$$

그런데 두 전극 사이에 주어지는 전위차를 점차 증가시키면 물질전달계수  $h_m$

은 전위차에 무관하나 반응속도상수  $k$ 는 전위차가 증가함에 따라 급격히 증가한다[W. J. Moore, 1972]. 따라서  $k \gg h_m$  인 영역에서 표면 농도  $C_s$ 는 거의 0이 된다. 이 때의 전류를 한계전류(Limiting current)라 하는데, 전위차가 증가함에도 불구하고 더 이상의 전류의 상승이 없는 평평한 형태의 영역을 의미한다. 즉, 전위차가 증가하게 되면 전극 근처에서 물질전달이 가속되게 되며 모액과 전극표면 사이의 농도차이는 더욱 커지게 된다. 모액의 농도는 일정하기 때문에 결과적으로 전극표면의 구리이온의 농도가 0에 가깝게 되어 물질전달이 최대로 이루어지게 되어 더 이상의 전류 상승이 나타나지 않게 된다. 이 영역 이상으로 전위차를 증가 시키면 음극에서 전기분해에 의해 수소가 발생하는 새로운 반응이 일어나며 전류가 다시 급격하게 증가한다.

이와 같이 한계전류영역에서는 전극 표면의 구리 이온 농도를 0으로 간주할 수 있기 때문에 식 (19)에서 표면농도를 구해야하는 어려움을 극복할 수 있다. 그러므로 한계전류 기법을 사용함으로써 물질전달계수,  $h_m$ 은 다음의 식과 같이 모액 농도  $C_b$ 와 한계전류 밀도(Limiting current density)  $I_{lim}(mA/cm^2)$ 만으로 결정될 수 있다.

$$h_m = \frac{(1-t_n)I_{lim}}{nFC_b} \quad (20)$$

이와 같은 한계전류 이론의 적용은 이전까지 명확하게 표현될 수 없었던 표면 농도값을 해결할 수 있고, 수식을 간결하게 표현할 수 있다는 장점 때문에 Levich[V. G. Levich, 1962]의 연구 이래 물질전달을 기반으로 하는 연구에 널리 이용되고 있다.

그림 10은 본 실험에서 얻어진 전형적인 전류밀도-전위차 곡선이다. 그림에서 볼 수 있듯이 전위차를 계속 증가시켜도 전류 값이 거의 일정한 영역이 존재한다. 이 영역이 한계전류 영역이며 이때의 전류를 한계전류라 부르게 된다. 앞에서 설명한 것처럼 두 전극사이에 가해지는 전위차를 점차 증가시키면 초기에는 구리이온이 전극 표면에 도금되는 만큼 전류가 선형적으로 급격히 증가하지만 전극 표면의 농도가 0에 가까워지면서 전류증가율이 감소하기 때문에 더 이상 전류가 증

가되지 않는 한계전류 영역에 도달함을 알 수 있다. 이 한계전류 영역 이상으로 계속 전위차를 증가시키면 전류가 다시 급격히 증가하는 영역이 나타나는데 이 영역에서는 용액 내에서의 전기분해가 일어나는 영역으로서 황산구리 수용액에서는 표면 근처에 있는 물이 전기분해 되어 수소와 산소를 발생시키기 때문에 전류가 급격히 증가하게 되는 것이다. 따라서 본 연구에서는 수소가 발생되지 않고, 표면농도가 0에 가까운 한계전류 영역에서 실험을 수행하였다.

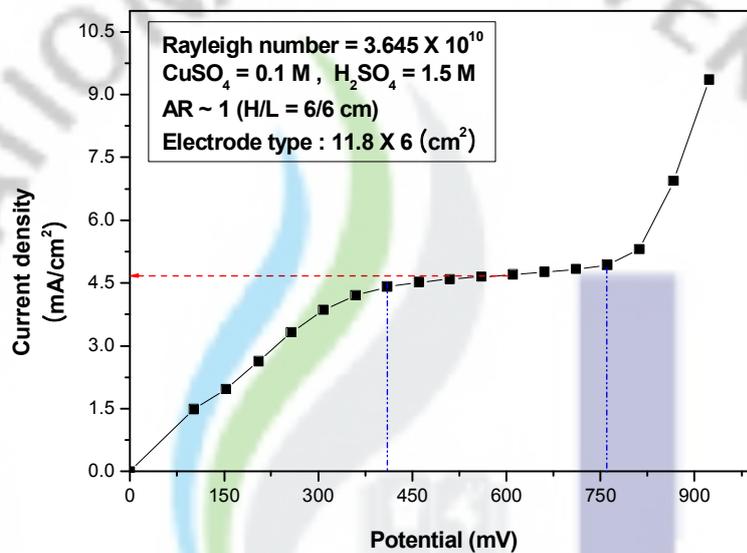


Fig. 10. Typical limiting current density curve.

### 3) 주요 무차원수 및 물성치

상사성 실험기법을 적용하여 전기도금계를 활용한 물질전달 실험으로 열전달 현상을 모사하기 위해서 물질전달 실험의 결과를 이미 알려진 열전달 상관식으로 부터 변환된 물질전달 상관식과 비교하였다.

본 연구에서는 자연대류 물질전달의 영향을 살펴보기 위해 유체는 비압축성 Newton 유체이나, Boussinesq 근사를 적용하여 중력장에서 농도에 따른 밀도의 변화를 고려하였다. 이러한 계를 해석하는 과정에서는 다음과 같은 무차원군이 중요한 역할을 하게 된다.

$$Sc = \frac{\nu}{D}, \quad Ra = \frac{gH^3}{D\nu} \frac{\rho_b - \rho_s}{\rho_b}, \quad Sh = \frac{h_m H}{D}$$

여기서  $Sc$ ,  $Ra$ ,  $Sh$ 는 주요 무차원수인 Schmidt 수, Rayleigh 수 및 Sherwood 수를 나타낸다. 위의 무차원 수들을 구하기 위해서는 많은 물성치들이 필요하다.

본 연구에서 사용한 황산구리-황산 수용액에서의 물성치들은 Fenech와 Tobias [E. J. Fenech and C. W. Tobias, 1960]에 의하여 잘 알려진 먹급수 형태로 제시된 다음과 같은 관계식들을 사용하였다.

$$\begin{aligned} \rho \text{ (g/cm}^3\text{)} &= 0.9978 + 0.06406 C_{H_2SO_4} - 0.00167 C_{H_2SO_4}^2 \\ &\quad + 0.12755 C_{CuSO_4} + 0.01820 C_{CuSO_4}^2 \end{aligned} \quad (21)$$

$$\begin{aligned} \mu \text{ (cp)} &= 0.974 + 0.1235 C_{H_2SO_4} + 0.0556 C_{H_2SO_4}^2 \\ &\quad + 0.5344 C_{CuSO_4} + 0.5356 C_{CuSO_4}^2 \end{aligned} \quad (22)$$

$$\mu D_{CuSO_4} \text{ (cm}^2\text{/s)} = (0.7363 + 0.00511 C_{H_2SO_4} + 0.02044 C_{CuSO_4}) \times 10^{-5} \quad (23)$$

$$\mu D_{H_2SO_4} \text{ (cm}^2\text{/s)} = (1.6691 + 0.24519 C_{H_2SO_4} + 0.96637 C_{CuSO_4}) \times 10^{-5} \quad (24)$$

$$t_{Cu^+} = (0.2633 - 0.1020 C_{H_2SO_4}) C_{Cu^{2+}} \quad (25)$$

$$t_{H^+} = 0.8156 - 0.2599 C_{Cu^{2+}} - 0.1089 C_{Cu^{2+}}^2 \quad (26)$$

위의 식들은 22 °C에서  $\pm 0.5$  % 이내의 오차로 잘 맞는다고 알려져 있다. 온도가 다른 경우에는 Chiang와 Goldstein[H. D. Chiang and R. J. Goldstein, 1991]에 의해 정리된 온도에 따른 영향을 고려하여 주면 된다. 위의 물성치와 실험 조건들을 이용하면 Schmidt 수, Sherwood 수를 구하는 데 별 어려움은 없다. 그러나 Rayleigh 수를 구할 때에는 표면에서의 밀도를 알아야하므로 다음과 같은 약간의

계산을 요구한다. 한계전류 상황하에서는 구리이온이 도금되는 음극에서의 구리이온의 농도가 0에 가깝게 된다. 또한 전기영동에 의해 수소이온이 음극으로 이동하게 됨에 따라 전기적 중화에 의해 도금면 가까이에 황산이 축적되므로 황산 축적에 따른 밀도 변화를 고려해야 한다. Selman과 Newman[J. R. Selman and J. Newman, 1971]은 전극에 축적되는 황산의 정도를 오차범위 0.3 %이내의 다항식 형태로 다음과 같이 제시하였다.

$$\frac{\Delta C_{H_2SO_4}}{\Delta C_{CuSO_4}} = -0.000215 + 0.113075 \gamma^{\frac{1}{3}} + 0.85576 \gamma^{\frac{2}{3}} - 0.5049 \gamma \quad (27)$$

$$\gamma = \frac{C_{CuSO_4}}{C_{CuSO_4} + C_{H_2SO_4}}$$

여기서  $\Delta C$ 는 전극 표면과 용액의 벌크에서의 농도차를 나타내주며  $\gamma$ 는 황산구리와 황산의 평균 농도로부터 위의 관계식으로 주어지는 상수이다.

위 식으로부터  $H^+$  이온의 전기이동 효과를 고려한 밀도차이는 다음의 식으로 구할 수 있다[J. S. Newman, 1973].

$$\frac{\rho_b - \rho_s}{\rho_b} = \Delta C_{CuSO_4} \beta_{CuSO_4} - \Delta C_{H_2SO_4} \beta_{H_2SO_4} \quad (28)$$

$$= \Delta C_{CuSO_4} \left[ \beta_{CuSO_4} - \frac{\Delta C_{H_2SO_4}}{\Delta C_{CuSO_4}} \beta_{H_2SO_4} \right]$$

여기서  $\beta_{CuSO_4}$ ,  $\beta_{H_2SO_4}$ 는 각각 황산구리 및 황산의 밀도계수(Densification coefficient)로 다음과 같이 나타내어진다.

$$\beta_j = \frac{1}{\rho} \left( \frac{\partial \rho}{\partial C_j} \right)_{T, C_{k \neq j}} \quad (29)$$

### Ⅲ. 예비실험

헬리컬 튜브에서 발생하는 자연대류 열전달 현상은 다음과 같은 사항에 대하여 고려될 것이다. 헬리컬 튜브에서 자연대류가 발생할 때, 유체의 입장에서 바라본다면, 유체는 헬리컬 튜브의 수평의 원형관을 타고 상단으로 흐를 것이다. 이러한 수평관은 상단과 하단의 N번째 원형관과 이어지기 때문에 수직 방향으로 약간 기울어진 형태로 존재할 것이다. 또한 수평의 원형관에서도 타고 오르는 유체는 상대적으로 하단에서 시작하여 상대적으로 상단에 위치한 원형관에 영향을 미칠 것이다.

이러한 현상이 복합적으로 발생하는 헬리컬 튜브에서의 자연대류 열전달 현상에 대한 실험을 수행하기에 앞서 제시된 각각의 문제에 관한 다음의 세가지 예비 실험이 선행되었다. 수평관에서 발생하는 자연대류 열전달 현상, 기울어진 원형관에서 발생하는 자연대류 열전달 현상, 마지막으로 수직으로 배열된 수평관에서 발생하는 자연대류 열전달 현상이다.

각각의 실험은 상사성의 방법을 이용하여 물질전달계인 전기도금계에서 수행되었다. 그 중 수평관에서 발생하는 자연대류 실험의 경우, 물질전달을 이용한 시각화 방법을 사용하였다.

#### 1. 수평관에서 발생하는 자연대류 열전달 현상

##### 1) 수평관 외부의 자연대류

수평관 외부 자연대류에서의 층류와 난류의 유동현상은 큰 차이를 보이며, 이러한 차이는 층류에서 난류로의 천이지점을 따라 나타나기 시작한다. 그림 11은 수평관 외부 자연대류의 유체 흐름을 나타낸 그림이다.  $\theta$ 는 관의 편각(Angular position)으로,  $\theta$ 가  $0^\circ$ 의 지점은 관의 하단이고  $\theta$ 가  $180^\circ$ 인 지점은 관의 상단이다. 관의 직경(D)이 작을 경우 관의 하단에서 시작된 부력에 의한 유동은 표면의 상류로 흐를 때까지 계속 층류이다. 층류에서의 국부 열전달량은  $\theta$ 가  $0^\circ$ 인 지점에서

시작하여  $\theta$ 가  $180^\circ$ 인 지점에서 종결되는 경계층의 발달에 의해 영향을 받는다. Merk와 Prins[H. L. Merk and j. A. Prins, 1953-54]에 의하면  $\theta$ 에 따른 열전달 분포는  $\theta$ 가  $0^\circ$ 인 지점에서 최대가 되고  $\theta$ 가  $180^\circ$ 에 가까워질수록 단조 감소하며 결과적으로 열전달량은 0에 가까워진다. 이러한 국부 열전달의 감소는 경계층 내에서 난류로의 천이가 일어날 수 있는 충분히 큰  $Ra_D$  수에서는 옳지 않다.  $D$ 가 점점 커지면서 관의 상단의 유동은 점점 불안정해지고 결국 천이부분을 지나 난류가 발생한다. 난류에서의 국부 열전달은  $\theta$ 가  $0^\circ$ 인 지점에서 관의 상단으로 갈수록 점점 감소하다가 천이지점부터 발생하는 와류로 인하여 난류흐름이 되면서 열전달은 다시 증가하기 시작한다. 이러한 천이지점은 학자들 마다 차이를 보인다. McAdams[W. H. McAdams, 1954]는 난류로의 천이지점을  $Ra_D$  수  $10^9$ 으로 제시한 반면, Morgan[V. T. Morgan, 1975]은  $Ra_D$  수  $10^7$ 으로 제시하였다.

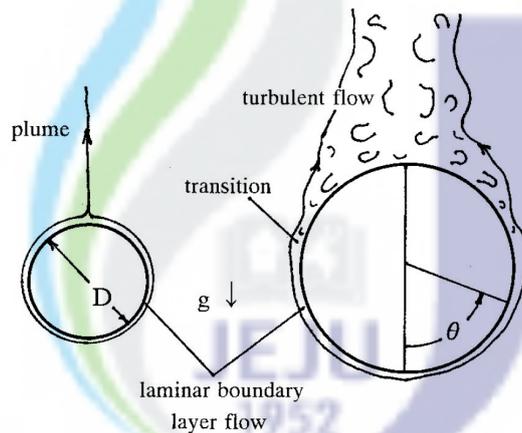


Fig. 11. Natural convection around cylinder[K. Kitamura et al., 1999].

수평관 외부 자연대류에 대한 실험적·수치적 열전달 상관식은 McAdams[W. H. McAdams, 1954], Morgan[V. T. Morgan, 1975], 그리고 Churchill과 Chu[S. W. Churchill and H. S. Chu, 1974] 등에 의해 다음은 형태로 같이 주어진다. 여기서  $C$ 와  $x$ 은 연구 범위 및 조건에 따라 달라진다.  $Ra_D$  수와  $Nu_D$  수는  $D$ 에 기초한다.

$$Nu_D = \frac{hD}{k} = C Ra_D^x \quad (30)$$

C와 x는 여러 열전달 데이터들에 의해 결정된다. C의 경우 실험조건 및 방법에 따라 차이를 보이며, x의 경우 일반적으로 층류의 경우 1/4를 사용하고 난류의 경우 1/3을 사용한다[K. Kitamura et al., 1999]. Morgan[V. T. Morgan, 1975]은 기존의 열전달상관식들을 조사하여  $10^{-10} < Ra_D < 10^{12}$  에서 층류와 난류의 열전달상관식을 제시하였고, McAdams[W. H. McAdams, 1954]는  $10^4 < Ra_D < 10^{12}$  에서의 층류와 난류 열전달상관식을 제시하였다. Merk와 Prins[H. L. Merk and j. A. Prins, 1953-54]는 다양한 Pr 수에 따라 열전달상관식을 제시하였고, Churchill과 Chu[S. W. Churchill and H. S. Chu, 1974] 는 넓은 범위에서의  $Ra_D$  수에 대하여 상관식을 제시하였다(표 3).

Table 3. Natural convection heat transfer correlations on a cylinder.

Author	Correlation
McAdams	$Nu_D = 0.53 Ra_D^{1/4}$ , Lamina, $10^4 < Ra_D < 10^9$ (31)
	$Nu_D = 0.13 Ra_D^{1/3}$ , Turbulent, $10^9 < Ra_D < 10^{12}$ (32)
Morgan	$Nu_D = 0.480 Ra_D^{0.280}$ , Lamina, $10^4 < Ra_D < 10^7$ (33)
	$Nu_D = 0.125 Ra_D^{0.333}$ , Turbulent, $10^7 < Ra_D < 10^{12}$ (34)
Merk and Prins	$Nu_D = 0.523 Ra_D^{1/4}$ , $Pr \rightarrow \infty$ (35)
Churchill and Chu	$Nu_D = \left\{ 0.60 + \frac{0.387 Ra_D^{1/6}}{[1 + (0.559/Pr)^{9/16}]^{8/27}} \right\}^2$ , $Ra_D \leq 10^{12}$ (36)

Kitamura[K. Kitamura et al., 1999]에 의하면, 이러한 천이기준은  $Ra_D$  수가 증가하면서 발생하는 박리현상과 관련된다. 천이기준을 결정하는 것은 박리가 발생하기 시작하는 지점으로 층류흐름에서 박리는  $\theta$ 가  $180^\circ$ 일 때 발생한다.  $Ra_D$  수가 점점 증가하여 난류흐름이 되면서 박리가 발생하기 시작하는  $\theta$ 의 지점은 점점 작아지며 결국  $\theta$ 가  $120^\circ$ 의 영역까지 이동하게 된다. 즉, 천이와 난류영역은 수평

관의 상단에서만 발생하며 그 영역의 크기는 최대 총 면적의 1/3을 넘지 않는다 [K. Kitamura et al., 1999].

Kitamura[K. Kitamura et al., 1999]는 물을 이용하여 난류에서의 수평관 외부 자연대류 온도측정법(Liquid crystal thermometry)를 이용한 시각화 실험을 수행하였다. 그림 12는 Kitamura[K. Kitamura et al., 1999]가 제시한 수평관 주변의 온도를 시각화한 그림으로 수평관의 상단부분을 나타내고 있다. 그림에서 파랑색이 가장 높은 온도를, 검빨간색 또는 갈색이 가장 낮은 온도를, 그리고 녹색과 노란색은 그 중간의 온도를 나타낸다. 즉, 열전달율은 검빨간색 또는 갈색이 가장 높으며 파랑색이 가장 낮다. 그림에서 관찰되는 수평관을 가로지르는 얇은 선의 무늬는 박리(Separation)를 나타낸다. 그림 12에서 (a)의 경우는 층류흐름으로  $\theta$ 가  $180^\circ$ 인 지점이 가장 낮은 열전달량을 관찰 되지만  $Ra_D$  수가 증가할수록 난류흐름이 되면서 박리의 시작지점이 이동하는 현상이 관찰된다.

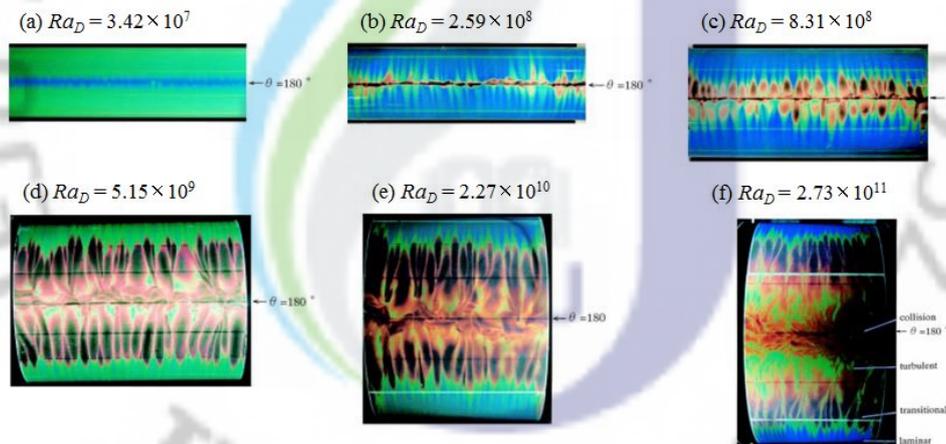


Fig. 12. Visualized surface temperatures of cylinders [K. Kitamura et al., 1999].

## 2) 전기도금을 이용한 시각화 방법

전기도금계의 음극에서 구리가 도금되는 현상은 열전달계에서 열을 전달시키는 현상과 유사하며, 전기도금계에서 도금이 많이 되었다는 것은 열전달계에서는 열이 많이 전달되었다는 것으로 해석된다. 즉, 음극으로 도금된 양은 열전달량으로 생각할 수 있으며, 이러한 도금의 패턴을 통해 국부 열전달량의 패턴을 알 수

있다.

열전달계에서의 온도분포의 시각화를 위해서는 액체결정 온도측정법등의 고가의 장치가 필요한 반면, 전기도금계에서의 도금현상은 자연히 일어나는 현상으로 시각화를 위한 특별한 장치가 필요 없으며, 육안으로 도금패턴을 쉽게 관찰할 수 있다. 또한 액체결정 온도측정법과 달리 전류측정을 통하여 물질전달계수를 동시에 측정할 수 있다. 전기도금계에서 환원이 일어나는 음극으로 사용되는 물질은 전도율이 높은 물질이 사용되어야 함이 잘 알려져 있다. 한편, 음극은 구리이온의 환원이 이루어지므로 구리 이외의 다른 금속을 사용해도 무방할 것이다. 따라서 본 연구에서는 도금의 패턴의 시각화를 극대화하기 위하여 전도율이 높으며 도금될 구리와 구분 쉬운 알루미늄을 음극으로 대체하였다.

### 3) 실험 방법 및 실험범위

설계된 실험 장치와 시스템 회로는 그림 13에 나타내었다. 실험 장치는 아크릴로 제작된 수조이며 수조의 중앙에 음극 수평관을 배열 한다. 양극의 방향성을 무시할 수 있게 양극은 음극을 감싸는 형태로 위치한다. 전원공급장치는 VüPOWER사의 DC Power supply-18B10을 이용하였고, 전압과 전류측정을 위하여 Fluke-45사의 Dual Display Multimeter를 사용하였다. 음극은 같은 크기의 구리와 알루미늄을 이용하여 각각의 한계전류와 도금된 구리의 두께 및 시각화를 비교하였다.

표 4는 실험범위이다.  $R_{ap}$  수의 범위는  $1.73 \times 10^7$ 부터  $5.69 \times 10^{11}$ 까지이다.  $R_{ap}$  수의 변화를 위해 수평관의 길이는 0.05m로 하였고 이 길이는 열전달에 영향이 없는 길이로 한 것이다. 수평관의 지름(D)은 0.01m~0.15m까지 변화시켰고,  $CuSO_4$ 를 0.01M~0.1M까지 변화시켰다.

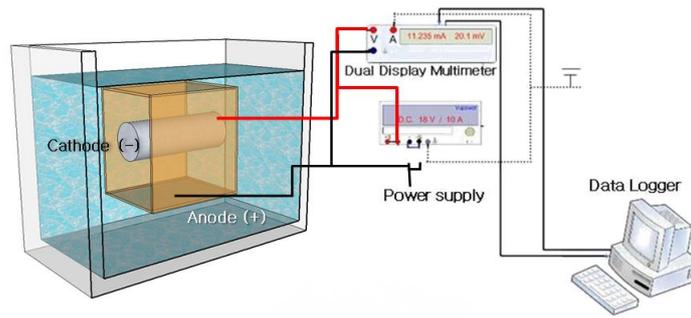


Fig. 13. Test facility and arrangements of cathode.

Table 4. Test matrix

CuSO <sub>4</sub>	Pr	D (m)	Ra <sub>D</sub>
0.01 M	1956	0.01, 0.034, 0.06,	1.73×10 <sup>7</sup> , 6.79×10 <sup>8</sup> , 3.73×10 <sup>9</sup> ,
		0.067, 0.08, 0.1, 0.15	5.20×10 <sup>9</sup> , 8.84×10 <sup>9</sup> , 1.73×10 <sup>10</sup> , 5.83×10 <sup>10</sup>
0.1 M	2094	0.01, 0.034, 0.06,	1.69×10 <sup>8</sup> , 6.63×10 <sup>9</sup> , 3.64×10 <sup>10</sup> ,
		0.067, 0.08, 0.1, 0.15	5.07×10 <sup>10</sup> , 8.64×10 <sup>10</sup> , 1.69×10 <sup>11</sup> , 5.69×10 <sup>11</sup>

Fixed L=0.05m, H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 1.5M

#### 4) 실험결과

그림 14는 물질전달의 실험결과를 수평관 외부 자연대류 상관식과 비교한 Ra<sub>D</sub> 수에 따른 Nu<sub>D</sub> 수의 그래프이다. 각 선은 표 3에 제시된 수평관 외부 자연대류 상관식을 나타내며 흰점은 Kitamura[K. Kitamura et al., 1999]의 층류부터 난류까지의 실험데이터, 검은 점은 실험결과를 나타낸다. 실험결과, Ra<sub>D</sub> 수 10<sup>9</sup>까지는 Churchill와 Chu의 상관식(36)을 제외하고는 큰 차이를 보이지 않고 일치함을 보였다. 그러나 Ra<sub>D</sub> 수 10<sup>9</sup>이상부터는 대부분의 상관식들과 약간의 차이를 보였고 Merk와 Prins[H. L. Merk and j. A. Prins, 1953-54]의 상관식(35)과 Kitamura[K. Kitamura et al., 1999]의 실험결과와 거의 일치하였다.

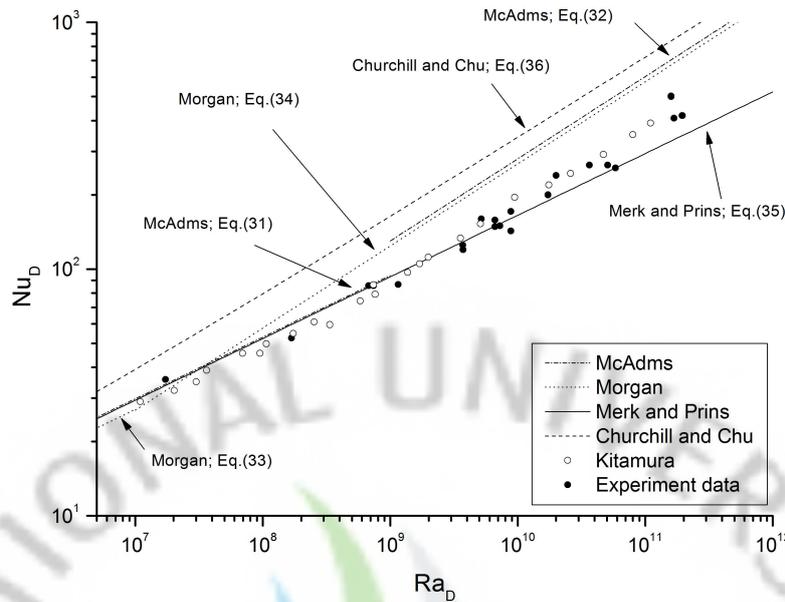


Fig. 14 Comparison of the results with the existing correlations.

그림 15는 실험에서 관찰된 음극에서의 구리 도금 패턴을 보여주는 그림이다. 도금패턴은 앞서 제시된 그림 12에서의 Kitamura[K. Kitamura et al., 1999]의 수평관 외부 자연대류 온도분포의 시각화와 매우 유사하였다. 모든 도금패턴에서는 박리(Separation)로 생각되는 수평관을 가로지르는 얇은 선들이 관찰되었다. 단, (a)지점의 경우  $\theta$ 가  $180^\circ$ 지점에서 부분적인 박리가 관찰된다. (a) 지점의  $Ra_D$  수는  $1.69 \times 10^8$ 이다. McAdams[W. H. McAdams, 1954]가 제시한 난류로의 천이지점인  $Ra_D$  수  $10^9$ 으로 (a)지점의 경우 유동이 층류이기 때문에 이와 같은 결과가 관찰됐다고 생각된다.

그림 16은  $Ra_D^*$  수에 따른 박리의 시작 지점을 그래프로 나타낸 것이다.  $Ra_D^*$  수는 수정된  $Ra_D$  수로  $Ra_D^* = Ra_D \times Nu_D$ 이다. 그래프의 흰 점은 Kitamura가 제시한 데이터이며, 검은 점은 본 실험의 데이터이다. 실험결과 그의 실험과 거의 흡사한 결과를 보였다.  $Ra_D^*$  수가 커질수록 박리가 시작되는  $\theta$ 는 점점 줄어들다가 결국에는  $\theta$ 가  $120^\circ$ 지점에서 더 이상 줄어들지 않고 일정해 짐이 보인다. 이는 문헌에서 제시된 천이와 난류지점이 전체 면적에 1/3을 넘지 않는다는 것과 상응한다. 유체를 공기로 사용한 Kitamura의 실험의 경우  $Ra_D$ 가  $10^{14}$ 이상의 영역에서는 실험을 수행하지 않았는데 이는 공기의 경우 높은  $Ra_D$ 를 얻기 위하여 실린더의 직

경이 매우 커져야 하기 때문이다.

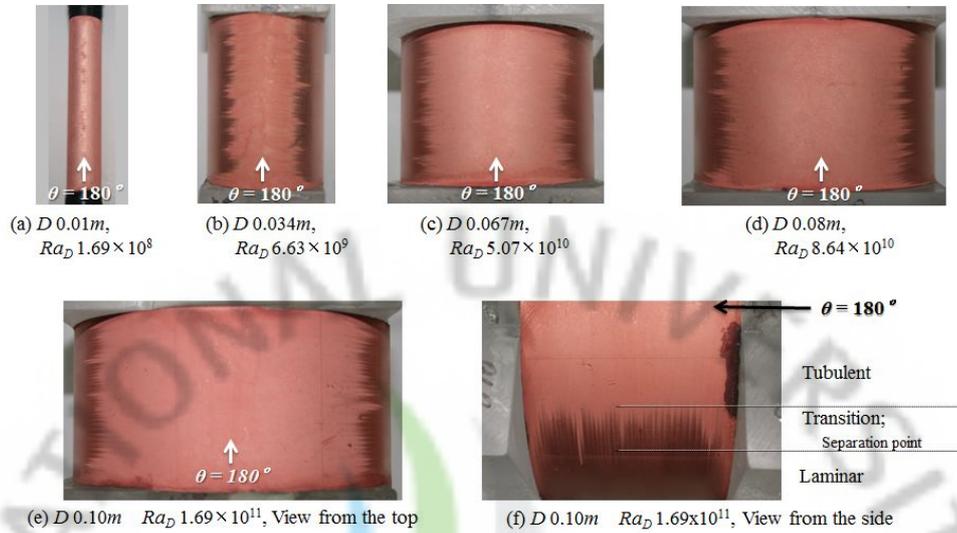


Fig. 15. Visualized results.

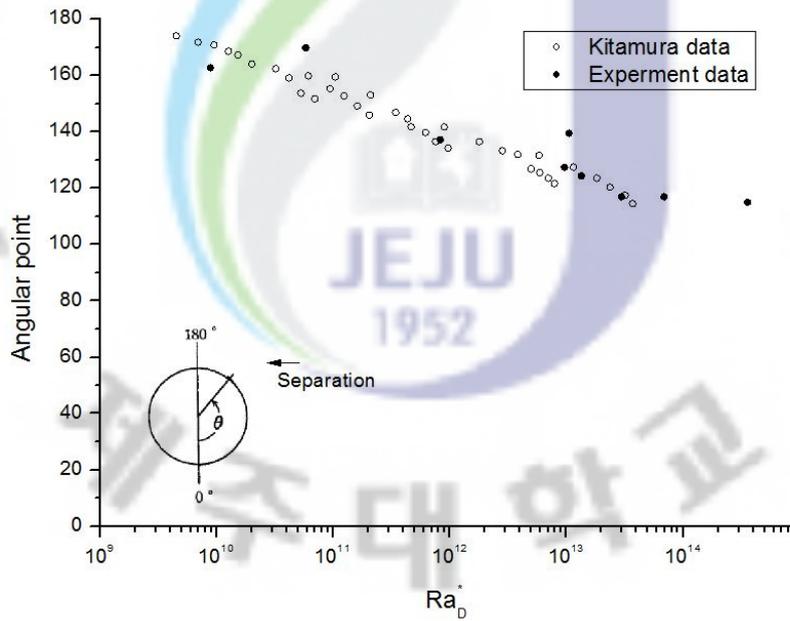


Fig. 16 Separation Angles.

## 2. 기울어진 수평관에서 발생하는 자연대류 열전달 현상

### 1) 기울어진 원형관에서의 자연대류현상

Fig. 17은 기울어진 원형관모형을 나타낸 그림이다. Lia와 Tarasuk[J. Lia and J. D. Tarasuk, 1992]에 의하면, 기울어진 원형관의 자연대류에서  $D$ 에 따른 국부 열전달은 수직( $\phi=90^\circ$ ) 원형관일 때, 균일 한 값을 갖으며, 수평( $\phi=0^\circ$ )과 기울어진 ( $0^\circ < \phi < 90^\circ$ ) 원형관에서는 원주의 하단 지점( $\theta=0^\circ$ )에서 가장 높고, 원주의 상단( $\theta=180^\circ$ )에 가까워지면서 감소한다. 평균 열전달율은  $Ra$ 의 수와 함께 증가하고 수평에서 경사각의 증가와 함께 서서히 감소한다.

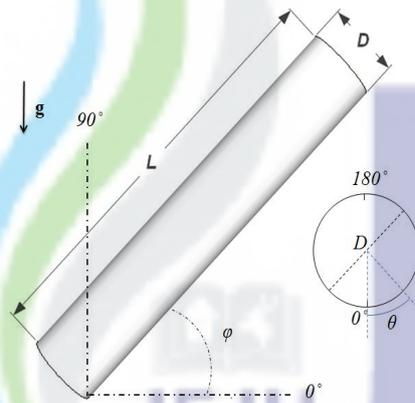


Fig. 17. Inclined cylinder.

기울어진 원형관에서 발생하는 자연대류 열전달 현상은  $Ra$  수,  $Pr$  수, 기울기 ( $\phi$ ),  $L/D$ 에 지배된다[R.J. Goldstein et al. 2007]. 수직 원형관에 대한 LeFevre[E. J. LeFevre, 1956]는  $Gr_L < 10^9$ 의 영역에서 열전달 상관식을 제시하였다. Fand 등 [R. M. Fand et al. 1977]은 실험적으로  $L/D$ 가 2.2,  $0.7 < Pr < 3090$ , 그리고  $2.5 \times 10^2 < Ra_D < 1.8 \times 10^7$ 의 범위에서 열전달 상관식을 제시하였다. 기울어진 원형관에서의 열전달 상관식에서의 특성길이는 학자마다 다르다.  $L$ 을 특성길이로한 기울어진 원형관으로 Sedahmed와 Shemilt[G. H. Sedahmed and L. W. Shemilt, 1982]은 상사실험을 이용하여  $4.65 < L/D < 14.3$ ,  $Pr$  수 2300, 그리고,  $1.9 \times 10^{10} <$

$Ra_{L\cos\phi} < 3.8 \times 10^{11}$ 의 범위에서 열전달 상관식을 제시하였고, Al-Arabi 와 Salman[M. Al-Arabi and Y. K. Salman, 1980]는 실험적으로 균일한 온도조건과 실험유체로 공기를 이용하여  $L/D$ 가 25,  $105.5 < Ra_L < 10^7$ 의 범위에서의 열전달 상관식을 제시하였다.  $D$ 를 특성길이로한 기울어진 원형관 실험으로 Al-Arabi와 Khamis[M. Al-Arabi and M. Khamis, 1982]는 실험적으로 균일한 온도조건에서 실험유체로 공기를 이용하여  $0.6 < L/D < 16.5$ ,  $10^7 < Ra_D < 4 \times 10^9$ 의 범위에서 층류와 난류로 구분하여 열전달 상관식을 제시하였고, Ooshuizen[P. H. Oosthuizen, 1976]는 실험유체로 공기를 이용하여  $L/D$ 가 8, 10, 16이며,  $10^4 < Ra_D < 10^9$ 의 범위에서 열전달 상관식을 제시하였다. 또한 Stewart와 Buck[W. E. Stewart and S. L. Buck 1980]는 실험적으로 균일한 열속에서 실험유체로 공기를 이용하여  $L/D$ 가 6, 9, 12이며,  $4 \times 10^4 < Ra_D < 6 \times 10^9$ 의 범위에서 열전달 상관식을 제시하였고, 마지막으로 Stewart[W. E. Stewart, 1981]는 실험적으로 균일한 열속에서 실험유체로 공기를 이용하여  $6 < L/D < 12$ 이며,  $10^4 < Ra_D < 10^6$ 의 범위에서 열전달 상관식을 제시하였다(표 5).

Table 5. Correlations

Author	$\phi$	L/D	Pr	Correlation
LeFevre	Vertical			$Nu_L = 0.67(Gr_L Pr)^{1/4}$ $Gr_L < 10^9$ <span style="float: right;">(37)</span>
Sedahmed and Shemilt	Inclined	4.65 ~14.3	2300	$Nu_L = 0.498(Ra_L \cos \phi)^{0.28},$ $1.9 \times 10^{10} < Ra_L \cos \phi < 3.8 \times 10^{11}$ <span style="float: right;">(38)</span>
Al-Arabi and salman	Inclined	25	0.7	$Nu_L = [0.6 - 0.488(\sin(90 - \phi))^{1.09}] Ra_L^{1/4 + 1/12(\sin(90 - \phi))^{1.75}}$ $10^{5.5} < Ra_L < 10^7$ <span style="float: right;">(39)</span>
Al-Arabi and Khamis	Inclined	0.6 ~16.5	0.7	Laminar, $Nu_L = [2.9 - 2.32(\cos \phi)^{0.8}] Gr_D^{-1/12} Ra_L^{1/4 + 1/12(\cos \phi)^{1.2}}$ Turbulent, $Nu_L = [0.14 - 0.11(\cos \phi)^{0.8}] Gr_D^{-1/12} Ra_L^{1/3}$ $10^7 < Ra_L < 4 \times 10^9$ <span style="float: right;">(40)</span>
Ooshuizen	Inclined	8, 10, 16	0.7	$\frac{Nu_D}{(Gr_D \cos \phi)^{1/4}} = 0.42[1 + (1.31/\bar{L}^{1/4})^3]^{1/2},$ $\bar{L} = \frac{L}{D \tan \phi}, \quad 10^4 < Ra_D < 10^9$ <span style="float: right;">(41)</span>
Stewart and Buck	Incl.	6, 9, 12	0.7	$\frac{Nu_D}{(Ra_D \cos \phi)^{1/4}} = 0.48 + 0.555 \left[ \left( \frac{D}{L \cos \phi} \right)^{1/4} + \left( \frac{D}{L} \right)^{1/4} \right]$ $4 \times 10^4 < Ra_D < 6 \times 10^8$ <span style="float: right;">(42)</span>
Stewart	Inclined	6 ~12	0.7	$\frac{Nu_D}{(Ra_D \cos \phi)^{0.25}} = 0.53 + 0.555 \left[ \left( \frac{D}{L \cos \phi} \right)^{1/4} - \left( \frac{D}{L} \right)^{1/4} \right]$ $10^4 < Ra_D < 10^8$ <span style="float: right;">(43)</span>
Morgan	Horizontal			$Nu_D = 0.48 Ra_D^{1/4}$ $10^4 < Ra_D < 10^7$ <span style="float: right;">(44)</span>
Fand et al.	Horizontal	2.2	0.7 ~309 0	$Nu_D = 0.474 Ra_D^{0.25} Pr^{0.047}$ $2.5 \times 10^2 < Ra_D < 1.8 \times 10^7$ <span style="float: right;">(45)</span>

## 2) 실험 방법 및 실험범위

실험 장치는 아크릴로 제작된 수조이며 음극은 각도를 확인할 수 있는 구조물 위에 배열 하였다. 전원공급장치는 VüPOWER사의 DC Power supply-18B10을 이용하였고, 전압과 전류측정을 위하여 Fluke-45사의 Dual Display Multimeter를

사용하였다(그림 18).

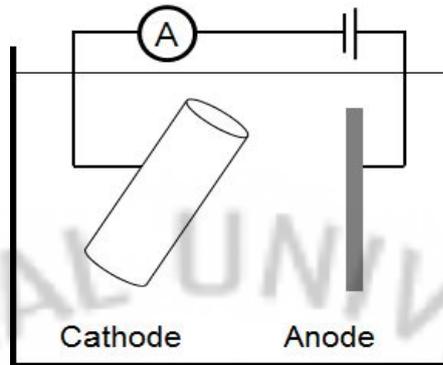


Fig. 18. The experiment equipment and system circuit

$Ra_D$ 수의 범위는  $1.69 \times 10^8 \sim 5.07 \times 10^{10}$ 이고,  $Ra_L$ 수의 범위는  $2.64 \times 10^{12} \sim 1.54 \times 10^{13}$ 이다. 원형관의 지름(D)은 0.0094m, 0.034m, 0.067m까지 변화시켰다. 이때 원형관의 길이(L)은 0.25m, 0.45m를 사용하였다.  $\phi$ 는  $0 \sim 90^\circ$ 까지 변화를 주었고,  $CuSO_4$ 와  $H_2SO_4$ 는 각각 0.1M, 1.5M이다(표 6).

Table 6. Test matrix

$\phi$ (°)	L (m)	$Ra_L$	$Gr_L$	D (m)	$Ra_D$	$Gr_D$
0, 5, 10, 15, 20, 25, 30,	0.25	$2.64 \times 10^{12}$	$1.26 \times 10^9$	0.01	$1.69 \times 10^8$	$8.06 \times 10^4$
				0.034	$6.63 \times 10^9$	$3.17 \times 10^6$
				0.067	$5.07 \times 10^{10}$	$2.42 \times 10^7$
40, 50, 60, 70, 80, 90	0.45	$1.54 \times 10^{13}$	$7.34 \times 10^9$	0.01	$1.69 \times 10^8$	$8.06 \times 10^4$
				0.034	$6.63 \times 10^9$	$3.17 \times 10^6$
				0.067	$5.07 \times 10^{10}$	$2.42 \times 10^7$

$CuSO_4$  0.1M,  $H_2SO_4$  1.5M, Pr=2094

### 3) 실험결과

그림 19는 특성길이를 L로 정의한 실험결과를  $\phi$ 에 따라 나타낸 그래프이다. 실험결과는 표 5에 제시된 수직관 상관식과 L을 특성길이로 정의한 기울어진 상

관식과 비교하였다. 그림의 삼각형점은 D가 0.0094m, 원형점은 0.034m, 사각점은 0.065m를 각각 나타내며, 검은 점은 L이 0.25m, 흰점은 L이 0.45m를 각각 나타낸다. 각 선들은 표 5에 제시된 상관식을 나타낸다.

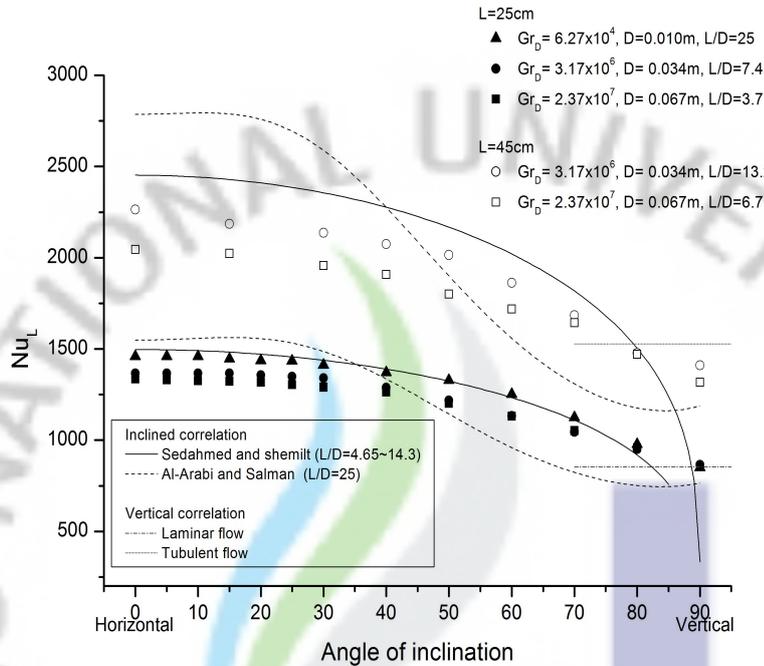


Fig. 19  $Nu_L$  vs. Inclination angle

$\phi$ 가 0°(수평)인 경우, 가장 높은  $Nu_L$  수를 나타냈고,  $\phi$ 가 증가할수록  $Nu_L$  수는 점차 감소하다가  $\phi$ 가 90°(수직)가 되면서 가장 낮은  $Nu_L$  수를 보였다.  $\phi$ 가 0° ~ 35°의 부분에서는 경사각의  $Nu_L$  수가 크게 변하지 않지만, 35° ~ 90°의 부분에서는  $Nu_L$  수의 변화가 상대적으로 크게 변함을 알 수 있다. 이는 상관식과 비슷한 경향이였으며, 그 중 Sedahmed 등[G. H. Sedahmed, L. W. Shemilt, 1982]의 상관식과 가장 일치하였다. 관이 수직일 경우, 수직관 상관식과 매우 하였고, D의 영향에 관계없이 같은  $Nu_L$  수를 보였다. 이는 수직 원형관일 때의 특성길이는 L이며, D는 고려대상이 아니기 때문이다. L이 달라지면서  $Nu_L$  수는 같이 상승하였고 층류와 난류에서의 변화는 특별히 관찰되지 않았다.  $\phi$ 가 감소하여 수평에 가까워지면서 D가 작은 것이 가장 높은  $Nu_L$  수값을 나타냈고 이 때, D가 커

질수록  $Nu_D$  수는 작아 졌다. 이는 층류의 경우 상대적으로  $D$ 가 작을 때 열전달율이 좋기 때문이다.

그림 20은 특성길이를  $D$ 로 정의한 실험결과를  $\phi$ 에 따라 나타낸 그래프이다. 실험결과는 표 5에 제시된 수직관 상관식과  $D$ 을 특성길이로 정의한 기울어진 상관식과 비교하였다. 그림의 삼각형점은  $D$ 가 0.0094m, 원형점은 0.034m, 사각점은 0.065m를 각각 나타내며, 검은 점은  $L$ 이 0.25m, 흰점은  $L$ 이 0.45m를 각각 나타낸다. 각 선들은 표 5에 제시된 상관식을 나타낸다.

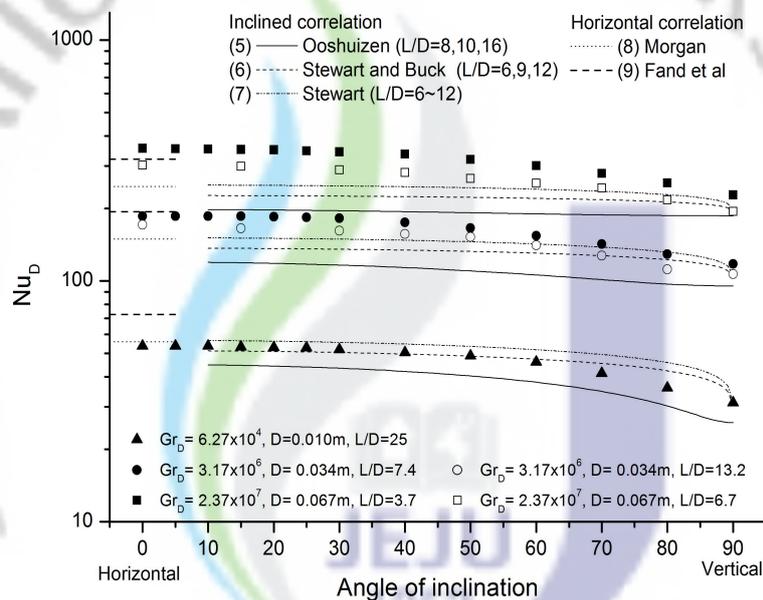


Fig. 20  $Nu_D$  vs. Inclination angle

$L$ 을 척도로 비교한 그림 19의 결과와 같이  $\phi$ 가  $0^\circ$ (수평)인 경우, 가장 높은  $Nu_D$  수를 나타냈고,  $\phi$ 가 증가할수록  $Nu_D$  수는 점차 감소하다가  $\phi$ 가  $90^\circ$ (수직)가 되면서 최소  $Nu_D$  수를 보였다. 또한  $0^\circ \sim 35^\circ$ 의 부분에서는 경사각의  $Nu_D$  수가 크게 변하지 않았다.  $L$ 의 영향은 거의 나타나지 않았다.  $D$ 가 0.0094m의 경우, 수평에서는 Morgan[V. T. Morgan, 1975]의 상관식과 일치하였고, 관이 기울어지면서 Stewart와 Buck[W. E. Stewart, S. L. Buck, 1980]와 Stewart[W. E. Stewart, 1981]의 상관식과 일치하였다. 반면,  $D$ 가 0.034m와 0.065m에서는 수평에서는

Fand et al.[R. M. Fand et al., 1977]과 일치하였으나, 기울어지면서 어떠한 상관식과도 일치하지 않았다. 이는 수행된 물질전달 실험의  $Ra_D$  수 범위가 비교한 상관식의  $Ra_D$  수 범위를 넘어섰기 때문이라고 생각한다.

### 3. 수직배열의 수평관에서 발생하는 자연대류 열전달 현상

#### 1) 수직으로 배열된 수평관에서의 자연대류

2-1-4절에 제시된 것과 같이, 수직으로 배열된 수평관에서의 자연대류에서 상단 수평관은 하단 수평관에서의 열전달에 영향을 미치지 않는다. 반면, 상단 수평관은 P/D가 작을 경우  $Nu_D$  수가 감소하고, P/D의 증가와 함께  $Nu_D$  수가 증가하다가 단일 실린더의  $Nu_D$  수의 값보다 높아지게 된다. 그 후 일정지점의 P/D의 거리부터 P/D의 증가와 무관하게 Nu 수는 일정한 값을 갖는다. 이러한 현상은 예열효과와 속도효과로 인하여 설명된다. 즉, 어느 특정 지점 이전의 P/D에서는 예열효과가 지배적인 반면, 그 지점을 지나게 돼서부터는 속도효과가 지배적이다 [H. Yuncu, and A. Batta, 1994].

#### 2) 실험 방법 및 실험범위

실험장치는 아크릴로 제작된 상단이 개방된 직육면체의 수조와 그 내부에 수직으로 평행하게 배열된 두 개의 음극 구리관 그리고 이를 둘러싼 양극판으로 구성되어 있다(그림 21). 수조의 크기는  $0.35m \times 0.35m \times 0.12m$ 이며, 구리관의 직경은 0.012m, 0.035m, 0.067m이고, 각각 2개씩 제작하였다. 전선은 유동을 방해하지 않도록 구리관의 안쪽면에 연결하였으며, 전선을 포함한 구리관의 안쪽 면에는 구리도금이 일어나지 않도록 전선테이프를 붙이고 에폭시를 코팅하였다. 양극판은 두 개의 음극 구리관을 충분히 감쌀 수 있는 형태로 제작하였다. 전원공급장치는 VüPOWER사의 DC Power supply-AK1205이며, 전압과 전류측정은 HIOKI사의 DIGITAL HITESTER 3804-50을 사용하였다.

표 7은 실험 범위이다. 실험범위는 P/D를 층류와 난류로 구분하였다. 황산구리와 글리세린의 농도를 각각 0.1M과 1.5M로 고정하여, Pr 수를 4173으로 일정하게 유지시켰다. 층류와 난류의 구분을 위하여 0.012m, 0.035m, 0.067m로 직경이 다른 세 개의 관을 사용하였다. 이는  $Ra_D$  수  $2.58 \times 10^8 \sim 4.49 \times 10^{10}$ 의 범위에 해당한다. 모든 구리관의 길이는 0.06m로 일정하다. P/D는 층류영역에서 1.1~9까지 변화시켰고, 난류영역에 대해서는 1.02~2까지 변화시켜 실험을 수행하였다.

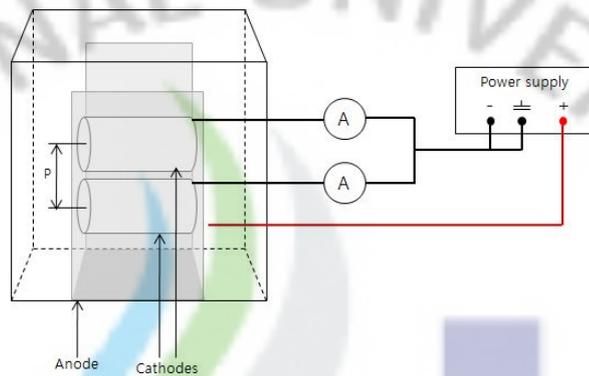


Fig. 21. The experiment equipment & system circuit.

Table 7. Test matrix.

Pr	D(m)	P/D	$Ra_D$	Flow
4173	0.012	1.1, 1.5, 2,	$2.58 \times 10^8$	Laminar
		3, 5, 7, 9		
	0.035	1.02, 1.1, 1.3,	$6.39 \times 10^9$	Turbulent
0.067	1.5, 1.7, 2	$4.49 \times 10^{10}$		

### 3) 실험결과

그림 22는 수행된 수직배열의 수평관 실험결과 중, 하단 수평관의  $Nu_D$  수만을 나타낸 그래프이다. 실험에서 구한  $Nu_D$  수는 3-1-1절에 제시된 수평관 자연대류 열전달 상관식(표 3)과 비교하였다. 그림에서 나타난 각각의 선들은 표 3에 제시된 열전달 상관식들이며, 검은 점은 본 실험에서 측정된  $Nu_D$  수를 나타낸다.

그림에서 나타난 것과 같이, 하단 수평관의  $Nu_D$  수의 값은 Churchill과 Chu의

상관식을 제외하고 나머지 상관식들과 거의 일치하다. 그 중 Merk와 Prins의 상관식과 매우 유사한 값을 보였다. 실험결과 이전의 문헌에서의 결과와 마찬가지로 상단에 위치한 수평관은 하단에 위치한 수평관에 영향을 미치지 않았다.

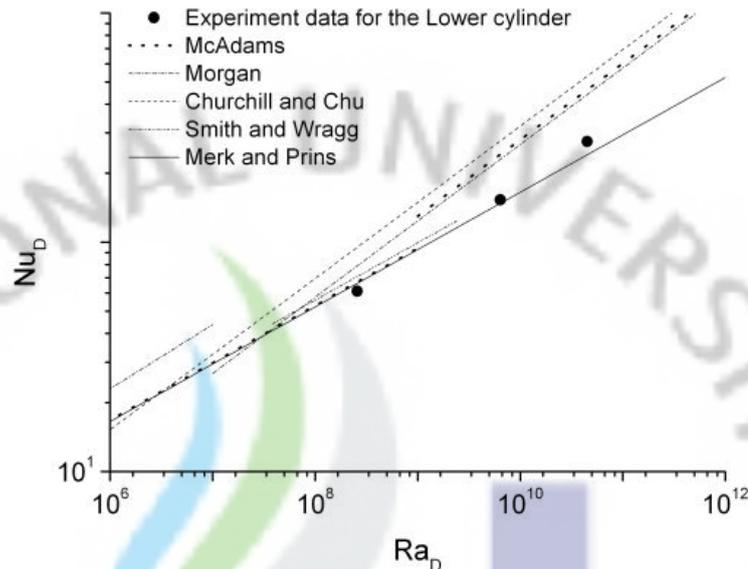


Fig. 22 Lower cylinder Nusselt number compared with correlations.

그림 23은 Pr 수 4173,  $Ra_D$  수  $2.58 \times 10^8$ 인 층류 영역에서 P/D에 따른 상단 수평관과 하단 수평관의 Nu 값 비율을 나타낸 그래프이다. 실험결과 기존의 이론과 같이 두 수평관 사이의 거리가 가까울 경우, 상단 수평관의  $Nu_D$  수는 감소하다. 반면 두 수평관 사이의 거리가 멀어질수록 상단 수평관의  $Nu_D$  수는 증가함을 알 수 있다. 즉, P/D가 약 1.5를 기준으로 그 이하일 때는 예열 영향이 지배적으로 작용하는 반면 그 이상 부터는 속도영향이 지배적으로 작용한다. 그림 6에서는 P/D가 7~9 이후에서 상단 수평관의 열전달이 최대가 되고 일정해지는 반면, 실험결과는 P/D가 3이후부터 상단 수평관의 열전달이 최대이며 일정해진다. 또한 속도영향이 지배적이기 시작하는 구간이 기존 문헌이 경우 P/D가 3~4 인데 반하여 본 실험에서는 그 구간이 1.5~2 사이에 나타났다. 그것은 물질전달 실험에서의 Pr 수가 4000 이상으로 매우 크기 때문인 것으로 판단된다.  $Pr \gg 1$ 에서의 열전달현상에서 유체의 운동량 확산이 열확산에 비해 매우 크기 때문에 상단 수평

관에 도달하는 유체의 속도는 더 빨라지거나 더 느려짐이 없이 속도분포가 평탄해질 것이다. 반면에 열확산은 약하기 때문에 상단 수평관에 이르게 되는 유동이 부분적으로 온도의 구배가 있을 것이며 상단 수평관에 도달하는 유체의 열은 흩어지지 않고 어느 정도 보존될 것이다. 결과적으로 예열효과가 전혀 나타나지 않던지 나타나게 된다면 확연하게 나타날 것이다.

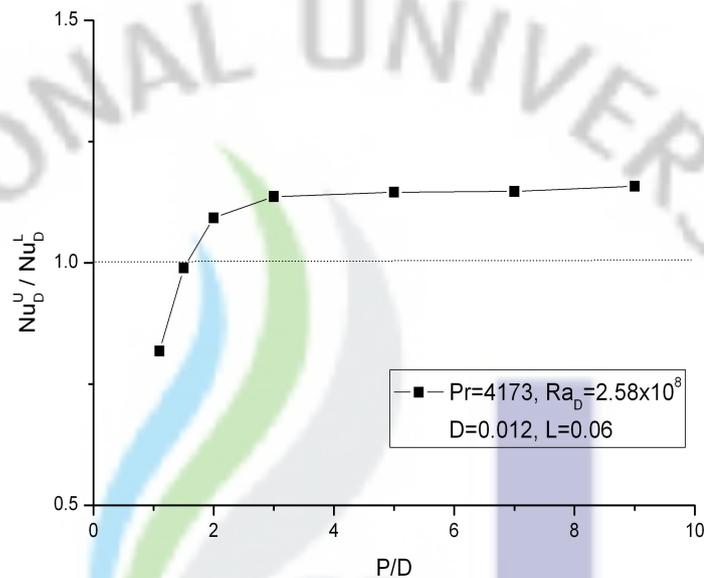


Fig. 23 Nusselt number ratio as a function of P/D(Laminar).

그림 24는  $Ra_D$  수가  $10^9$ ,  $10^{10}$ 인 난류 영역에서, P/D에 대한 상단 수평관과 하단 수평관의  $Nu_D$  수의 비를 나타낸 그래프이다. 난류영역에서는 층류영역에서와 다르게 상단 수평관의  $Nu_D$  수가 하단 수평관의  $Nu_D$  수보다 작아지는 구간이 나타나지 않는다. 이는 하단 수평관으로부터 발생하는 난류유동과 상단 수평관의 하단에서 발생하는 층류 경계층과 만나게 되므로 운동량 교환이 매우 커져서 예열효과가 감소하기 때문인 것으로 판단된다. P/D가 증가할수록 상단 수평관의  $Nu_D$  수는 와류와 속도 영향으로 인해 급격하게 증가할 것으로 예상했으나, 약간 증가하다가 완만해지는 구간이 나타난다. 이는 앞서 설명한 Pr 수의 영향이라고 볼 수 있을 것이다.

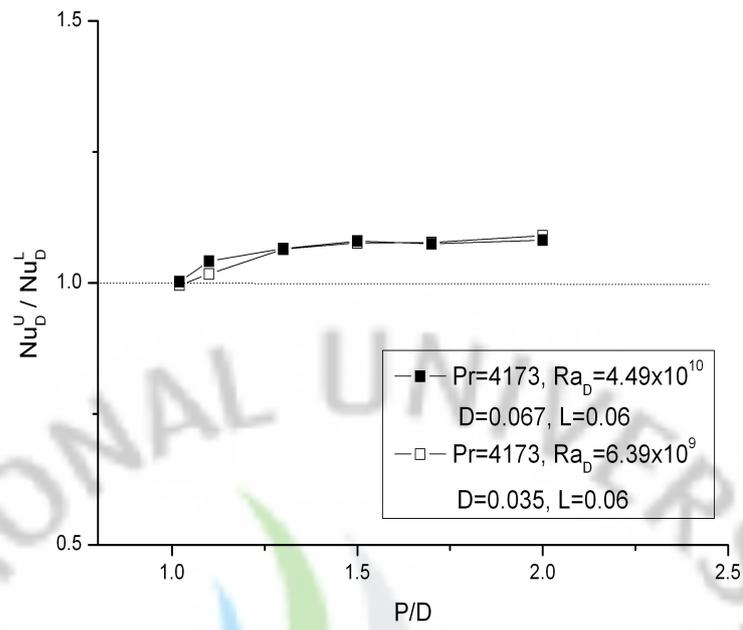
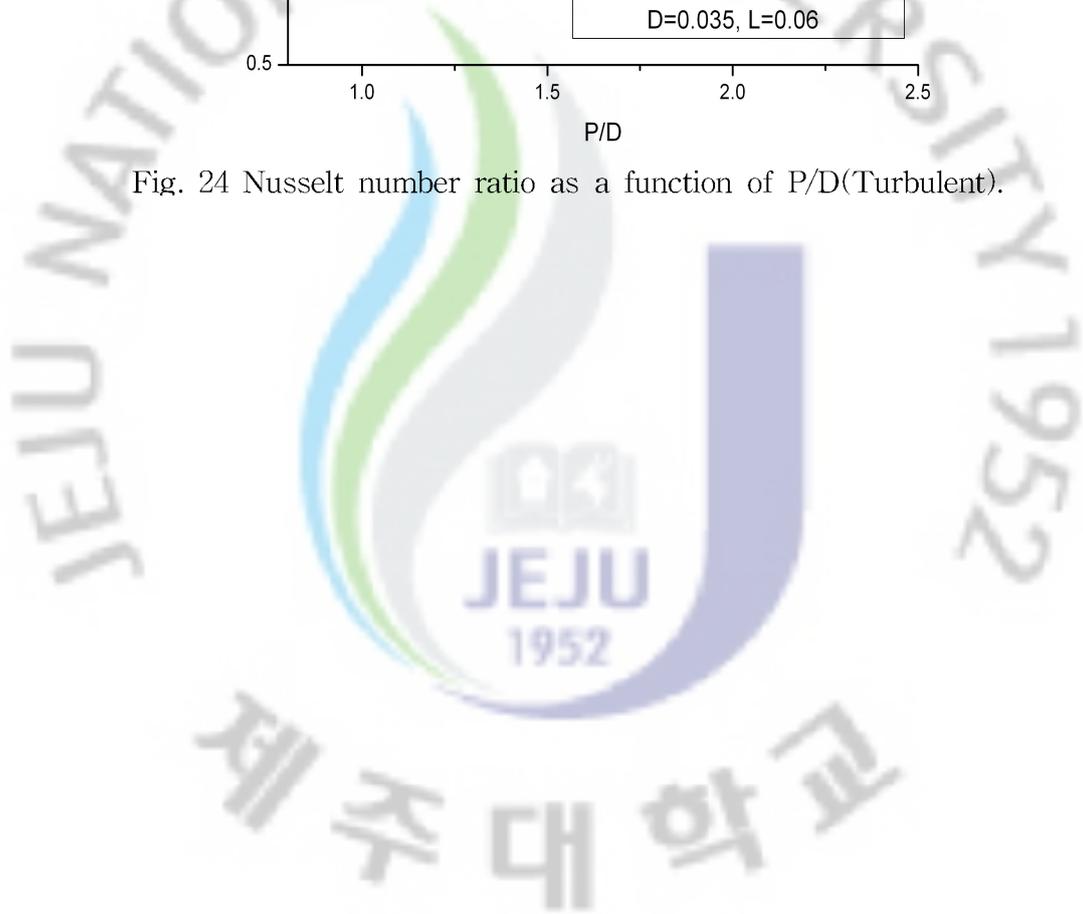


Fig. 24 Nusselt number ratio as a function of P/D(Turbulent).



## IV. 실험장치 및 방법

### 1. 실험장치 구성

헬리컬 튜브 외부에서 발생하는 자연대류 열전달에서 유동은 Gr 수, Ra 수 그리고 기하학적 구조에 의존한다. 본 연구에서는 앞서 설명된 헬리컬 튜브 외부에서 발생하는 자연대류 열전달 영역 가운데 벽면으로부터 열이 유체로 전달되는 유동 문제의 열전달 현상을 상사성을 이용한 전기도금계를 이용하여 간단한 물질전달 실험으로 모사하는 것을 목적으로 하고 있다.

따라서 실험장치는 제작이 간편할 뿐만 아니라 측정 방식이 복잡하지 않은 시스템으로 구성하였다. 그림 25와 같다.

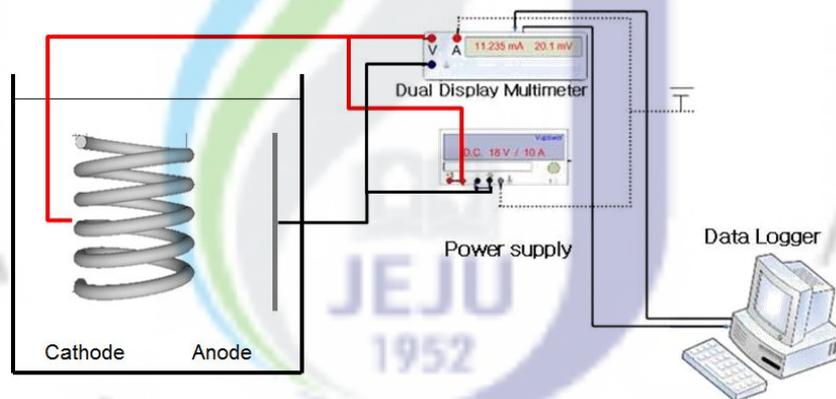


Fig. 25. The experimental equipments and system circuit

실험 장치는 아크릴로 제작된 수조이며 수조의 중앙에 음극 헬리컬 튜브를 배열 한다. 양극의 방향성을 무시할 수 있게 양극은 음극을 감싸는 형태로 위치한다. 전원공급장치는 VüPOWER사의 DC Power supply-18B10을 이용하였고, 전압과 전류 및 전압의 측정을 위하여 Fluke-45사의 Dual Display Multimeter를 사용하였다. 실험에서 측정되는 데이터는 Dual Display Multimeter를 통해 컴퓨터로

자동 저장이 된다. 구리로 제작된 헬리컬 튜브는 는 하단에 아크릴 지지대로 연결하여 수직으로 고정시켜 실험을 수행하였다(그림 26).



Fig. 26. Helical tube cathode.

## 2. 실험 방법 및 절차

### 1) 실험 방법

구리 전기도금계를 이용한 헬리컬 튜브에서의 자연대류 물질전달 실험은 헬리컬 튜브의 각 특성길이 영향을 확인하기 위하여 다음과 같은 경우에 대하여 실험이 수행되었다.

- ① D, P, R이 고정인 상태에서 L, H만 변하는 경우 (L의 영향 확인)
- ② L, P, R이 고정인 상태에서 D, H만 변하는 경우 (D의 영향 확인)
- ③ L, D, R이 고정인 상태에서 P, H만 변하는 경우 (P의 영향 확인)
  - R의 영향 확인
  - 2-1-5절에 제시된 바와 같이 P의 변화는 R과 관계가 되므로 R의 영향을

같이 확인 할 수 있다.

- ④ 위 실험의 실행으로 H의 영향을 확인할 수 있다.

## 2) 실험 절차

실험에 적합한 실험장비들이 갖춰지고 전류를 측정하기 위한 회로가 구성되면 다음과 같은 측정절차로 한계전류를 측정한다.

- ① 2개의 양극 구리판과 음극 헬리컬 튜브를 No. 1500 사포를 사용하여 표면에 광택이 나도록 닦고 아세톤으로 유기물을 제거한 뒤 증류수로 전극을 세척한다.
- ② 아크릴로 제작된 수조 내부를 깨끗이 세척한다.
- ③ 이와 같이 준비된 수조의 중앙에 헬리컬 튜브를 고정하고 양극 전극판을 헬리컬 튜브의 좌우로 위치하게 한후 움직이지 않도록 고정시킨다.
- ④ 헬리컬 튜브의 외부에서 기포가 생성되지 않도록 주의하며 황산구리-황산 수용액을 조심스럽게 부어 넣는다.
- ⑤ 유동이 안정화될 때까지 잠시 기다린 후, 초기 전위차를 100 mV로 하여 약 100 초 간격으로 자동으로 50 mV씩 전위차를 증가시키도록 설정한 Power supply를 가동시킨다.
- ⑥ Power supply의 가동과 동시에 Dual Display multimeter를 작동시켜 2 초당 전위차와 전류값이 자동으로 기록되도록 한다.
- ⑦ 컴퓨터 모니터 또는 multimeter의 화면상에 표시되는 전위차와 전류의 변화를 관찰한다.
- ⑧ 전위차가 계속 증가하여 음극표면에서 수소기체가 발생하기 시작하면 실험을 중단하고 multimeter에 의해 자동으로 기록된 data를 저장한다.

## 3. 실험 범위

앞서 제시된 실험 방법에 따라 D, P, R, L의 영향을 알아보기 위한 각각의 실험

험을 수행하였다. D는 0.001~0.008m, P는 0.004~0.1m, L은 0.157~1.571m, H는 0.033~0.289m까지 변화를 시키며 실험을 수행하였다. R은 2-1-5절에 제시된 것과 같이 P와 관계된 영향이므로 R이 고정된 상태에서 P만을 변화시키면서 P와 R에 관하여 실험을 수행하였다. 실험에서의 CuSO<sub>4</sub> 농도는 전체적으로 0.1 M이며, H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>는 고정 전해액으로서 1.5 M로 모든 경우에 동일하게 적용되었다. 아래 표 8, 9, 10, 11은 수행된 실험범위행렬이다.

Table 8. Test matrix - D effect (m)

D	P	N	H	L	R	Ra <sub>H</sub>	Ra <sub>D</sub>	Ra <sub>L</sub>
0.001	0.03	1~10	0.289	1.571	0.025	4.07×10 <sup>12</sup>	1.69×10 <sup>5</sup>	6.54×10 <sup>14</sup>
0.003	0.03	1~10	0.327	1.571	0.025	5.90×10 <sup>12</sup>	4.55×10 <sup>6</sup>	6.54×10 <sup>14</sup>
0.006	0.03	1~10	0.365	1.571	0.025	8.20×10 <sup>12</sup>	2.11×10 <sup>7</sup>	6.54×10 <sup>14</sup>
0.008	0.03	1~10	0.422	1.571	0.025	1.27×10 <sup>13</sup>	8.64×10 <sup>7</sup>	6.54×10 <sup>14</sup>

Table 9. Test matrix - P effect (m)

D	P	N	H	L	R	Ra <sub>H</sub>	Ra <sub>D</sub>	Ra <sub>L</sub>
0.003	0.004	1~10	0.093	1.571	0.025	1.36×10 <sup>11</sup>	4.55×10 <sup>6</sup>	6.54×10 <sup>14</sup>
0.003	0.006	1~10	0.111	1.571	0.025	2.31×10 <sup>11</sup>	4.55×10 <sup>6</sup>	6.54×10 <sup>14</sup>
0.003	0.008	1~10	0.129	1.571	0.025	3.62×10 <sup>11</sup>	4.55×10 <sup>6</sup>	6.54×10 <sup>14</sup>
0.003	0.01	1~10	0.957	1.571	0.025	1.48×10 <sup>14</sup>	4.55×10 <sup>6</sup>	6.54×10 <sup>14</sup>
0.003	0.015	1~10	1.407	1.571	0.025	4.70×10 <sup>14</sup>	4.55×10 <sup>6</sup>	6.54×10 <sup>14</sup>
0.003	0.020	1~10	1.857	1.571	0.025	1.08×10 <sup>15</sup>	4.55×10 <sup>6</sup>	6.54×10 <sup>14</sup>
0.003	0.030	1~10	2.757	1.571	0.025	3.54×10 <sup>15</sup>	4.55×10 <sup>6</sup>	6.54×10 <sup>14</sup>

Table 10. Test matrix - R effect by P (m)

D	P	N	H	L	R	Ra <sub>H</sub>	Ra <sub>D</sub>	Ra <sub>L</sub>
0.003	0.04	3	0.083	0.471	0.025	9.65×10 <sup>11</sup>	4.55×10 <sup>6</sup>	1.77×10 <sup>13</sup>
0.003	0.05	3	0.103	0.471	0.025	1.84×10 <sup>11</sup>	4.55×10 <sup>6</sup>	1.77×10 <sup>13</sup>
0.003	0.06	3	0.123	0.471	0.025	3.14×10 <sup>11</sup>	4.55×10 <sup>6</sup>	1.77×10 <sup>13</sup>
0.003	0.07	3	0.143	0.471	0.025	4.93×10 <sup>11</sup>	4.55×10 <sup>6</sup>	1.77×10 <sup>13</sup>
0.003	0.08	3	0.163	0.471	0.025	7.31×10 <sup>11</sup>	4.55×10 <sup>6</sup>	1.77×10 <sup>13</sup>
0.003	0.10	3	0.203	0.471	0.025	1.41×10 <sup>12</sup>	4.55×10 <sup>6</sup>	1.77×10 <sup>13</sup>

Table 11. Test matrix - L or H effect (m)

D	P	N	H	L	R	Ra <sub>H</sub>	Ra <sub>D</sub>	Ra <sub>L</sub>
0.001	0.03	1	0.001	0.157	0.025	1.69×10 <sup>5</sup>	1.69×10 <sup>5</sup>	6.54×10 <sup>11</sup>
0.003	0.03	1	0.003	0.157	0.025	4.55×10 <sup>6</sup>	4.55×10 <sup>6</sup>	6.54×10 <sup>11</sup>
0.005	0.03	1	0.005	0.157	0.025	2.11×10 <sup>7</sup>	2.11×10 <sup>7</sup>	6.54×10 <sup>11</sup>
0.008	0.03	1	0.008	0.157	0.025	8.64×10 <sup>7</sup>	8.64×10 <sup>7</sup>	6.54×10 <sup>11</sup>
0.001	0.03	2	0.033	0.314	0.025	6.06×10 <sup>9</sup>	1.69×10 <sup>5</sup>	5.23×10 <sup>12</sup>
0.003	0.03	2	0.033	0.314	0.025	6.06×10 <sup>9</sup>	4.55×10 <sup>6</sup>	5.23×10 <sup>12</sup>
0.005	0.03	2	0.035	0.314	0.025	7.23×10 <sup>9</sup>	2.11×10 <sup>7</sup>	5.23×10 <sup>12</sup>
0.008	0.03	2	0.038	0.314	0.025	9.26×10 <sup>9</sup>	8.64×10 <sup>7</sup>	5.23×10 <sup>12</sup>
0.003	0.03	3	0.063	0.471	0.025	4.22×10 <sup>10</sup>	4.55×10 <sup>6</sup>	1.77×10 <sup>13</sup>
0.001	0.03	3	0.065	0.471	0.025	4.63×10 <sup>10</sup>	1.69×10 <sup>5</sup>	1.77×10 <sup>13</sup>
0.005	0.03	3	0.065	0.471	0.025	4.63×10 <sup>10</sup>	2.11×10 <sup>7</sup>	1.77×10 <sup>13</sup>
0.008	0.03	3	0.068	0.471	0.025	5.30×10 <sup>10</sup>	8.64×10 <sup>7</sup>	1.77×10 <sup>13</sup>
0.003	0.03	4	0.093	0.628	0.025	1.36×10 <sup>11</sup>	4.55×10 <sup>6</sup>	4.18×10 <sup>13</sup>
0.005	0.03	4	0.095	0.628	0.025	1.45×10 <sup>11</sup>	2.11×10 <sup>7</sup>	4.18×10 <sup>13</sup>
0.001	0.03	4	0.097	0.628	0.025	1.54×10 <sup>11</sup>	1.69×10 <sup>5</sup>	4.18×10 <sup>13</sup>
0.008	0.03	4	0.098	0.628	0.025	1.59×10 <sup>11</sup>	8.64×10 <sup>7</sup>	4.18×10 <sup>13</sup>
0.003	0.03	5	0.123	0.785	0.025	3.14×10 <sup>11</sup>	4.55×10 <sup>6</sup>	8.17×10 <sup>13</sup>
0.005	0.03	5	0.125	0.785	0.025	3.29×10 <sup>11</sup>	2.11×10 <sup>7</sup>	8.17×10 <sup>13</sup>
0.008	0.03	5	0.128	0.785	0.025	3.54×10 <sup>11</sup>	8.64×10 <sup>7</sup>	8.17×10 <sup>13</sup>
0.001	0.03	5	0.129	0.785	0.025	3.62×10 <sup>11</sup>	1.69×10 <sup>5</sup>	8.17×10 <sup>13</sup>
0.003	0.03	6	0.153	0.942	0.025	6.04×10 <sup>11</sup>	4.55×10 <sup>6</sup>	1.41×10 <sup>14</sup>
0.005	0.03	6	0.155	0.942	0.025	6.28×10 <sup>11</sup>	2.11×10 <sup>7</sup>	1.41×10 <sup>14</sup>
0.008	0.03	6	0.158	0.942	0.025	6.65×10 <sup>11</sup>	8.64×10 <sup>7</sup>	1.41×10 <sup>14</sup>
0.001	0.03	6	0.161	0.942	0.025	7.04×10 <sup>11</sup>	1.69×10 <sup>5</sup>	1.41×10 <sup>14</sup>
0.003	0.03	7	0.183	1.100	0.025	1.03×10 <sup>12</sup>	4.55×10 <sup>6</sup>	2.24×10 <sup>14</sup>
0.005	0.03	7	0.185	1.100	0.025	1.07×10 <sup>12</sup>	2.11×10 <sup>7</sup>	2.24×10 <sup>14</sup>
0.008	0.03	7	0.188	1.100	0.025	1.12×10 <sup>12</sup>	8.64×10 <sup>7</sup>	2.24×10 <sup>14</sup>
0.001	0.03	7	0.193	1.100	0.025	1.21×10 <sup>12</sup>	1.69×10 <sup>5</sup>	2.24×10 <sup>14</sup>
0.003	0.03	8	0.213	1.257	0.025	1.63×10 <sup>12</sup>	4.55×10 <sup>6</sup>	3.35×10 <sup>14</sup>
0.005	0.03	8	0.215	1.257	0.025	1.68×10 <sup>12</sup>	2.11×10 <sup>7</sup>	3.35×10 <sup>14</sup>
0.008	0.03	8	0.218	1.257	0.025	1.75×10 <sup>12</sup>	8.64×10 <sup>7</sup>	3.35×10 <sup>14</sup>
0.001	0.03	8	0.225	1.257	0.025	1.92×10 <sup>12</sup>	1.69×10 <sup>5</sup>	3.35×10 <sup>14</sup>
0.003	0.03	9	0.243	1.414	0.025	2.42×10 <sup>12</sup>	4.55×10 <sup>6</sup>	4.77×10 <sup>14</sup>
0.005	0.03	9	0.245	1.414	0.025	2.48×10 <sup>12</sup>	2.11×10 <sup>7</sup>	4.77×10 <sup>14</sup>
0.008	0.03	9	0.248	1.414	0.025	2.57×10 <sup>12</sup>	8.64×10 <sup>7</sup>	4.77×10 <sup>14</sup>
0.001	0.03	9	0.257	1.414	0.025	2.86×10 <sup>12</sup>	1.69×10 <sup>5</sup>	4.77×10 <sup>14</sup>
0.003	0.03	10	0.273	1.571	0.025	3.43×10 <sup>12</sup>	4.55×10 <sup>6</sup>	6.54×10 <sup>14</sup>
0.005	0.03	10	0.275	1.571	0.025	3.51×10 <sup>12</sup>	2.11×10 <sup>7</sup>	6.54×10 <sup>14</sup>
0.008	0.03	10	0.278	1.571	0.025	3.62×10 <sup>12</sup>	8.64×10 <sup>7</sup>	6.54×10 <sup>14</sup>
0.001	0.03	10	0.289	1.571	0.025	4.07×10 <sup>12</sup>	1.69×10 <sup>5</sup>	6.54×10 <sup>14</sup>

## V. 실험결과 및 고찰

### 1. 튜브의 지름(D)의 영향

헬리컬 튜브에서 발생하는 자연대류에서 D의 영향을 확인하기 위하여, 표 8에 제시된 범위에서 실험을 수행하였다. 그림 27은 특성길이로 D를 사용하여 D와 L이 변할 때,  $Ra_D$  수에 따른  $Nu_D$  수의 변화를 나타낸 그래프이다. 그래프에서 L의 변화에 따라 다른 도형을 사용하였다. 그래프에 나타난 선은 2-2-3절에 제시된 D를 특성길이로 사용한 자연대류 열전달 상관식이다. 상관식은 Sedahmed 등[G. H. Sedahmed et al., 1985]과 Xin과 Ebadian[R. C. Xin, M. A. Ebadian, 1996]이 제시한 헬리컬 튜브에서의 상관식뿐만 아니라 Smith와 Wragg[A. F. J. Smith and A. A. Wragg, 1973]이 제시한 수직배열에서의 수평관 상관식과 McAdams[W. H. McAdams, 1954]와 Merk와 Prins[H. L. Merk, and J. A. Prins, 1953-54]가 제시한 수평관 상관식과도 비교하였다. 이 때, P는 0.03m, R은 0.025m로 고정하여 P와 R의 영향은 고려하지 않았다.

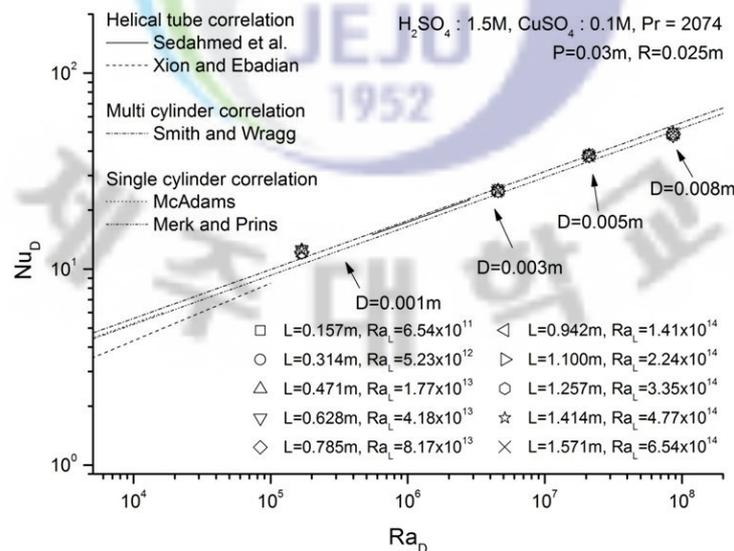


Fig. 27. Test result of  $Nu_D$  according to  $Ra_D$  varied by L.

실험결과는 상관식과 일치 하였으며, 헬리컬 튜브에서 제시된 상관식 뿐만 아니라 수직배열에서의 수평관 상관식과 수평관 상관식과도 매우 일치하였다.

RaD 수의 증가에 따라 NuD 수가 증가하는 것을 알 수 있었으나 L의 변화에 따른 NuD 수의 영향은 나타나지 않는다.

그림 27에 제시된 실험결과를 통해 상관식을 다음과 같이 제작하였다. 상관식은 잘 알려진 자연대류 열전달 형태인  $Nu=aRa^b$ 로 제작하였으며, 오리진(origin 8.0)프로그램을 이용하여 제작하였다. 제작된 상관식의 표준오차는 0.004이다. 상관식은 McAdams와 Merk 와 Prins의 수평상관식과 매우 유사하였다. 상관식과 실험데이터의 비교는 그림 28에 나타냈다.

$$Nu_D = 0.55(Gr_D Pr)^{0.25}, \quad 5.5 \times 10^5 \leq Ra_D \leq 9.4 \times 10^8 \quad (46)$$

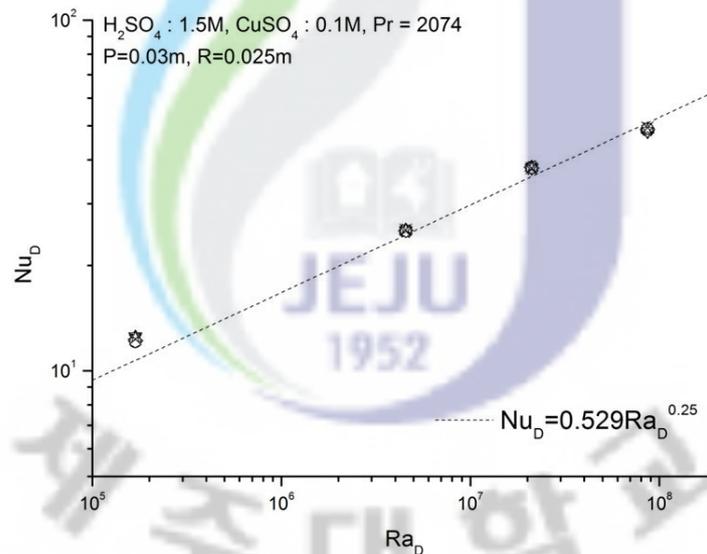


Fig. 28. experiments results according to produced correlation

상관식의 지수는 0.25로 h와의 관계는 다음과 같이 나타낼 수 있다.

$$h \propto D^{-0.25}$$

위 관계를 통해  $h$ 는  $D$ 가 증가할 때, 감소함을 알 수 있다. 이것은 층류 자연대류 열전달 현상에서 일반적인 잘 알려진 결과이다.

## 2. 헬리컬 튜브의 전체길이(L)의 영향

헬리컬 튜브에서 발생하는 자연대류에서  $L$ 의 영향을 확인하기 위하여, 표 11에 제시된 범위에서 실험을 수행하였다. 그림 29는 특성길이를  $L$ 를 사용하여  $L$ 과  $D$ 가 변할 때,  $Ra_L$  수에 따른  $Nu_L$  수의 변화를 나타낸 그래프이다. 그래프에서 사각형은  $D=0.001m$ , 원형은  $D=0.003m$ , 삼각형은  $D=0.005m$ , 그리고 역삼각형은  $D=0.008m$ 를 각각 나타낸다. 그래프에 나타낸 선은 앞서 2-1-1절에 제시된  $L$ 를 특성길이를 사용한 자연대류 열전달 상관식을 나타내며, 실험결과와 비교하였다. 이 때,  $P$ 는  $0.03m$ ,  $R$ 은  $0.025m$ 로 고정하였다.

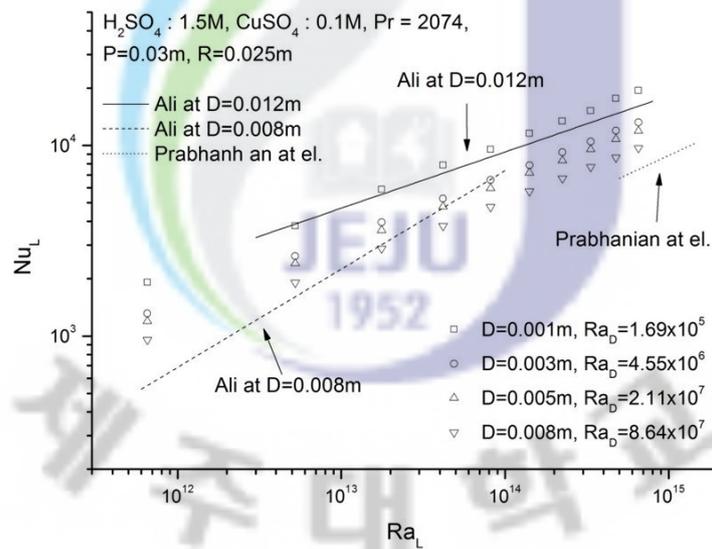


Fig. 29. Test result of  $Nu_L$  according to  $Ra_L$  varied by  $L$ .

실험결과는 상관식과 거의 일치하지 않았다. 그러나  $Ra_L$  수 변화에 따른  $Nu_L$  수의 경향은 유사하였다. 이러한 차이는  $D$ 의 증가에 따라  $Nu_L$  수가 떨어지기 때문이라고 판단된다. Ali[M. E. Ali, 1994]가 제시한 상관식은  $D$ 에 따라  $Nu_L$  수가

상승하였다. 이는 그의 실험이 P를 고려하지 않았기 때문에 나타난 현상이라고 생각된다.

그림 29에 제시된 실험결과를 통해 D의 영향을 포함하는 상관식을 제작하였다. D의 영향은 무차원수를 맞추기 위하여  $Ra_D$  수를 사용하였다. 상관식은 잘 알려진 자연대류 열전달 형태인  $Nu=aRa^b$ 로 제작하였으며, 오리진(origin 8.0)프로그램을 이용하여 제작하였다. 제작된 상관식의 표준오차는 0.07이다. 상관식과 실험 데이터의 비교는 그림 30에 나타냈다.

$$Nu_L = 0.775 Ra_L^{0.335} Ra_D^{-0.108}, \quad (47)$$

$$6.54 \times 10^{11} \leq Ra_L \leq 6.54 \times 10^{14}, \quad 1.69 \times 10^5 \leq Ra_D \leq 8.64 \times 10^7$$

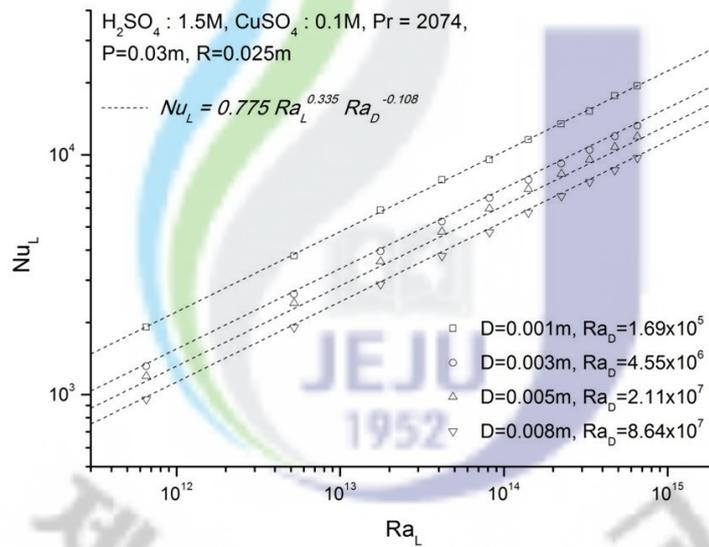


Fig. 30. experiments results according to produced correlation

제작된 상관식의  $Ra_L$  수의 지수는 0.335로 h와의 관계는 다음과 같이 나타낼 수 있다.

$$h \propto L^{1.005}$$

위 관계를 통해  $h$ 는  $L$ 가 증가할 때, 거의 변하지 않음을 알 수 있다. 즉,  $L$ 의 변화는  $h$ 에 조금 영향을 미치거나, 전혀 영향을 미치지 않을 것이라 판단된다.

### 3. 헬리컬 튜브의 전체길이(H)의 영향

헬리컬 튜브에서 발생하는 자연대류에서  $H$ 의 영향을 확인하기 위하여, 표 11에 제시된 범위에서 실험을 수행하였다. 그림 31은 특성길이로  $H$ 를 사용하여  $H$ 와  $D$ 가 변할 때,  $Ra_H$  수에 따른  $Nu_H$  수의 변화를 나타낸 그래프이다. 그래프에서 사각형은  $D=0.001m$ , 원형은  $D=0.003m$ , 삼각형은  $D=0.005m$ , 그리고 역삼각형은  $D=0.008m$ 를 각각 나타낸다. 그래프에 나타낸 선은 앞서 2-1-2절에 제시된  $H$ 를 특성길이로 사용한 자연대류 열전달 상관식을 나타내며, 실험결과와 비교하였다. 이 때,  $P$ 는  $0.03m$ ,  $R$ 은  $0.025m$ 로 고정하였다.

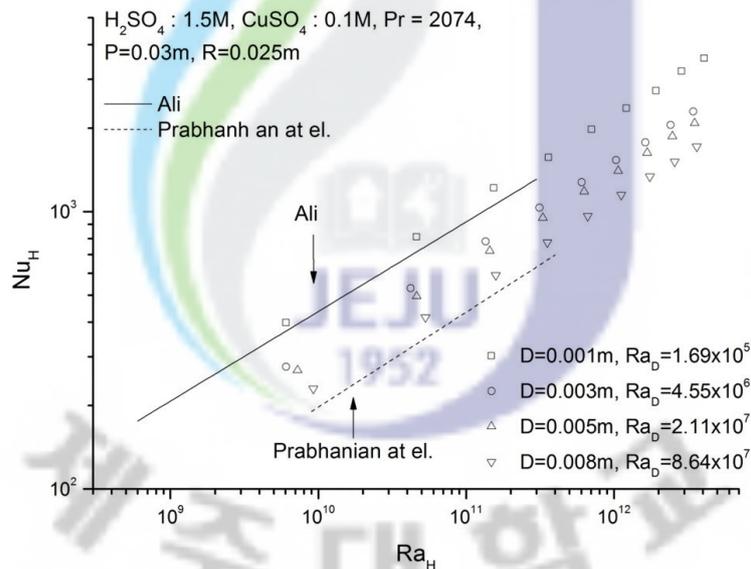


Fig. 31. Test result of  $Nu_H$  according to  $Ra_H$  varied by  $H$ .

실험결과는 상관식과 유사한 경향을 보였고,  $D$ 의 증가에 따라  $Nu_H$  수는 감소하였다. 그림 30에 제시된 실험결과를 통해  $D$ 의 영향을 포함하는 상관식을 제작하였다.  $D$ 의 영향은 무차원수를 맞추기 위하여  $Ra_D$  수를 사용하였다. 상관식은

잘 알려진 자연대류 열전달 형태인  $Nu=aRa^b$ 로 제작하였으며, 오리진(origin 8.0) 프로그램을 이용하여 제작하였다. 제작된 상관식의 표준오차는 0.02이다. 상관식과 실험데이터의 비교는 그림 28에 나타냈다.

$$Nu_L = 0.783 Ra_L^{0.335} Ra_D^{-0.108}, \quad (48)$$

$$6.09 \times 10^9 \leq Ra_H \leq 3.62 \times 10^{12}, \quad 1.69 \times 10^5 \leq Ra_D \leq 8.64 \times 10^7$$

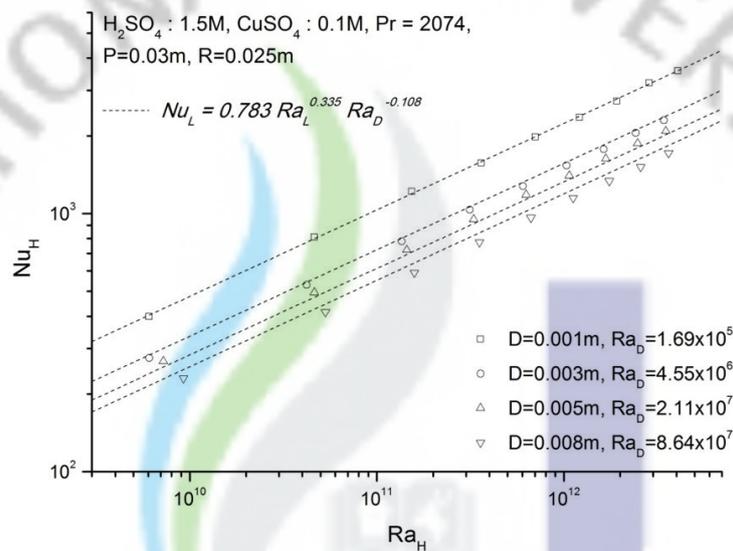


Fig. 32. experiments results according to produced correlation

제작된 상관식의  $Ra_H$  수의 지수는 0.335로  $h$ 와의 관계는 다음과 같이 나타낼 수 있다.

$$h \propto L^{1.005}$$

위 관계를 통해  $h$ 는  $H$ 가 증가할 때, 거의 변하지 않음을 알 수 있다. 즉,  $H$ 의 변화는  $L$ 의 경우와 마찬가지로  $h$ 에 조금 영향을 미치거나, 전혀 영향을 미치지 않을 것이라 판단된다.

#### 4. 튜브사이의 떨어진 거리(P)의 영향

헬리컬 튜브에서 발생하는 자연대류에서 P의 영향을 확인하기 위하여, 표 9에 제시된 범위에서 실험을 수행하였다. 실험은 P와 D의 관계를 확인하기 위해 P/D를 기준으로 수행되었다. 실험의 특성길이는 D를 사용하였다. 특성길이를 D를 기준으로 할 경우, 5-1절에 제시된 D의 기준의 실험에서 알 수 있듯이 L이 영향이 나타나지 않으므로 순수하게 P의 영향만이 고려될 것이다.

그림 33은 P/D의 변화와 함께 N에 따른  $Nu_D/Nu_{D(N=1)}$ 를 나타낸 그래프이다. 여기서  $Nu_{D(N=1)}$  수는 N이 1일 때의  $Nu_D$  수 값을 나타낸다. D와 R은 각각 0.003m와 0.025m로 고정되어 P의 영향만을 관찰하였다.

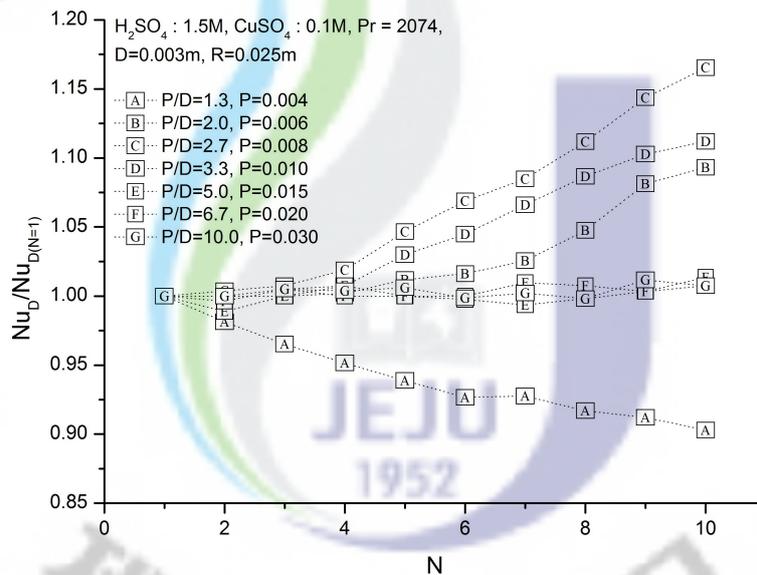


Fig. 33.  $Nu_D$  according to N with P

그래프에서 A~G는 P/D가 1.3~10.0의 값을 각각 나타낸다. P/D가 5.0~10.0의 경우,  $Nu_D$  수의 변화는 거의 없으며, P/D가 1.3의 경우,  $Nu_D$  수는 N의 증가에 따라 감소한다. 그리고 P/D가 2.0~3.3의 경우,  $Nu_D$  수는 N의 증가와 함께 증가한다.

그림 34는 그림 33의 결과를 P/D에 따른  $Nu_D/Nu_{D(N=1)}$ 로 나타낸 그래프이다.

그래프에서 사각 박스의 1~9, 0은 N이 1~10의 값을 각각 나타낸다. P/D가 약 1.5이하의 경우,  $Nu_D$  수는 N의 증가와 함께 감소함을 알 수 있다. P/D가 약 1.5 이상이 되면서  $Nu_D$  수는 N의 증가와 함께 증가하며, 증가되는 폭은 P/D가 약 2.6인 지점에서 최대치를 갖는다. 이러한 증가되는 폭은 P/D가 3인 지점 이후부터 점차 감소하다가 P/D가 5이상인 지점부터 N의 변화에 따른  $Nu_D$  수의 변화는 관찰되지 않는다.

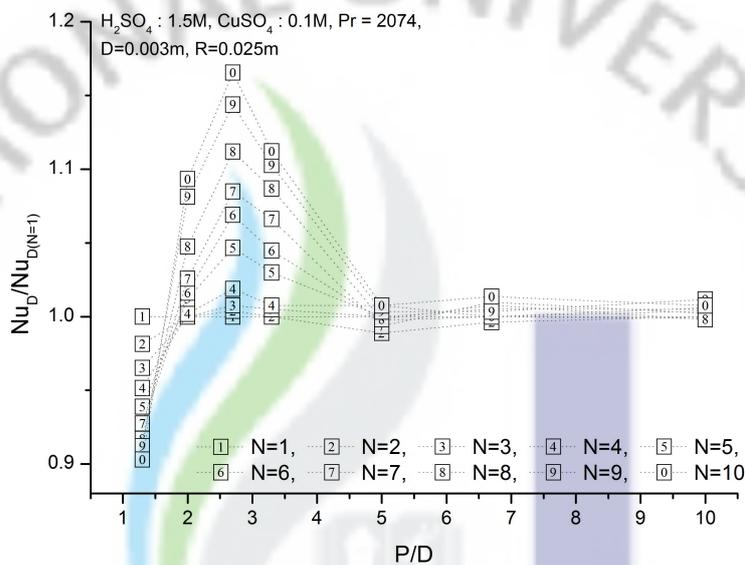


Fig. 34.  $Nu_D$  according to  $P/D$  with  $N$

즉, P/D가 약 1.5이하의 경우, 예열 영향로 인하여  $Nu_D$  수는 N의 증가와 함께 감소하다가, P/D가 약 1.5이상이 되면서 속도영향이 예열영향보다 커지게 되고,  $Nu_D$  수는 N의 증가와 함께 증가한다. 이는 예비실험에서 수행된 수직배열의 수평관에서의 실험에서 P/D의 영향과 유사한 결과이다. 속도영향이 가장 강하게 발생하는 영역은 P/D가 약 2.6인 지점이다. 이러한 속도영향은 P/D가 약 5이상의 지점부터 나타나지 않는다. 즉, P/D가 5이상인 지점부터 상대적으로 하단에 위치한 N은 상대적으로 상단에 위치한 N에 영향을 미치지 않게 된다.

## 5. 튜브사이의 떨어진 거리(P)의 영향

앞서 3-2절에서 수행된 기울어진 원형관 실험관 실험을 통해 수평을 기준으로 30°이내에서는  $Nu_D$  수의 영향이 거의 없음을 알 수 있었다. 즉, 헬리컬 튜브의 원형관의 기울기가 수평을 기준으로 30°가 넘지 않는 범위에서는 기울기의 영향을 무시할 수 있을 것이다.

헬리컬 튜브의 원형관의 기울기는 P와 R이 변할 때 달라진다. 즉, 기울기의 영향을 받지 않는 특정지점의 P/R이 존재 할 것이다.

그림 35는 N=1일 때, 헬리컬 튜브를 나타낸다. 그림과 같이 헬리컬 튜브의 기울기는 P와 R을 이용한 삼각함수를 통해 알 수 있을 것이다.

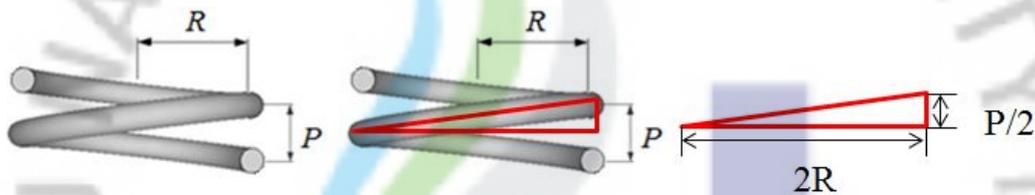


Fig. 35. Inclination of Helical tube at N=1

삼각함수를 이용한 P/R의 30를 넘지 않는 영역은 다음과 같다.

$$\frac{P}{R} < 2.309$$

그림 36은 헬리컬 튜브에서 발생하는 자연대류에서 P/R의 영향을 확인하기 위하여, 표 10에 제시된 범위에서 실험을 수행하였다. 실험의 특성길이는 D를 사용하였다.

실험은 P/D의 영향을 무시하기 위해 P/D가 5보다 작은 지역을 제외하고 수행되었다. 실험결과 P/R이 2.3인 지점부터  $Nu_D$  수가 감소하기 시작하였다. 이러한 결과는 예비실험의 결과와 일치한다. 앞서 수행된 예비실험결과 기울기가 수평에

서 증가할수록 Nu 수는 감소를 알 수 있었다.

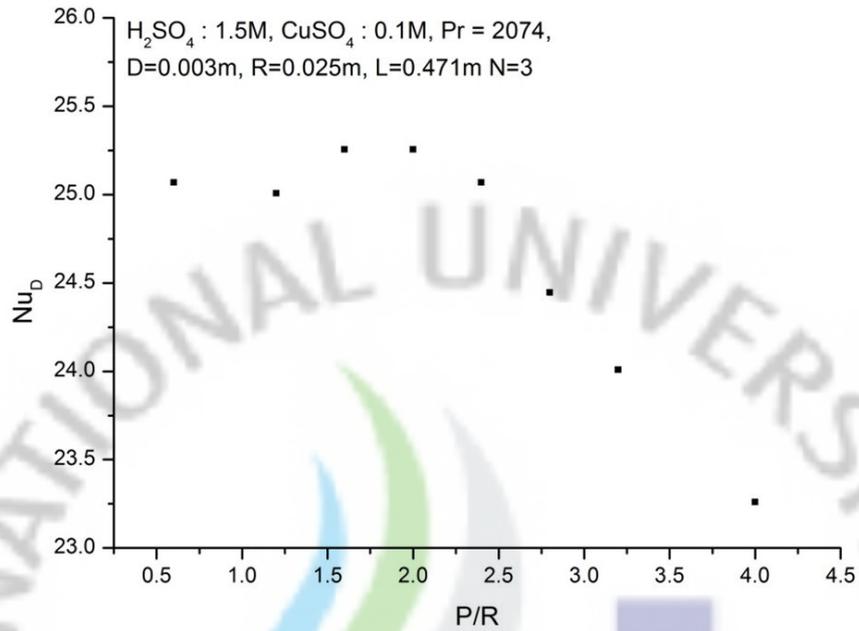


Fig. 36.  $Nu_D$  according to P/R at  $D=0.003m$ ,  $R=0.025m$  and  $N=3$

## VI. 결론

물질전달과 열전달 현상은 서로 수학적·물리적으로 유사(Analogous)하기 때문에 상사성의 개념을 적용하면 복잡하고 해석하기 어려운 열전달 현상을 물질전달실험으로 전환하여 모사할 수 있다. 물질전달계의 하나인 구리 전기도금계에서 구리 이온이 전달되는 현상은 이론적, 물리적으로 열전달 현상과 상사하기 때문에 구리 전기도금계에서 발생하는 전해액의 거동과 열전달에서의 유체의 거동은 서로 유사한 결과를 나타낼 것으로 기대된다. 또한, 전기도금이 진행될 때 전극표면과 모액 사이의 큰 농도차로 인해 자연대류를 유발시키는 구동력이 크기 때문에 축소 규모의 실험장치로도 충분히 고부력의 실험을 수행할 수 있다. 본 연구에서는 헬리컬 튜브에서 발생하는 자연대류 열전달 현상에 대한 전기도금 실험결과를 열전달 상관식과 비교함으로써 상사성 실험방법론에 대한 타당성 및 적용가능성을 모색하였다. 그리고 헬리컬 튜브에 대한 자연대류 열전달 현상을 지배하는 특성길이를 제시하였으며,  $D$ ,  $L$ ,  $H$ ,  $P$ ,  $R$ 의 인자들 사이의 관계를 상관식으로 제시하였다.

예비실험으로써 수평관 실험은 유사성을 이용한 전기 도금계로 현상을 이용해 자연대류를 구현할 수 있음을 확인하였고, 열전달을 시각화 하는 기법을 실험하였다. 그리고 기울어진 원형관 실험을 통하여 기울기가 수평을 기준으로  $30^\circ$  이내에서는 수평관과 열전달이 유사함을 알 수 있었다. 마지막으로 수직배열의 수평관 실험을 통하여 상단 실린더에 대한 하단실린더의 열전달 영향을 실험적으로 분석하였다.

본 실험은 헬리컬 튜브의  $D$ 가  $0.001 \sim 0.008\text{m}$ ,  $L$ 이  $0.157 \sim 1.571\text{m}$ ,  $H$ 가  $0.033 \sim 0.289\text{m}$ ,  $P$ 가  $0.004 \sim 1\text{m}$ 의 범위에서 실험이 수행되었다. 이때  $Ra_D$  수는  $5.5 \times 10^5 \sim 9.4 \times 10^8$ ,  $Ra_L$  수는  $6.54 \times 10^{11} \sim 6.54 \times 10^{14}$ ,  $Ra_H$  수는  $6.09 \times 10^9 \sim 3.62 \times 10^{12}$ 이다. 헬리컬 튜브에서의 자연대류 실험결과 층류에서  $D$ 의 증가와 함께 열전달량은 감소하였고,  $L$ ,  $H$ 의 크기는 열전달량에 아무런 영향을 미치지 못하였다. 실험결과를 통하여  $D$ ,  $L$ ,  $H$ 에 관한 열전달 상관식을 제시하였다.  $P/D$ 가 5보다 크고,  $P/R$ 이 2.3보

다 작을 때, D가 유효한 특성길이임을 확인하였다. P/D가 5보다 작을 경우, 수평 관 하단에서 발생한 플룸이 상단에 영향을 미치기 시작했고, 1.5이하의 영역에서는 예열영향으로 열전달량이 감소하였고, 그 이상에서는 속도영향으로 열전달량이 증가하였다. 그 중 P/D가 약 2.4인 지점에서 가장 높은 열전달량을 보였다. 기울기의 영향은 P/R을 이용하여 나타낼 수 있었으며, P/R이 2.3보다 작을 경우 기울기의 영향은 나타나지 않았다.

그러나 실제 AHX의 헬리컬 튜브는 Duct내부에 존재하게 된다. 헬리컬 튜브가 Duct 내부에 있을 경우, Chimney 효과로 인하여 H의 영향이 발생할 것이라 예상된다. 그러므로 AHX에 대한 현상론적 연구를 제대로 확인하기 위해서는 이후 Duct의 영향을 받는 헬리컬 튜브에 관한 연구가 수행되어야 할 것이다.

전기도금계를 활용하여 자연대류현상을 모사할 경우, 특히 공기를 이용한 열전달 실험에서 요구되는 장치의 높이를 실험실 규모로 줄이고도 대등한 Grashof 수를 얻을 수 있을 것으로 판단된다. 또한, 열전달 실험에서 수반되는 복사열전달에 관한 영향을 원천적으로 제거할 수 있을 것으로 기대된다.

그러므로 복잡한 기하학적 구조를 갖는 헬리컬 튜브와 같은 시스템에서의 열전달 현상도 물질전달 실험으로 전환하여 모사할 수 있을 것이다. 또한 전기도금계를 이용한 물질전달 실험은 열전달에서의 복사와 전도에 의한 열전달 효과를 제거할 수 있기 때문에 복사열전달이 배제된 순수한 대류열전달에 관한 정보를 얻을 수 있다. 그리고 축소 규모의 실험장치로도 충분한 부력거동과 동시에 속도에 따른 영향을 모사할 수 있음에 따라 AHX에 필수적인 열전달 상관식 개발 및 안전해석코드 개발을 위한 연구에 있어서 제어측면이나 경제적인 측면에서 많은 비용절감의 효과를 얻을 수 있을 것으로 기대된다.

## 참 고 문 헌

- A. A. Wragg, Free Convection Mass Transfer at Horizontal Electrode, *Electrochimica Acta*, Vol. 13, pp. 2159-2165, 1968.
- A. Bejan, *Convection Heat Transfer*, New York, John Wiley & Sons, INC., 1984.
- A. F. J. Smith and A. A. Wragg, An electrochemical study of mass transfer in free convection at vertical arrays of horizontal cylinders, *J. Applied Electrochemistry*, Vol. 4, pp. 219-228, 1973
- B. J. Ko, A Study on the Mixed Convection Heat Transfer in a Vertical Cylinder using Electroplating System, *Degree of Master of Science, Graduate school jeju National university*, 2008
- C. R. Wike and C. W. Tobias, et al., Free-Convection Mass Transfer at Vertical Plates, *Chemical Engineering Progress*, Vol. 49, pp. 663-674, 1953.
- D. G. Prabhanjan, T. J. Rennie, G. S. Vijaya Raghavan, Natural convection heat transfer from helical coiled tubes, *Int. J. Thermal Sciences* Vol. 43, pp. 359-365, 2004
- E. J. Fenech and C. W. Tobias, Mass Transfer by Free Convection at Horizontal Electrodes, *Electrochimica Acta*, Vol. 2, pp. 311-325, 1960.
- E. J. LeFevre, Laminar Free Convection from a Vertical Plane Surface, *9th Int. Congress on Applied Mechanics*, Brussels, pp. 1~168. 1956

- G. F. Marsters, Arrays of heated horizontal cylinders in natural convection, *Int. J. Heat and Mass Transfer*, Vol. 15, pp. 921-933, 1972
- G. H. Sedahmed, L. W. Shemilt, F. Wonga, Natural convection mass transfer characteristics of rings and helical coils in relation to their use in electrochemical reactor design, *Chemical Engineering Science*, Vol. 40, pp. 1109-1114, 1985
- G. H. Sedahmed, L. W. Shemilt, Natural convection mass transfer at cylinders in different positions, *Chemical Engineering Science*, Vol. 37, pp. 159 - 166, 1982
- G. Murphy, *Similitude in Engineering*, New York, Ronald Press, 1950.
- H. D. Chiang and R. J. Goldstein, Application of the Electrochemical Mass Transfer Technique to the Study of Buoyancy-Driven Flows, *Proc. 4th Int. Symp. Transport Phenomena in Heat Mass Transfer*, Sydney, Vol. 1, pp. 1-25, 1991.
- H. Yuncu, and A. Batta, Effect of Vertical Separation Distance on Laminar Natural Convection Heat Transfer over Two Vertically Spaced Equitemperature Horizontal Cylinders, *Applied Scientific Research*, Vol. 52, pp. 259~277. 1994
- J. H. Lee, C. G. Park, J. B. Kim, G. H. Koo, Structural Concept Design of KALIMER-600 Sodium Cooled Fast Reactor, KSME, pp. 2~3555, 2007
- J. Lia, J. D. Tarasuk, Local free convection around inclined cylinders in air: An interferometric study, *Experimental Thermal and Fluid Science*, Vol. 5, pp. 235-242, 1992

J. R. Selman and J. S. Newman, Free-Convection Mass Transfer with a Supporting Electrolyte, *J. Electrochem. Soc.*, Vol. 118, pp. 1070-1078, 1971.

J. S. Newman, *Electrochemical Systems*, Prentice-Hall, Englewood, 1973.

K. Kitamura, F. Kami-iwa and T. Misumi, Heat transfer and fluid flow of natural convection around large horizontal cylinders, *Int. J. Heat and Mass Transfer*, Vol. 42, pp. 4093-4106, 1999

L. A. M. Janssen, and C. J. Hoogendoorna, Laminar convective heat transfer in helical coiled tubes, *Int. J. Heat and Mass Transfer*, Vol. 21, pp. 1197-1206, 1978

M. Al-Arabi, Y. K. Salman, Laminar natural convection heat transfer from an inclined cylinder, *International Journal of Heat and Mass Transfer* Vol. 23 pp. 45-51. 1980

M. Al-Arabi, M. Khamis, Natural convection heat transfer from inclined cylinders, *Int. J. Heat and Mass Transfer*, Vol. 25, pp. 3-14, 1982

M. E. Ali, Experimental investigation of natural convection from vertical helical coiled tubes, *Int. J. Heat Mass Transfer* Vol. 37, pp. 665-671, 1994

Merk, H. L. and Prins, j. A. 1953-54, Thermal Convection in Laminar Boundary Layers I, II, and III, *Appl. sci. res.*, A4, 11~24, pp. 195~206, 207~221

M. Moawed, Experimental investigation of natural convection from vertical and horizontal helicoidal pipes in HVAC applications, *Energy Conversion and*

*Management*, Vol. 46, pp. 2996–3013, 2005

M. M. Zaki, I. Nirdosh and G. H. Sedahmed, Forced Convection Mass Transfer inside Large Hemispherical Cavities under Laminar Flow Conditions, *Chem. Eng. Comm.* Vol. 159, pp. 161–171, 1997.

P. H. Oosthuizen, Experimental study of free convective heat transfer from inclined cylinders. *J. Heat Transfer, Trans. ASME, Ser. C* Vol. 98 pp. 672–74, 1976

R. C. Xin, M. A. Ebdian, Natural convection heat transfer from heli-coidal pipes, *J. Thermophys. Heat Transfer* Vol. 10 pp. 297–302, 1995

R. J. Goldstein, V. Khan, V. Srinivasan, Mass transfer from inclined cylinders at moderate Rayleigh number including the effects of end face boundary conditions, *Experimental Thermal and Fluid Science*, Vol. 31, pp. 741–750, 2007

R. M. Fand, E. W. Morris M. Lum, Natural convection heat transfer from horizontal cylinders to air, water and silicone oils for Rayleigh numbers between  $3 \times 10^2$  and  $2 \times 10^7$ , *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 20, pp.1173–1184, 1977,

S. W. Churchill, H. S. Chu, Correlation equations for laminar and turbulent free convection from a horizontal cylinder, *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 18, pp. 1049~1053, 1974

V. G. Levich, *Physiochemical Hydrodynamics*, Prentice–Hall, Englewood, 1962.

V. T. Morgan, The overall convective heat transfer from smooth circular cylinders, *Adv. Heat Transfer*, Vol. 11, 199-212 (1975)

W. E. Baker, P. S. Westine and F. T. Dodge, Similarity Methods in Engineering Dynamics : Theory and Practice of Scale Modeling, Southwest Research Institute, 1997.

W. E. Stewart, Experimental free convection from an inclined cylinder, *ASME J. Heat Transfer*, Vol. 103, pp. 817-819, 1981

W. E. Stewart, S. L. Buck, Experimental Free Convection from an inclined Cylinder, *presented at Heat Transfer Division of ASME Winter Annual Meeting*, pp. 21, 1980

W. H. McAdams, 1954, Heat Transmission, 3rd ed., McGraw-Hill, New York, pp. 175~177.

W. J. Moore, *Physical Chemistry*, Prentice-Hall, Englewood, 1972.

Yeong-il Kim, Hahn do hee, Sodium-cooled Fast Reactor, *Physics & High Technology*, Vol. 15, pp. 2-5, 2006

## 감사의 글

지난 2년의 시간은 저의 앞을 가로막고 있던 큰 벽을 허물 수 있었던 기회였던 것 같습니다. 많은 고민을 하고 선택한 길이기에는, 뒤돌아보니 '왜 더 잘하지 못했을까'라는 후회가 앞섭니다. 아직 많이 모자라지만, 2년이란 긴 시간동안 제가 배운 것은 학문만이 아니었습니다. 삶을 살아가는데 있어서의 자세, 사람과 사람 간에 관계, 생각하는 법 등 너무 많은 것을 배우고, 소중한 것들을 얻을 수 있었던 시간 이었습니다.

사소한 것에서부터 시작하여 학문적 기틀까지 모든 분야를 가르쳐 주시고, 가치관을 형성해 주신 정범진 선생님께 진심을 다하여 감사드립니다. '나'라는 휘어진 나무를 자르지 않고 곧은 나무로 만들고자 노력해 주신 은혜 잊지 않고 기억하겠습니다. 그리고 논문심사 과정에서 세심한 관심과 조언을 주신 김신 교수님과 박재우 교수님께 감사의 말씀을 전합니다.

원자력 안전실험실에서 힘든 일이 있을 때 자신의 일처럼 도와주었던 가족과 같은 명선, 철규, 재영, 멀리서 따뜻한 조언을 아끼지 않았던 형석이 형, 두혁이 형, 상혁이 형, 덕원이 형, 가까이에서 많은 것을 가르쳐주셨던 봉진이 형, 마지막으로 힘들 때나 즐거울 때나 항상 옆에서 함께 지내왔던 나의 동기 경욱이에게 감사의 말을 전합니다.

대학원 생활을 하면서 많은 힘이 되어주신 준호 형, 지훈이 형, 보안이 형, 정성이 형, 상범이 형, 승진이 형, 형운이 형, 민석이 형, 영민이 형, 원종이 형, 성식이 형, 태형, 세민, 재경, 성용에게 감사드립니다.

언제나 힘이 되어주는 나의 사랑하는 친구 경현, 우용, 대영, 성우, 주환, 완석에게도 지면을 빌어 고마움을 전합니다.

본 연구활동을 하면서 제반 연구비를 지원해주신 과학재단과 교육과학기술부에 감사리를 드립니다.

마지막으로 가장 존경하는 아버지, 그 은혜를 잊지 못할 어머니, 따뜻한 조언 아끼지 않은 누나, 항상 미안한 동생, 그리고 하늘에 계신 그분에게 이 논문을 바칩니다.